



LAMPIRAN A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

1. Komposisi Bahan Baku (% berat)

- Methanol : 99,95 %
- Air : 0,05 %

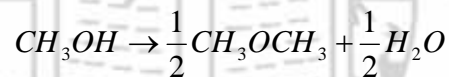
(PT. Pertamina Indonesia)

2. Komposisi Produk (% berat)

- Dimethyl Ether : 99,5 %
- Metanol : 0,45 %
- Air : 0,05 %

(MEGS Specialty Gases, Inc, 2012)

3. Mekanisme Reaksi



Konversi : 80%

(DuPont Talks About its DME Propellant, 1982)

4. Simbol

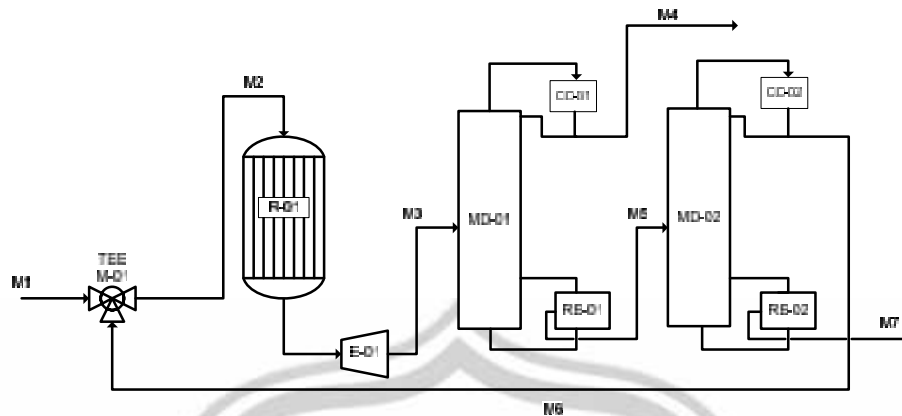
X_{A_n} = Fraksi massa komponen A pada arus n

M_n = Laju alir massa arus n

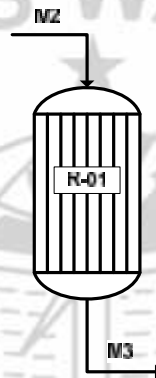
5. Berat Molekul Masing-masing Komponen

No.	Komponen	Simbol	Rumus Struktur	BM	TD
1.	Methanol	M	CH_3OH	32,042	64.7°C
2.	Dimethyl Ether	D	CH_3OCH_3	46,069	-24°C
3.	Air	A	H_2O	18,016	100°C

Gambar Diagram Alir Neraca Massa



6. Neraca Massa di Reaktor (R-01)



a. Tujuan :

- Menghitung laju alir massa pada arus M_2 dan M_3 .
- Menghitung laju alir massa tiap-tiap komponen pada arus M_2 dan M_3 .

b. Diketahui:

Basis neraca massa bahan baku masuk reaktor, $M_2 = 1.000 \text{ kg/jam}$

Konversi reaksi = 80% = 0,8

Komposisi:

Methanol, $X_{M_2} M_2 = 99,95\% \times 1.000 = 999,5 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$

Air, $X_{A_2} M_2 = 0,05\% \times 1.000 = 0,5 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$



c. Persamaan :

Neraca Massa Total

$$M_2 = M_3$$

Neraca Massa Komponen

▪ Methanol

$$X_{M_3} M_3 = X_{M_2} M_2 - \text{methanol yang bereaksi}$$

$$X_{M_3} M_3 = X_{M_2} M_2 - (0,8 \times X_{M_2} M_2)$$

$$X_{M_3} M_3 = 999,5 - (0,8 \times 999,5)$$

$$X_{M_3} M_3 = 199,9 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

▪ Air

$$X_{A_3} M_3 = X_{A_2} M_2 + \text{air hasil reaksi}$$

$$X_{A_3} M_3 = X_{A_2} M_2 + \frac{1}{2} (0,8 \times X_{M_2} M_2 \times \frac{18}{32})$$

$$X_{A_3} M_3 = 0,5 + \frac{1}{2} (0,8 \times 0,5 \times \frac{18}{32})$$

$$X_{A_3} M_3 = 225,39 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

▪ Dimethyl Ether

$$X_{D_3} M_3 = X_{D_2} M_2 + \text{DME hasil reaksi}$$

$$X_{D_3} M_3 = X_{D_2} M_2 + \frac{1}{2} (0,8 \times X_{M_2} M_2 \times \frac{46}{32})$$

$$X_{D_3} M_3 = 0 + \frac{1}{2} (0,8 \times 999,5 \times \frac{46}{32})$$

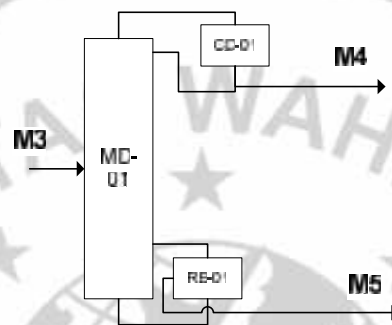
$$X_{D_3} M_3 = 574,71 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$



Neraca Massa di Reaktor (R-01)

Komponen	Input Arus 2	Output Arus 3
Methanol	999,50	199,90
Air	0,50	225,39
Dimethyl Ether	-	574,71
Total	1.000,00	1.000,00

7. Neraca Massa di Menara Distilasi I (MD-01)



a. Tujuan :

- Menghitung laju alir massa pada arus M_3 , M_4 , dan M_5 .
- Menghitung laju alir massa tiap-tiap komponen pada arus M_3 , M_4 , dan M_5 .

b. Diketahui:

Komposisi produk untuk produksi komersil yaitu 99,5% Dimethyl Ether, 0,45% Methanol, dan 0,05% Air.

c. Persamaan :

Neraca Massa Total

$$M_3 = M_4 + M_5$$

Neraca Massa Komponen

- Dimethyl Ether

$$X_{D_3} M_3 = X_{D_4} M_4 + X_{D_5} M_5$$



$$574,71 = X_{D_4} M_4 + 0$$

$$X_{D_4} M_4 = 574,71 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$X_{D_4} M_4 = 99,5\% \times M_4$$

$$574,71 = 99,5\% \times M_4$$

$$M_4 = 577,6 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

▪ Methanol

$$X_{M_4} M_4 = 0,45\% \times M_4$$

$$X_{M_4} M_4 = 0,45\% \times 577,6$$

$$X_{M_4} M_4 = 2,6 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$X_{M_3} M_3 = X_{M_4} M_4 + X_{M_5} M_5$$

$$199,9 = 2,6 + X_{M_5} M_5$$

$$X_{M_5} M_5 = 197,3 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

▪ Air

$$X_{A_4} M_4 = 0,05\% \times M_4$$

$$X_{A_4} M_4 = 0,05\% \times 577,6$$

$$X_{A_4} M_4 = 0,29 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$X_{A_3} M_3 = X_{A_4} M_4 + X_{A_5} M_5$$

$$225,39 = 0,29 + X_{A_5} M_5$$

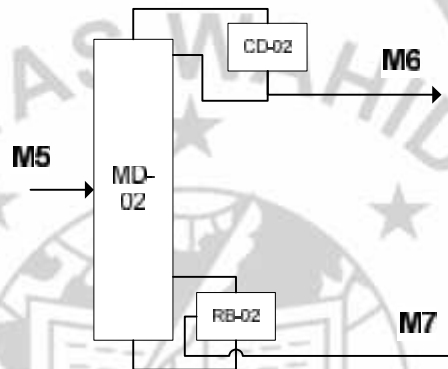
$$X_{A_5} M_5 = 225,1 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$



Neraca Massa di Menara Distilasi I (MD-01)

Komponen	Input	Output	
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
Methanol	199,90	2,60	197,30
Air	225,39	0,29	225,10
Dimethyl Ether	574,71	574,71	-
Total	1000,00	577,60	422,40
		1.000,00	

8. Neraca Massa di Menara Distilasi II (MD-02)



a. Tujuan :

- Menghitung laju alir massa pada arus M_5 , M_6 dan M_7 .
- Menghitung laju alir massa tiap-tiap komponen pada arus M_5 , M_6 dan M_7 .

b. Diketahui:

Untuk menyesuaikan komposisi pada bahan baku, maka dirancang komposisi distilat mengandung 99,95% methanol dan 0,05% air.

Distribusi produk methanol pada kolom atas distilasi sebesar 99,5% dari input. Berdasarkan US Patent No. 5750799 (Van Dijk, 1998), distribusi methanol pada destilat minimal sebesar 99% dan distribusi methanol pada bottom maksimal sebesar 0,5%. Maka, ditentukan distribusi methanol pada



destilat sebesar 99,5% (>99%), dimana pada keadaan tersebut distribusi methanol di bottom sebesar 0,44% (<0,5%).

c. Persamaan :

Neraca Massa Total

$$M_5 = M_6 + M_7$$

Neraca Massa Komponen

- Methanol

$$X_{M_6} M_6 = 0,995 \times X_{M_5} M_5$$

$$X_{M_6} M_6 = 0,995 \times 197,3$$

$$X_{M_6} M_6 = 197,28 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$X_{M_7} M_7 = X_{M_5} M_5 - X_{M_6} M_6$$

$$X_{M_7} M_7 = 197,3 - 197,28$$

$$X_{M_7} M_7 = 0,02 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

- Air

$$X_{A_6} M_6 = \frac{0,05}{99,95} \times X_{M_6} M_6$$

$$X_{A_6} M_6 = \frac{0,05}{99,95} \times 197,28$$

$$X_{A_6} M_6 = 0,1 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$X_{A_7} M_7 = X_{A_5} M_5 - X_{A_6} M_6$$

$$X_{A_7} M_7 = 225,1 - 0,1$$

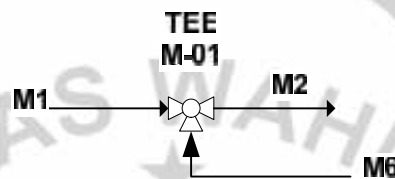
$$X_{A_7} M_7 = 225 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$



Neraca Massa di Menara Distilasi II (MD-02)

Komponen	Input	Output	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
Methanol	197,30	197,28	0,02
Air	225,10	0,10	225,00
Dimethyl Ether	-	-	-
Total	422,40	197,38	225,02
		422,40	

9. Neraca Massa di Tee (M-01)



a. Tujuan :

- Menghitung laju alir massa pada arus M_1 , M_2 dan M_6 .
- Menghitung laju alir massa tiap-tiap komponen pada arus M_1 , M_2 dan M_6 .

b. Persamaan :

Neraca Massa Total

$$M_2 = M_1 + M_6$$

Neraca Massa Komponen

- Methanol

$$X_{M_1} M_1 = X_{M_2} M_2 - X_{M_6} M_6$$

$$X_{M_1} M_1 = 999,5 - 197,28$$

$$X_{M_1} M_1 = 802,22 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

- Air

$$X_{A_1} M_1 = X_{A_2} M_2 - X_{A_6} M_6$$



$$X_{A_1} M_1 = 0,5 - 0,1$$

$$X_{A_1} M_1 = 0,4 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Neraca Massa di Tee (M-01)

Komponen	Input		Output
	Arus 1	Arus 6	Arus 2
Methanol	802,22	197,28	999,50
Air	0,40	0,10	0,50
Dimethyl Ether	-	-	-
Total	802,62	197,38	1.000,00
	1.000,00		

Ditetapkan kapasitas produksi Dimethyl Ether (DME) = 95.000 ton/tahun. Satu tahun pabrik beroperasi selama 330 hari. Satu hari pabrik beroperasi selama 24 jam Sehingga produksi pabrik tiap jam :

$$= 95.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} \times \frac{1}{330} \frac{\text{tahun}}{\text{hari}} \times \frac{1}{24} \frac{\text{hari}}{\text{jam}} = 11.994,95 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Basis neraca massa bahan baku masuk reaktor sebesar 1.000 kg/jam. Produksi Dimethyl Ether berdasarkan basis sebesar 577,6 kg/jam. Dengan demikian, perhitungan berdasarkan basis dikalikan dengan faktor pengali sebesar 20,77 untuk memperoleh laju alir massa yang sesuai dengan kapasitas produksi yang telah ditentukan yaitu 11.994,95 kg/jam. Neraca massa komponen dan total disajikan dalam tabel sebagai berikut.

Neraca Massa di Tee (M-01)

Komponen	Input		Output
	Arus 1	Arus 6	Arus 2
Methanol	16.679,65	40.76,83	20.756,48
Air	8,34	2,04	10,38
Dimethyl Ether	-	-	-
Total	16.687,99	4.078,87	20.766,86
	20.766,86		



Neraca Massa di Reaktor (R-01)

Komponen	Input	Output
	Arus 2	Arus 3
Methanol	20.756,48	4.151,30
Air	10,38	4.680,59
Dimethyl Ether	-	11.934,98
Total	20.766,86	20.766,86

Neraca Massa di Menara Distilasi I (MD-01)

Komponen	Input Arus 3	Output	
		Arus 4	Arus 5
Methanol	4.151,30	53,98	4.097,32
Air	4.680,59	6,00	4.674,59
Dimethyl Ether	11.934,98	11.934,97	-
Total	20.766,86	11.994,94	8.771,91
		20.766,86	

Neraca Massa di Menara Distilasi II (MD-02)

Komponen	Input Arus 5	Output	
		Arus 6	Arus 7
Methanol	4.097,32	4.076,83	20,49
Air	4.674,59	2,04	4.672,55
Dimethyl Ether	-	-	-
Total	8.771,91	4.078,87	4.693,04
		8.771,91	

Neraca Massa Total

Komponen	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7
Methanol	16.679,65	20.756,48	4.151,30	53,98	4.097,32	4.076,83	20,49
Air	8,34	10,38	4.680,59	6,00	4.674,59	2,04	4.672,55
DME			11.934,98	11.934,97			
Total	16.687,99	20.766,86	20.766,86	11.994,95	8.771,91	4.078,87	4.693,04



Komponen	INPUT	OUTPUT	
	Arus 1	Arus 4	Arus 7
Methanol	16.679,65	53,98	20,49
Air	8,34	6,00	4.672,55
DME		11.934,97	
Total	16.687,99	11.994,95	4.693,04
		16.687,99	



LAMPIRAN B

PERHITUNGAN NERACA PANAS

B.1 Data Berat Molekul Setiap Komponen

Komponen	Berat Molekul
Methanol (CH ₄ O)	32,042
Air (H ₂ O)	18,016
Dimethyl Ether (C ₂ H ₆ O)	46,069

B.2 Data Kapasitas Panas (Cp) Dalam Wujud Gas

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4} + \frac{ET^5}{5}$$

Dalam hubungan ini:

C_p = kapasitas panas zat, kJ/kmol K ; T= Suhu sistem, K

Komponen	A	B	C	D	E
Methanol	40,046	-3,83E-02	2,45E-04	-2,17E-07	5,99E-11
Air	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
Dimethyl Ether	34,668	7,03E-02	1,65E-04	-1,77E-07	4,93E-11

(Carl L. Yaws, 1999)

B.3 Data Kapasitas Panas (Cp) Dalam Wujud Cair

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p dT = AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4}$$

Dalam hubungan ini:

C_p = kapasitas panas zat, kJ/kmol K ; T= Suhu sistem, K

Komponen	A	B	C	D
Methanol	40,152	3,10E-01	-1,03E-03	1,46E-06

Air	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
Dimethyl Ether	43,434	5,62E-01	-2,39E-03	4,46E-06

(Carl L. Yaws, 1999)

B.4 Data Konstanta Penguapan (H_v)

$$H_v = A \times \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \text{ (kJ/mol)}$$

Komponen	A	T _c	n
Methanol	52,723	512,58	0,377
Air	52,053	647,13	0,321
Dimethyl Ether	27,769	400,1	0,261

(Carl L. Yaws, 1999)

B.5 Data Tekanan Uap Murni

$$\log P = A + \frac{B}{T} + C \log T + DT + ET^2$$

Dalam hubungan ini:

P= Tekanan uap murni, mmHg ; T= Suhu sistem, K

Komponen	A	B	C	D	E	T _{min} (K)	T _{max} (K)
Methanol	45,617	-3244,7	-13,988	6,6,E-03	-1,1,E-13	175,47	512,58
Air	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,4,E-09	1,8,E-06	273	647
Dimethyl Ether	20,27	-1591,4	-4,653	-1,3,E-10	2,6,E-06	131,65	400,1

(Carl L. Yaws, 1999)

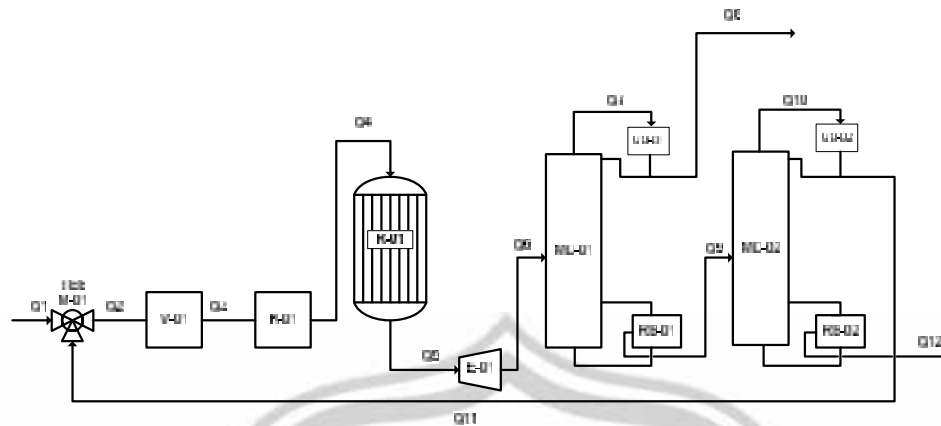
B.6 Data Panas Pembentukan Standar

Panas pembentukan standar pada suhu 298 K (kJ/mol)

Komponen	H _f (_{298 K})
Methanol	-200,9
Air	-241,8
Dimethyl Ether	-184,1

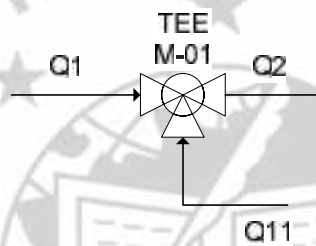
(Carl L. Yaws, 1999)

B.7 Diagram Alir Neraca Panas



B.8 Perhitungan Neraca Panas

1. Neraca panas di sekitar mixer (M-01)



Tujuan: Menentukan suhu keluar mixer (T_2)

Kondisi operasi:

T masuk mixer, T_1 : 303,15 K (30°C)

T recycle dari D-02, T_{11} : 337,72 K (64,57°C)

T referensi : 298,15 K (25°C)

Tekanan masuk, P_1 : 1 atm

a. Menghitung Panas Masuk Mixer

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
Methanol	520,56	400,71	208.594,40
Air	0,46	377,49	174,83
Jumlah			208.769,23

b. Menghitung Panas Recycle

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
Methanol	127,23	3.249,25	413.414,60
Air	0,11	2.988,58	338,31
Jumlah			413.752,91

c. Menghitung Suhu Keluar Mixer

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

$$Q_2 = Q_1 + Q_{11}$$

$$= 208.769,23 + 413.752,91$$

$$= 622.522,24 \text{ kJ/jam}$$

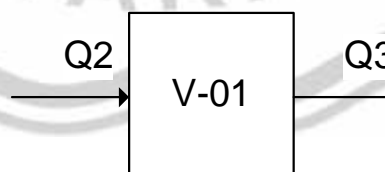
$$T_{\text{trial}} : 310,08 \text{ K } (36,93^\circ\text{C})$$

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
Methanol	647,79	960,19	622.003,31
Air	0,58	900,22	518,83
Jumlah			622.522,14

Tabel B.1 Hasil Perhitungan Neraca Panas di M-01

Neraca Panas di M-01	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Panas masuk mixer	208.769,23	
Panas recycle	413.752,91	
Panas keluar mixer		622.522,14
Total	622.522,14	622.522,14

2. Neraca panas di sekitar vaporizer (V-01)



Tujuan: Menentukan kebutuhan pemanas

Kondisi operasi: $T_{\text{masuk vaporizer}}, T_2 = 310,08 \text{ K } (36,93^\circ\text{C})$

$Q_{\text{masuk vaporizer}}, Q_2 = 622.522,14 \text{ kJ/jam}$ (dari mixer)

Tekanan = 1 atm

a. Menghitung Suhu Bubble Point

Trial T bubble : 337,72 K (64,57°C)

Komponen	T sat	log P°	P° (mmHg)	Ki	Fi	xi	yi=Ki.xi
Methanol	-61,936	2,8811	760,5225	1,0007	647,7897	0,9991	0,9998
Air	-109,53	2,2652	184,1534	0,2423	0,5763	0,0009	0,0002
Jumlah					648,3661	1,0000	1,0000

b. Menghitung Suhu Dew Point

Trial T dew : 337,77 K (64,62°C)

Komponen	T sat	log P°	P° (mmHg)	Ki	Fi	yi	xi=yi/Ki
Methanol	-61,936	2,8820	762,1107	1,0028	647,7897	0,9991	0,9963
Air	-109,53	2,2662	184,5914	0,2429	0,5763	0,0009	0,0037
Jumlah					648,3661	1,0000	1,0000

c. Menghitung Panas Sensibel

T in (310,08 K) sampai T bubble (337,72 K)

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
Methanol	647,79	1.289,75	835.489,96
Air	0,58	933,40	537,96
Jumlah			836.027,92

d. Menghitung Panas Laten Penguapan

T : 337,72 K (64,57°C)

Komponen	Kmol/jam	Hvap	Q (kJ/jam)
Methanol	647,79	35.149,33	22.769.377,07
Air	0,58	41.075,26	23.673,52
Jumlah			22.793.050,59

e. Menghitung Panas Keluar Vaporizer (Q₃)

T₃ : 337,72 K (64,57°C)

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
Methanol	647,79	1.832,84	1.187.295,53
Air	0,58	1.335,24	769,56
Jumlah			1.188.065,09

f. Menghitung Kebutuhan Pemanas

Beban panas vaporizer

$$\begin{aligned} &= Q_{\text{sensibel}} + Q_{\text{laten}} + Q_3 - Q_2 \\ &= 836.027,92 + 22.793.050,59 + 1.188.065,09 - 622.522,14 \\ &= 24.194.621,46 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Sebagai pemanas digunakan steam jenuh pada $T = 190^\circ\text{C}$ dan $P = 1.255,1$ kPa, dimana pada kondisi suhu dan tekanan tersebut harga panas laten, = 1.976,7 kJ/kg (Smith, et al., 1975)

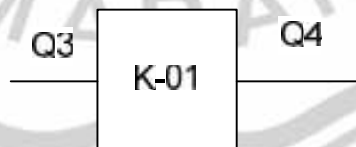
Sehingga kebutuhan pemanas,

$$m = \frac{Q}{\lambda} = \frac{24.194.621,46 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{1.976,7 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = 12.239,91 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Tabel B.2 Hasil Perhitungan Neraca Panas di V-01

Neraca Panas di V-01	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Panas masuk vaporizer	622.522,14	
Panas keluar vaporizer		1.188.065,09
Panas sensibel		836.027,92
Panas laten penguapan		22.793.050,59
Panas yang dibutuhkan pemanas	24.194.621,46	
Total	24.817.143,60	24.817.143,60

3. Neraca panas di sekitar kompresor (K-01)



Tujuan:

- Menentukan jumlah stage
- Menghitung suhu keluar kompresor
- Menghitung panas kompresi
- Menghitung kebutuhan pendingin di Intercooler

a. Menentukan Jumlah Stage

$$T \text{ masuk kompresor, } T_3 = 337,72 \text{ K (64,57}^\circ\text{C)}$$

$$\text{Tekanan masuk kompresor, } P_3 = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan keluar kompresor, } P_4 = 15 \text{ atm}$$

$$RC = \left(\frac{P_4}{P_3} \right)^{\frac{1}{n}}$$

Harga rasio kompresi (RC) untuk jenis kompresor sentrifugal yaitu lebih kecil dari 4 ($RC < 4$)

$$RC = \left(\frac{15}{1} \right)^{\frac{1}{2}} = 3,87$$

Dengan $n = 2$ diperoleh $RC < 4$, sehingga digunakan kompresor 2 stage.

b. Menghitung Suhu Keluar Kompresor

Untuk menghitung suhu keluar kompresor, digunakan persamaan berikut:

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

$$P_r = \frac{P}{P_c}$$

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{T_r^{1,6}}$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{T_r^{4,2}}$$

$$\frac{BP_c}{RT_c} = B^0 + \xi B^1$$

$$Z = 1 + \left(\frac{BP_c}{RT_c} \right) \left(\frac{P_r}{T_r} \right)$$

$$V = \frac{ZnRT}{P}$$

Sehingga diperoleh,

Komponen	kmol/jam	Yi	Tc (K)	Pc (atm)		Tr	Pr
Methanol	647,7897	0,9991	512,58	79,9	0,566	0,6589	0,0125
Air	0,5763	0,0009	647,13	217,6	0,345	0,5219	0,0046
Jumlah	648,3661	1,0000					

B°	B1	BPc/RTc	Z	V	Cp	Yi*Cp
-0,7397	-0,8532	-1,2226	0,9768	0,0541	45,163	45,1229
-1,1116	-2,5020	-1,9748	0,9826	0,1055	33,545	0,0298
				0,1596		45,1527

$$V = 0,1596 \frac{m^3}{s}$$

Dari grafik 3.6 (Cuolson, J.M, Richardson, J.F, 1983), diperoleh harga $E_p = 0,66$.

$$x = \frac{C_p}{C_p - R} = \frac{45,163}{45,163 - 8,314} = 1,23$$

$$m = \frac{x - 1}{x \times E_p} = \frac{1,23 - 1}{1,23 \times 0,66} = 0,28$$

Stage 1

$$P_{3a} = P_3 \times RC = 1 \times 3,87 = 3,87 \text{ atm}$$

$$T_{3a} = T_3 \times \left(\frac{P_{3a}}{P_3} \right)^m = 337,72 \text{ K} \times \left(\frac{3,87}{1} \right)^{0,28} = 492,77 \text{ K} (219,62^\circ\text{C})$$

Gas keluaran stage 1 didinginkan dalam Intercooler hingga suhu, $T_{3b} = 358,6 \text{ K} (85,45^\circ\text{C})$

Stage 2

$$P_4 = P_{3a} \times RC = 3,87 \times 3,87 = 14,98 \text{ atm} \approx 15 \text{ atm}$$

$$T_4 = T_{3b} \times \left(\frac{P_4}{P_{3a}} \right)^m = 358,6 \text{ K} \times \left(\frac{14,98}{3,87} \right)^{0,28} = 523,15 \text{ K} (250^\circ\text{C})$$

c. Menghitung Panas Kompresi

$$Q \text{ masuk stage 1, } Q_3 = 1.188.065,09 \text{ kJ/jam}$$

$$T \text{ keluar stage 1, } T_{3a} = 492,77 \text{ K (219,62}^\circ\text{C)}$$

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
Methanol	647,79	10.015,70	6.488.068,98
Air	0,58	6.676,73	3.848,10
Jumlah			6.491.917,08

$$\begin{aligned} Q \text{ kompresi stage 1} &= Q_{3a} - Q_3 \\ &= 6.491.917,08 - 1.188.065,09 \\ &= 5.303.851,99 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$T \text{ masuk stage 2, } T_{3b} = 358,6 \text{ K (85,45}^\circ\text{C)}$$

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
Methanol	647,79	2.839,03	1.839.095,71
Air	0,58	2.043,79	1.177,93
Jumlah			1.840.273,63

$$T \text{ keluar stage 2, } T_4 = 523,15 \text{ K (250}^\circ\text{C)}$$

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
Methanol	647,79	11.822,48	7.658.482,20
Air	0,58	7.748,80	4.465,98
Jumlah			7.662.948,18

$$\begin{aligned} Q \text{ kompresi stage 2} &= Q_4 - Q_{3b} \\ &= 7.662.948,18 - 1.840.273,63 \\ &= 5.822.674,55 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

d. Menghitung Kebutuhan Pendingin Intercooler

$$T \text{ masuk, } T_{3a} = 492,77 \text{ K (219,62}^\circ\text{C)}$$

$$Q \text{ masuk, } Q_{3a} = 6.491.917,08 \text{ kJ/jam}$$

$$T \text{ keluar, } T_{3b} = 358,6 \text{ K (85,45}^\circ\text{C)}$$

$$Q \text{ keluar, } Q_{3b} = 1.840.273,63 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ yang diserap pendingin} &: Q_{3a} - Q_{3b} \\
 &: 6.491.917,08 - 1.840.273,63 \\
 &: 4.651.643,45 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Sebagai pendingin digunakan air dengan $T_{in} = 303 \text{ K}$ (30°C) dan $T_{out} = 318 \text{ K}$ (45°C). Dimana, C_p air = $4,18 \text{ kJ/kg.K}$.

Sehingga kebutuhan air pendingin pada intercooler,

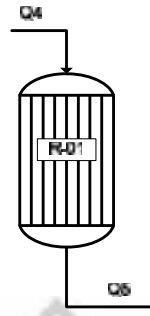
$$m = \frac{Q}{C_p \times \Delta T} = \frac{4.651.643,45 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg.K}} \times (318 - 303)\text{K}} = 74.188,89 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Tabel B.3 Hasil Perhitungan Neraca Panas di K-01

Neraca Panas di K-01	Stage 1		Intercooler	
	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Panas masuk	1.188.065,10		6.491.917,10	
Panas keluar		6.491.917,10		1.840.273,60
Panas kompresi 1	5.303.852,00			
Panas kompresi 2				
Panas yang diserap pendingin				4.651.643,50
Total	6.491.917,10	6.491.917,10	6.491.917,10	6.491.917,10

Neraca Panas di K-01	Stage 2	
	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Panas masuk	1.840.273,60	
Panas keluar		7.662.948,20
Panas kompresi 1		
Panas kompresi 2	5.822.674,60	
Panas yang diserap pendingin		
Total	7.662.948,20	7.662.948,20

4. Neraca panas di sekitar reaktor (R-01)



Tujuan:

- Menghitung panas yang ditimbulkan reaksi
- Menghitung panas keluar reaktor
- Menghitung kebutuhan pendingin

a. Menghitung Panas Masuk Reaktor

Panas yang dibawa umpan, $T_4 = 523,15 \text{ K}$ (250°C)

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
Methanol	647,79	11.822,48	7.658.482,20
Air	0,58	7.748,80	4.465,98
Jumlah			7.662.948,18

b. Menghitung Panas Yang Ditimbulkan Reaksi

Komponen	Kmol/jam	Hf	Q (kJ/jam)
Methanol	129,56	200.900	26.028.191,56
Air	259,65	241.800	62.820.100,86
Dimethyl Ether	259,07	184.100	47.694.305,14

Reaksi:



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

$$\Delta H_{298}^o = [(-62.820.100,86) + (-47.694.305,14)] - [2 \times (-26.028.191,56)]$$

$$\Delta H_{298}^o = -58.458.022,88 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

c. Menghitung Panas Keluar Reaktor

Panas keluar reaktor, $T_5 = 573 \text{ K}$ (300°C)

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
Methanol	129,56	14.945,64	1.936.326,52
Air	259,65	9.533,97	2.476.942,92
Dimethyl Ether	259,07	23.036,50	5.968.006,53
Jumlah			10.381.275,97

d. Menghitung Kebutuhan Pendingin

Panas yang diserap pendingin

$$\begin{aligned} &= Q_{out} - Q_{in} - \Delta H_{298}^o \\ &= 10.381.275,97 - 7.662.948,18 + (-58.458.022,88) \\ &= -55.739.695,08 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Sebagai pendingin digunakan Dowtherm A pada:

$$\text{Suhu masuk} = 190^\circ\text{C} = 463 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar} = 220^\circ\text{C} = 493 \text{ K}$$

$$\text{Cp Dowtherm A} = 2,051 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\begin{aligned} \text{CpdT Dowtherm A} &= 2,051 \text{ kJ/kg.K} \times (493-463) \text{ K} \\ &= 61,53 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

Sehingga kebutuhan Dowtherm A,

$$m = \frac{Q}{\text{CpdT}} = \frac{55.739.695,08 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{61,53 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = 905.894,6 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Tabel B.4 Hasil Perhitungan Neraca Panas di R-01

Neraca Panas di R-01	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Panas masuk reaktor	7.662.948,18	
Panas akibat reaksi	58.458.022,88	
Panas keluar reaktor		10.381.275,97
Panas yang diserap pendingin		55.739.695,08
Total	66.120.971,06	66.120.971,06

5. Neraca panas di sekitar ekspander (E-01)



Tujuan: Menentukan suhu keluar dari ekspander

a. Menghitung Suhu Keluar Ekspander

Suhu masuk ekspander, $T_5 = 573 \text{ K (} 300^\circ\text{C)}$

Tekanan masuk ekspander, $P_5 = 14,9 \text{ atm}$

Tekanan keluar ekspander, $P_6 = 6 \text{ atm}$

Untuk menghitung suhu keluar ekspander, digunakan persamaan berikut:

$$T_r = \frac{T}{T_c}, P_r = \frac{P}{P_c}$$

$$B^o = 0,083 - \frac{0,422}{T_r^{1,6}}$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{T_r^{4,2}}$$

$$\frac{BP_c}{RT_c} = B^o + \check{S}B^1$$

$$Z = 1 + \left(\frac{BP_c}{RT_c}\right)\left(\frac{P_r}{T_r}\right)$$

$$V = \frac{ZnRT}{P}$$

Sehingga diperoleh,

Komponen	kmol/jam	Yi	Tc (K)	Pc (atm)		Tr	Pr
Methanol	129,56	0,1998	512,6	79,90	0,556	1,1178	0,1865
Air	259,65	0,4007	647,1	217,60	0,348	0,8855	0,0685
Dimethyl Ether	259,07	0,3995	400,1	52,99	0,204	1,4321	0,2812
Jumlah	648,4272	1,0000					

B°	B ^I	BPc/RTc	Z	V	Cp	Yi*Cp
-0,2701	0,0313	-0,2527	0,9578	0,0030	45,1630	9,02
-0,4296	-0,1477	-0,4810	0,9628	0,0030	33,5450	13,44
-0,1545	0,1009	-0,1339	0,9737	0,0031	66,0250	26,38
				0,0091		48,84

$$V = 0,0091 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Dari grafik 3.6 (Cuolson, J.M, Richardson, J.F, 1983), diperoleh harga $E_p = 0,68$.

$$x = \frac{C_p}{C_p - R} = \frac{66,025}{66,025 - 8,314} = 1,144$$

$$m = \frac{x - 1}{x \times E_p} = \frac{1,144 - 1}{1,144 \times 0,68} = 0,185$$

$$T_6 = T_5 \times \left(\frac{P_6}{P_5} \right)^m = 573 \text{ K} \times \left(\frac{6}{14,9} \right)^{0,185} = 484,17 \text{ K} (211,02^\circ\text{C})$$

b. Menghitung Panas Keluar Ekspander (Q_6)

$$T_6 = 484,17 \text{ K} (211,02^\circ\text{C})$$

Komponen	Kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
Methanol	129,56	9.517,33	1.233.045,89
Air	259,65	6.375,30	1.656.314,04
Dimethyl Ether	259,07	14.517,73	3.761.071,20
Jumlah			6.650.431,12

Panas masuk ekspander, $Q_5 = 10.381.275,97 \text{ kJ/jam}$

$$\text{Panas yang dilepas} = Q_5 - Q_6$$

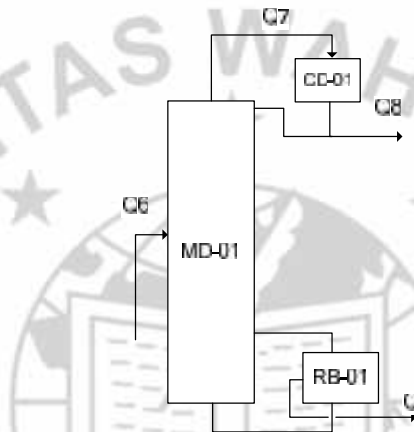
$$= 10.381.275,97 - 6.650.431,12$$

$$= 3.730.844,85 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.5 Hasil Perhitungan Neraca Panas di E-01

Neraca Panas di E-01	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Panas masuk ekspander	10.381.275,97	
Panas keluar ekspander		6.650.431,12
Panas yang dilepas		3.730.844,85
Total	10.381.275,97	10.381.275,97

6. Neraca panas di sekitar menara distilasi I (MD-01)



Tujuan:

- Menentukan kondisi umpan, puncak dan dasar menara
- Menghitung jumlah refluk
- Menghitung kebutuhan air pendingin di kondensor
- Menghitung beban pemanas di reboiler

a. Menentukan Kondisi Umpan, Puncak, dan Dasar Menara

Kondisi Umpan

$$P = 6 \text{ atm}$$

$$T_{\text{bubble}} = 333,11 \text{ K } (59,96^{\circ}\text{C})$$

Komponen	kmol/jam	Xi	P°	Ki	Yi
Methanol	129,56	0,1998	632,56	0,1387	0,0277
Air	259,80	0,4007	149,30	0,0327	0,0131
Dimethyl Ether	259,07	0,3995	10.947,56	2,4008	0,9592
Jumlah	648,43	1,0000			1,0000

P = 6 atm

T dew = 406,22 K (133,07°C)

Komponen	kmol/jam	Yi	P°	Ki	Xi
Methanol	129,56	0,1998	6.823,11	1,4963	0,1335
Air	259,80	0,4007	2.215,99	0,4860	0,8245
Dimethyl Ether	259,07	0,3995	43.318,07	9,4996	0,0420
Jumlah	648,43	1,0000			1,0000

Kondisi Puncak Menara

P = 5,8 atm

T bubble = 298,22 K (25,07°C)

Komponen	kmol/jam	Xi	P°	Ki	Yi
Methanol	1,68	0,0065	126,50	0,0287	0,0002
Air	0,33	0,0013	23,88	0,0054	0,0000
Dimethyl Ether	259,07	0,9923	4.441,50	1,0076	0,9998
Jumlah	261,08	1,0000			1,0000

P = 5,8 atm

T dew = 308,57 K (35,42°C)

Komponen	kmol/jam	Yi	P°	Ki	Xi
Methanol	1,68	0,0065	213,04	0,0483	0,1335
Air	0,33	0,0013	43,23	0,0098	0,1300
Dimethyl Ether	259,07	0,9923	5.938,39	1,3472	0,7365
Jumlah	261,08	1,0000			1,0000

Kondisi Dasar Menara

P = 6 atm

T bubble = 413,63 K (140,48°C)

Komponen	kmol/jam	Xi	P°	Ki	Yi
Methanol	127,87	0,3301	8.249,66	1,8091	0,5973
Air	259,47	0,6699	2.743,04	0,6015	0,4027
Jumlah	387,34	1,0000			1,0000

$$P = 6 \text{ atm}$$

$$T_{\text{dew}} = 423,21 \text{ K (150,06}^\circ\text{C)}$$

Komponen	kmol/jam	Yi	P°	Ki	Xi
Methanol	127,87	0,3301	10.434,93	2,2884	0,1443
Air	259,47	0,6699	3.569,58	0,7828	0,8557
Jumlah	387,34	1,0000			1,0000

b. Menghitung Jumlah Refluk

Menentukan Konstanta Underwood

$$1 - q = \sum_{i=1}^n \left[\frac{r_i \times X_i}{r_i - \theta} \right]$$

Dimana, $r_i = \frac{P_i^o}{P_{H-K}^o}$

P_{L-K}^o = Komponen kunci ringan, methanol.

P_{H-K}^o = Komponen kunci berat, air.

Umpan masuk dalam kondisi superheated, $T = 484,17 \text{ K}$

Sehingga diperoleh harga $q = -0,2657$ dan $(1 - q) = 1,2657$

Trial harga θ hingga harga $(1 - q) = 1,2657$

Diperoleh, $\theta = 0,0976$

Komponen	kmol/jam	Xi	i	1 - q
Methanol	129,56	0,1998	1,00	0,2214
Air	259,80	0,4007	0,26	0,6417
Dimethyl Ether	259,07	0,3995	12,80	0,4026
Jumlah	648,43	1,0000		1,2657

Menghitung Harga R Minimal

$$R_{\min} + 1 = \sum_{i=1}^n \left[\frac{r_i \times X_i}{r_i - 1} \right]$$

Komponen	kmol/jam	X_i	i	$R_{\min} + 1$
Methanol	1,68	0,0065	1,00	0,0071
Air	0,33	0,0013	0,26	0,0020
Dimethyl Ether	259,07	0,9923	12,80	0,9999
Jumlah	261,08	1,0000		1,0091

$$R_{\min} + 1 = 1,0091$$

$$R_{\min} = 0,0091$$

Pendingin yang digunakan adalah chilled water, sehingga harga $R/R_{\min} = 1,2 - 1,5$ (Geankoplis, 1993), diambil $R/R_{\min} = 1,25$.

$$R = 1,25 \times 0,0091 = 0,0114$$

Menentukan Komposisi Cairan Refluk (L_o)

$$R = \frac{L_o}{D}$$

$$D = 259,07 \text{ kmol}$$

$$L_o = R \times D = 0,0114 \times 259,07 = 2,95 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

Menentukan Komposisi Uap Masuk Kondensor (V)

$$V = L_o + D = 262,02 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

c. Menghitung Kebutuhan Air Pendingin di Kondensor

Panas masuk kondensor

$$T = 308,57 \text{ K (35,42}^\circ\text{C)}$$

Komponen	kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
Methanol	1,70	470,54	801,66
Air	0,34	348,44	117,31
Dimethyl Ether	262,01	690,26	180.855,24
Jumlah	264,05		181.774,21

Panas laten

$$T = 308,57 \text{ K } (35,42^\circ\text{C})$$

Komponen	kmol/jam	H	Q (kJ/jam)
Methanol	1,70	37.252,77	63.467,75
Air	0,34	42.279,57	14.234,55
Dimethyl Ether	262,01	18.895,67	4.950.832,50
Jumlah	264,05		5.028.534,80

Panas distilat keluar kondensor

$$T = 298,22 \text{ K } (25,07^\circ\text{C})$$

Komponen	kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
Methanol	1,68	5,59	9,43
Air	0,33	5,29	1,76
Dimethyl Ether	259,07	8,17	2.116,95
Jumlah	261,08		2.128,14

Panas yang dibawa refluks

$$T = 298,22 \text{ K } (25,07^\circ\text{C})$$

Komponen	kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
Methanol	0,02	5,59	0,11
Air	0,00	5,29	0,02
Dimethyl Ether	2,94	8,17	24,04
Jumlah	2,96		24,16

$$\begin{aligned} \text{Panas kondensor} &= Q_{\text{laten}} - Q_{\text{destilat}} - Q_{\text{refluks}} \\ &= 5.028.534,80 - 181.774,21 - 24,16 \\ &= 4.846.736,43 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Sebagai pendingin digunakan chilled water dengan $T_{\text{in}} = 289 \text{ K}$ dan $T_{\text{out}} = 303 \text{ K}$, dimana C_p chilled water = 4,18 kJ/kg.K.

Sehingga kebutuhan pendingin :

$$m = \frac{Q}{C_p \times \Delta T} = \frac{4.846.736,43 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg.K}} \times (303 - 289) \text{K}} = 82.821,88 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

d. Menghitung Beban Pemanas di Reboiler

Panas yang dibawa cairan hasil bawah

$$T = 413,63 \text{ K (140,48}^\circ\text{C)}$$

Komponen	kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
Methanol	127,87	10.010,83	1.280.118,23
Air	259,47	8.731,12	2.265.456,25
Jumlah	387,34		3.545.574,48

Panas reboiler

$$\begin{aligned} &= Q_{\text{bottom}} + Q_{\text{destilat}} + Q_{\text{kondensor}} - Q_{\text{umpan}} \\ &= 3.545.574,48 + 181.774,21 + 4.846.736,43 - 6.650.431,12 \\ &= 1.923.653,99 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Sebagai pemanas digunakan steam jenuh pada $T = 190^\circ\text{C}$ dan $P = 1.255,1$ kPa, dimana pada kondisi suhu dan tekanan tersebut harga panas laten, = 1.976,7 kJ/kg (Smith, et al., 1975)

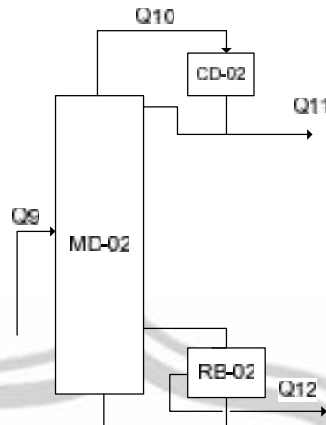
Sehingga kebutuhan pemanas,

$$m = \frac{Q}{\Delta H} = \frac{1.923.653,99 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{1.976,7 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = 973,16 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Tabel B.6 Hasil Perhitungan Neraca Panas di MD-01

Neraca Panas di MD-01	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Panas masuk distilasi 1	6.650.431,12	
Panas distilat		181.774,21
Panas bottom		3.545.574,48
Panas kondensor		4.846.736,43
Panas reboiler	1.923.653,99	
Total	8.574.085,11	8.574.085,11

7. Neraca panas di sekitar menara distilasi II (MD-02)



Tujuan:

- Menentukan kondisi umpan, puncak, dan dasar menara
- Menghitung jumlah refluk
- Menghitung kebutuhan air pendingin di kondensor
- Menghitung beban pemanas di reboiler

a. Menentukan Kondisi Umpan, Puncak, dan Dasar Menara

Kondisi Umpan

$$P = 6,1 \text{ atm}$$

$$T_{\text{bubble}} = 414,25 \text{ K (141,10}^\circ\text{C)}$$

Komponen	kmol/jam	X_i	P°	K_i	Y_i
Methanol	127,87	0,3301	8.379,00	1,8074	0,5967
Air	259,47	0,6699	2.791,36	0,6021	0,4033
Jumlah	387,34	1,0000			1,0000

$$P = 6,1 \text{ atm}$$

$$T_{\text{dew}} = 423,83 \text{ K (150,68}^\circ\text{C)}$$

Komponen	kmol/jam	Y_i	P°	K_i	X_i
Methanol	127,87	0,3301	10.590,75	2,2845	0,1445
Air	259,47	0,6699	3.629,27	0,7828	0,8557
Jumlah	387,34	1,0000			1,0000

Kondisi Puncak Menara

$P = 1 \text{ atm}$

$T_{\text{bubble}} = 337,72 \text{ K (64,57}^\circ\text{C)}$

Komponen	kmol/jam	X_i	P°	K_i	Y_i
Methanol	127,23	0,9991	760,61	1,0008	0,9999
Air	0,11	0,0009	184,18	0,2423	0,0002
Jumlah	127,35	1,0000			1,0000

$P = 1 \text{ atm}$

$T_{\text{dew}} = 337,77 \text{ K (64,62}^\circ\text{C)}$

Komponen	kmol/jam	Y_i	P°	K_i	X_i
Methanol	127,23	0,9991	762,11	1,0028	0,9963
Air	0,11	0,0009	184,59	0,2429	0,0037
Jumlah	127,35	1,0000			1,0000

Kondisi Dasar Menara

$P = 1 \text{ atm}$

$T_{\text{bubble}} = 373 \text{ K (99,85}^\circ\text{C)}$

Komponen	kmol/jam	X_i	P°	K_i	Y_i
Methanol	0,64	0,0025	2.632,84	3,4643	0,0085
Air	259,36	0,9975	755,54	0,9941	0,9917
Jumlah	260,00	1,0000			1,0000

$P = 1 \text{ atm}$

$T_{\text{dew}} = 373,11 \text{ K (99,96}^\circ\text{C)}$

Komponen	kmol/jam	Y_i	P°	K_i	X_i
Methanol	0,64	0,0025	2.641,97	3,4763	0,0005
Air	259,36	0,9975	758,51	0,9980	0,9995
Jumlah	260,00	1,0000			1,0000

b. Menghitung Jumlah Refluk

Untuk mencari R_{min} digunakan metode McCabe-Thiele (cara grafis) karena campuran hanya terdiri dari dua komponen (biner).

Langkah-langkah penyelesaian:

1. Melukis kurva kesetimbangan Methanol-Air.

Data kesetimbangan Methanol-Air pada $P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$.

$x_A = \frac{P_t - P_B^o}{P_A^o - P_B^o}$	$y_A = \frac{P_A^o}{P_t} \times x_A$
0,0	0,0
2,0	13,4
4,0	23,0
6,0	30,4
8,0	36,5
10,0	41,8
15,0	51,7
20,0	57,9
30,0	66,5
40,0	72,9
50,0	77,9
60,0	82,5
70,0	87,0
80,0	91,5
90,0	95,8
95,0	97,9
100,0	100,0

Perry, JH, "Chemical Engineer Handbook", 3rd, Page 573

2. Menentukan posisi umpan (arah 'q') dan distilat.

Posisi umpan ditentukan oleh komposisinya yaitu $X_f = 0,33$ yang terletak pada kurva kesetimbangan.

3. Menentukan harga R_{min} .

Untuk mencari R_{min} digunakan metode Mc Cabe-Thiele (cara grafis).

4. Melukis garis umpan 'qf' melalui titik $y = x = 0,33$ dengan harga slope $q = q / (q - 1) = \sim$ (dengan arah lurus ke atas karena cair jenuh).
5. Posisi distilat ditentukan oleh komposisinya yaitu $X_d = 0,9991$ yang terletak pada garis $y = x = 0,9991$

R_{min} diperoleh dengan berpedoman bahwa pada penggunaan R_{min}, jumlah plate ideal yang dibutuhkan adalah banyak tak terhingga. Dalam hal ini, N_p = ∞ dapat dicapai jika garis operasi atas, garis 'q' dan garis operasi bawah berpotongan pada suatu titik yang letaknya pada kurva seimbangannya.

Dari grafik diperoleh intersep (X_d/R_{min}+1) = 0,48. Maka harga R_{min} dapat dihitung :

$$R_{min} = \frac{X_d}{y} - 1 = \frac{0,9991}{0,48} - 1 = 1,08$$

Pendingin yang digunakan adalah air, sehingga harga R/R_{min} = 1,2 – 1,5 (Geankoplis, 1993), diambil R/R_{min} = 1,25.

$$R = 1,25 \times 1,08 = 1,35$$

Menentukan Komposisi Cairan Refluk (L_o)

$$R = \frac{L_o}{D}$$

$$D = 127,87 \text{ kmol}$$

$$L_o = R \times D = 1,35 \times 127,87 = 171,77 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

Menentukan Komposisi Uap Masuk Kondensor (V)

$$V = L_o + D = 299 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}$$

c. Menghitung Kebutuhan Air Pendingin di Kondensor

Panas masuk kondensor

$$T = 337,77 \text{ K (64,62}^\circ\text{C)}$$

Komponen	kmol/jam	C _p dT	Q (kJ/jam)
Methanol	299,00	1.835,36	548.772,35
Air	0,27	1.337,03	355,68
Jumlah	299,27		549.128,03

Panas laten

$$T = 337,77 \text{ K (64,62}^\circ\text{C)}$$

Komponen	kmol/jam	H	Q (kJ/jam)
Methanol	299,00	35.145,32	10.508.446,19
Air	0,27	41.073,00	10.926,37
Jumlah	299,27		10.519.372,56

Panas distilat keluar kondensor

$$T = 337,72 \text{ K (64,57}^\circ\text{C)}$$

Komponen	kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
Methanol	127,23	3.236,67	411.814,03
Air	0,11	5.686,84	643,76
Jumlah	127,35		412.457,79

Panas yang dibawa refluks

$$T = 337,72 \text{ K (64,57}^\circ\text{C)}$$

Komponen	kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
Methanol	171,77	3.236,67	555.948,94
Air	0,15	2.977,32	455,00
Jumlah	171,92		556.403,94

$$\begin{aligned} \text{Panas kondensor} &= Q_{\text{laten}} - Q_{\text{destilat}} - Q_{\text{refluks}} \\ &= 9.413.840,59 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Sebagai pendingin digunakan air dengan $T_{\text{in}} = 303 \text{ K}$ dan $T_{\text{out}} = 318 \text{ K}$, dimana C_p air = 4,18 kJ/kg.K.

Sehingga kebutuhan pendingin :

$$m = \frac{Q}{C_p \times \Delta T} = \frac{9.413.840,59 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{4,18 \frac{\text{kJ}}{\text{kg.K}} \times (318 - 303)\text{K}} = 150.141 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

d. Menghitung Beban Pemanas di Reboiler

Panas yang dibawa cairan hasil bawah

$$T = 373 \text{ K (99,85}^\circ\text{C)}$$

Komponen	kmol/jam	CpdT	Q (kJ/jam)
Methanol	0,64	5.631,71	3.600,73
Air	259,36	9.908,37	2.569.794,21
Jumlah	260,00		2.573.394,94

Panas reboiler

$$\begin{aligned}
 &= Q_{\text{bottom}} + Q_{\text{destilat}} + Q_{\text{kondensor}} - Q_{\text{umpan}} \\
 &= 2.573.394,94 + 549.128,03 + 9.413.840,59 - 3.545.574,48 \\
 &= 8.990.789,08 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Sebagai pemanas digunakan steam jenuh pada $T = 190^\circ\text{C}$ dan $P = 1.255,1$ kPa, dimana pada kondisi suhu dan tekanan tersebut harga panas laten, = 1.976,7 kJ/kg (Smith, et al., 1975)

Sehingga kebutuhan pemanas,

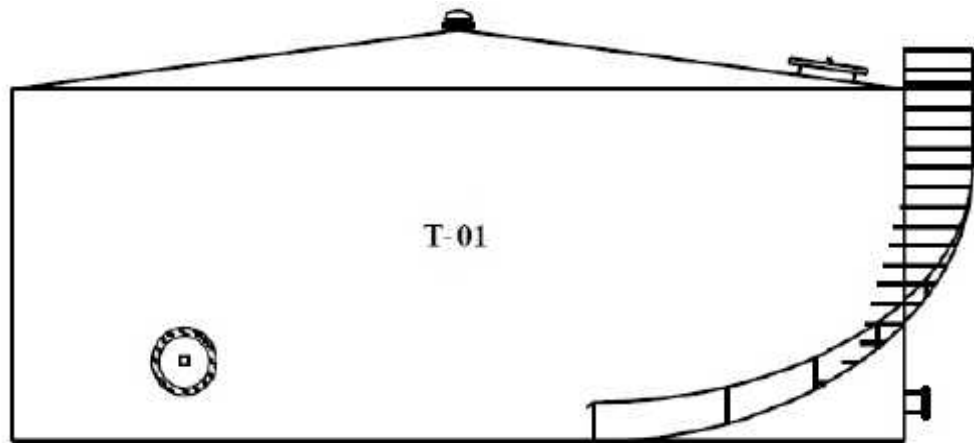
$$m = \frac{Q}{\Delta H} = \frac{8.990.789,08 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{1.976,7 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = 4.548,38 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

Tabel B.7 Hasil Perhitungan Neraca Panas di MD-02

Neraca Panas di MD-01	Q masuk (kJ/jam)	Q keluar (kJ/jam)
Panas masuk distilasi 2	3.545.574,48	
Panas distilat		549.128,03
Panas bottom		2.573.394,94
Panas kondensor		9.413.840,59
Panas reboiler	8.990.789,08	
Total	12.536.363,56	12.536.363,56

LAMPIRAN C
PERANCANGAN ALAT

C.1 Tangki Penyimpanan Methanol



Kode : T-01

Fungsi : Menyimpan bahan baku methanol pada tekanan 1 atm dan suhu 30 °C

Tujuan : a. Menentukan tipe tangki
b. Menentukan bahan konstruksi tangki
c. Menentukan dimensi tangki

Perancangan:

a. Menentukan tipe tangki

Bentuk : Silinder dengan dasar datar (*flat bottom*) dan atap kerucut (*conical roof*).

Pertimbangan : - Bahan baku yang disimpan dalam fase cair

- Kondisi operasi pada tangki pada tekanan 1 atm dan suhu 30 °C

- Konstruksi sederhana sehingga harga lebih ekonomis.

b. Menentukan bahan konstruksi tangki

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Pertimbangan : Memiliki *allowable working stress* cukup besar, $f = 12.650$ psi,
 bahan baku cair tidak korosif dan harga relatif lebih murah.

c. Menentukan dimensi tangki

1. Menghitung Kapasitas Tangki

Menghitung kebutuhan methanol :

Kebutuhan methanol = 16.687,99 kg/jam

Direncanakan bahan baku methanol disimpan untuk kebutuhan produksi selama 7 hari. Kebutuhan total methanol dapat dihitung dengan :

$$16.687,99 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 7 \text{ hari} = 2.803.582,32 \text{ kg}$$

Menghitung volume tangki :

$$= A \times B \left[-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right) \right]^n \quad (\text{Yaws, 1999})$$

Dimana:

= Densitas, kg/m^3

A, B, n = Konstanta

T = Temperatur operasi, K

T_c = Temperatur kritis, K

Komponen	A	B	Tc (K)	n
Methanol	0,27197	0,27192	512,58	0,2331
Air	0,3471	0,274	647,13	0,28571

Pada $T = 303 \text{ K}$ (30°C), diperoleh:

Komponen	Massa (Kg)	X_i	i	$i \cdot X_i$
Methanol	16679,65	0,9995002	0,3079097	0,3077559
Air	8,34	0,0004998	0,4225516	0,0002112
Jumlah	16687,99	1,000	0,7304613	0,3079670

Diperoleh densitas campuran = 0,7305 gr/ml

$$= 730,5 \text{ kg/m}^3 = 45,58 \text{ lb/ft}^3$$

$$V_{Tangki} = \frac{M(kg)}{...(kg/m^3)} = \frac{2.803.582,32 \text{ kg}}{730,5 \text{ kg/m}^3} = 3.838,1 \text{ m}^3 = 135.484,87 \text{ ft}^3$$

Dengan faktor keamanan 10 %, maka volume tangki menjadi:

$$V_{Tangki} = \frac{110}{100} \times 3.838,1 \text{ m}^3 = 4.221,91 \text{ m}^3 = 149.033,36 \text{ ft}^3$$

2. Menghitung diameter dan tinggi tangki

Untuk tangki berukuran besar dan tertutup digunakan persamaan pada buku

Brownell and Young, 1979 sebagai berikut:

$$H = \frac{4 \times V}{D^2 \times f} \dots\dots\dots(\text{Pers. 3.1, hal 41})$$

$$D = \frac{8}{3} \times H \dots\dots\dots(\text{Pers. 3.12, hal 43})$$

Persamaan 3.1 menjadi:

$$H = \frac{4 \times V}{\left(\frac{8}{3} \times H\right)^2 \times f}$$

Sehingga tinggi tangki dapat dihitung sebagai berikut:

$$H = \left(\frac{4 \times V}{\left(\frac{8}{3}\right)^2 \times f} \right)^{\frac{1}{3}} = \left(\frac{4 \times 149.033,36}{\left(\frac{8}{3}\right)^2 \times 3,14} \right)^{\frac{1}{3}} = 28,94 \text{ ft} = 8,82 \text{ m}$$

Dari hasil diatas dihitung diameter tangki:

$$D = \frac{8}{3} \times H = \frac{8}{3} \times 28,94 \text{ ft} = 76,99 \text{ ft} = 23,47 \text{ m}$$

Untuk ukuran standar, tangki yang digunakan derdasarkan **Appendix E, hal**

346-348 (Brownell and Young, 1979) memiliki spesifikasi sebagai berikut:

$$\text{Diameter, D} = 80 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi tangki, H} = 32 \text{ ft}$$

Volume tangki, V	= 28.650 bbl
	= 4.554.777 lt
Jumlah course	= 4 buah
<i>Allowable vertical weld joint</i>	= 5/32 in = 6 ft
<i>Butt-welded course</i>	= 96 in = 8 ft

3. Menghitung tebal dan panjang *shell course*

Tebal *shell course* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan pada buku **Brownell and Young, 1979** sebagai berikut:

$$t = \frac{p \times d}{2 \times f \times E} + C \dots\dots\dots(\text{Pers. 3.16, hal 45})$$

$$d = 12 \times D$$

Dimana:

- t = tebal shell, in
- f = tekanan yang diijinkan, lb/in²
- E = efisiensi pengelasan
- d = diameter dalam tangki, in
- p = tekanan dalam tangki, lb/in²
- C = *corrosion allowance*, in

$$p = \dots \times \frac{(H - 1)}{144} \dots\dots\dots(\text{Pers. 3.17, hal 46})$$

Dimana:

- = densitas methanol pada suhu 30°C = 45,58 lb/ft³
- H = tinggi course, ft
- p = tekanan dalam tangki, lb/in²

Persamaan 3.16 menjadi:

$$t = \frac{\dots \times (H - 1) \times 12 \times D}{2 \times 144 \times f \times E} + C$$

Digunakan tipe pengelasan *single-welded butt joint with backing strip* yang memiliki:

Efisiensi pengelasan maksimal, E : 85 %

Faktor korosi, C : 0,125

$$t = \frac{45,58 \times (H - 1) \times 12 \times D}{2 \times 144 \times 12.650 \times 0,85} + 0,125$$

Sedangkan panjang *shell course* dihitung menggunakan persamaan:

$$L = \frac{f \times d - \text{weld length}}{12 \times n}$$

Dimana:

weld length = (jumlah course) x (*allowable welded joint*)

n = jumlah course

Course 1

$$t_1 = \frac{45,58 \times (32 - 1) \times 12 \times 80}{2 \times 144 \times 12.650 \times 0,85} + 0,125 = 0,44 \text{ in}$$

Untuk t_1 dipilih ketebalan 7/16 in

$$d_1 = (12 \times D) + t_1$$

$$d_1 = (12 \times 70) \text{ in} + \frac{7}{16} \text{ in} = \left(840 + \frac{7}{16} \right) \text{ in}$$

$$L_1 = \frac{\left(f \times \left(840 + \frac{7}{16} \right) \right) - \left(4 \times \frac{5}{32} \right)}{12 \times 4} = 62,33 \text{ ft}$$

Course 2

$$H_2 = H - 6 = (32 - 6) \text{ ft} = 26 \text{ ft}$$

$$t_2 = \frac{45,58 \times (26-1) \times 12 \times 80}{2 \times 144 \times 12.650 \times 0,85} + 0,125 = 0,35 \text{ in}$$

Untuk t_2 dipilih ketebalan 3/8 in

$$d_2 = (12 \times D) + t_2$$

$$d_2 = (12 \times 70) \text{ in} + \frac{3}{8} \text{ in} = \left(840 + \frac{3}{8} \right) \text{ in}$$

$$L_2 = \frac{\left(f \times \left(840 + \frac{3}{8} \right) \right) - \left(4 \times \frac{5}{32} \right)}{12 \times 4} = 62,325 \text{ ft}$$

Course 3

$$H_3 = H - 6 = (26 - 6) \text{ ft} = 20 \text{ ft}$$

$$t_3 = \frac{45,58 \times (20-1) \times 12 \times 80}{2 \times 144 \times 12.650 \times 0,85} + 0,125 = 0,27 \text{ in}$$

Untuk t_3 dipilih ketebalan 5/16 in

$$d_3 = (12 \times D) + t_3$$

$$d_3 = (12 \times 70) \text{ in} + \frac{5}{16} \text{ in} = \left(840 + \frac{5}{16} \right) \text{ in}$$

$$L_3 = \frac{\left(f \times \left(840 + \frac{5}{16} \right) \right) - \left(4 \times \frac{5}{32} \right)}{12 \times 4} = 62,320 \text{ ft}$$

Course 4

$$H_4 = H - 6 = (20 - 6) \text{ ft} = 14 \text{ ft}$$

$$t_4 = \frac{45,58 \times (14-1) \times 12 \times 80}{2 \times 144 \times 12.650 \times 0,85} + 0,125 = 0,184 \text{ in}$$

Untuk t_4 dipilih ketebalan 1/4 in

$$d_4 = (12 \times D) + t_4$$

$$d_4 = (12 \times 70) \text{ in} + \frac{1}{4} \text{ in} = \left(840 + \frac{1}{4} \right) \text{ in}$$

$$L_4 = \frac{\left(f \times \left(840 + \frac{1}{4} \right) \right) - \left(4 \times \frac{5}{32} \right)}{12 \times 4} = 62,316 \text{ ft}$$

4. Menghitung Head Tangki

Menghitung (sudut angel dengan garis horizontal)

Besarnya sudut dalam roof dapat dicari dengan persamaan:

$$\sin \theta = \frac{D}{430 \times t}$$

(Brownell and Young, 1979)

Dimana:

D = diameter tangki standar, ft

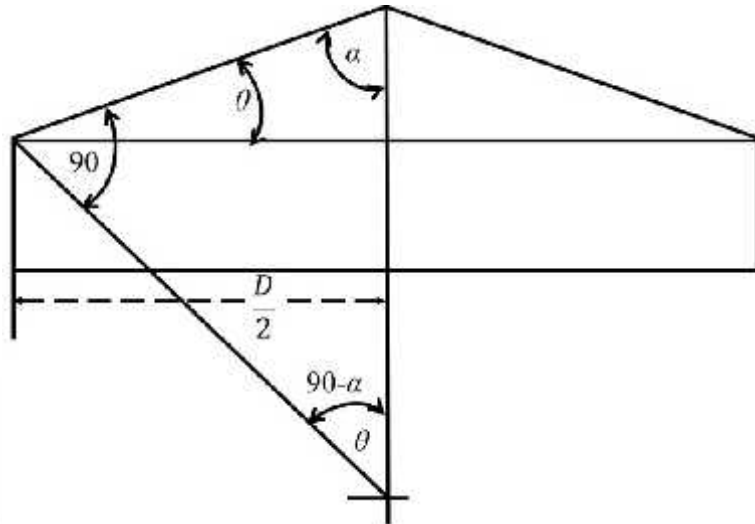
t = cone shell thickness, in

Digunakan tebal cone standart 1,25 in

Sehingga:

$$\sin \theta = \frac{80}{430 \times 1,25} = 0,1488$$

$$\theta = \text{ArchSin} (0,1488) = 8,56^\circ$$



$$= 90^\circ -$$

$$= 90^\circ - 8,56^\circ = 81,44^\circ$$

$$\tan \theta = \frac{D}{2 \times H}$$

$$H = \frac{D}{2 \times \tan \theta} = \frac{80 \text{ ft}}{2 \times \tan (81,44)} = 6,02 \text{ ft}$$

Tebal head tangki dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

$$t_h = \left[\frac{P \times D}{2 \times \cos \theta \times (f \times E - 0,6 \times P)} \right] + C$$

Jika diambil faktor keamanan 10 % maka:

$$P_{\text{Desain}} = P_{\text{Operasi}} \times \frac{110}{100} = 14,7 \text{ lb/in}^2 \times \frac{110}{100} = 16,17 \text{ lb/in}^2$$

$$t_h = \left[\frac{16,17 \times 80}{2 \times \cos(8,56^\circ) \times ((12,650 \times 0,85) - (0,6 \times 16,17))} \right] + 0,125 = 0,186 \text{ in}$$

5. Menghitung diameter pipa pemasukan dan pengeluaran

Pipa Pemasukan:

Diameter pipa pemasukan diestimasi dengan persamaan berikut:

$$Di_{\text{Opt}} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \dots^{0,13} \quad (\text{Peters, 1984})$$

Direncanakan waktu pengisian selama 12 jam.

$$q_f = \frac{149.033,36 \text{ ft}^2}{12 \text{ jam} \times 3600 \frac{s}{\text{jam}}} = 3,45 \text{ ft}^3 / s$$

$$\dots = 45,58 \text{ lb} / \text{ft}^3$$

$$Di_{Opt} = 3,9 \times (3,45^{0,45}) \times 45,58^{0,13} = 11,12 \text{ in}$$

Dari **Tabel 11, hal 844**, buku D. Q. Kern, 1965 ditetapkan ukuran pipa standar sebagai berikut:

D_{nominal}	= 12 in
OD	= 12,75 in
ID	= 12,09 in
Flow area per pipe	= 115 in ²
Schedule number	= 30

Pipa Pengeluaran:

Menghitung laju alir fluida:

Kapasitas = 16.687,99 kg/jam

Density campuran fluida = 45,58 lb/ft³

Debit pemompaan =

$$q_f = \frac{16.687,99 \text{ kg} / \text{jam} \times 2,20462 \text{ lb} / \text{kg}}{45,58 \text{ lb} / \text{ft}^3 \times 3600 \text{ s} / \text{jam}} = 0,224 \text{ ft}^3 / s$$

Faktor keamanan = 10 %

Debit pemompaan sebenarnya =

$$q_f = \frac{110}{100} \times 0,224 \text{ ft}^3 / s = 0,247 \text{ ft}^3 / s$$

Menghitung diameter optimal:

Asumsi aliran turbulen, menurut Peter and Timmerhaus, 1989 **hal 496**:

$$Di_{Opt} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \dots^{0,13}$$

$$Di_{Opt} = 3,9 \times 0,247^{0,45} \times 45,58^{0,13} = 3,413 \text{ in}$$

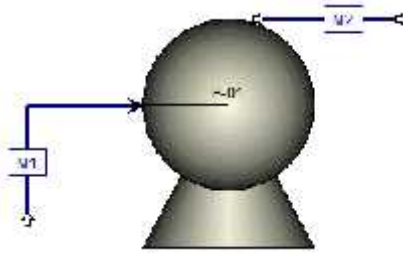
Dari **Tabel 11, hal 844**, buku D. Q. Kern, 1965 ditetapkan ukuran pipa standar sebagai berikut:

$D_{nominal}$	= 4 in
OD	= 4,50 in
ID	= 4,062 in
<i>Flow area per pipe</i>	= 12,7 in ²
<i>Schedule number</i>	= 40

RESUME TANGKI PENYIMPANAN METHANOL

Tipe Tangki	:	Cylindrical-Flat Bottom-Conical Roof
Bahan Kontruksi	:	Carbon steel SA-283 Grade C
Jumlah Tangki	:	1 buah
Kapasitas Tangki	:	149.033,36 ft ³
Tinggi Tangki	:	32 ft
Diameter Tangki	:	80 ft
Tebal Shell Course Tangki	:	
- Course ke-1	:	7/16 in
- Course ke-2	:	3/8 in
- Course ke-3	:	5/16 in
- Course ke-4	:	1/4 in
Tinggi Head Tangki	:	6,02 ft
Tebal head tangki	:	0,186 in

C.2 POMPA



Kode : P-01

Fungsi : Mengalirkan bahan baku methanol dari Tangki (T-01) ke Vaporizer (V-01).

Tujuan : a. Menentukan Tipe Pompa
b. Menentukan Tenaga Pompa
c. Menentukan Tenaga Motor

Perancangan:

a. Menentukan Tipe Pompa

Pompa yang digunakan adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Viskositas cairan rendah
- Kontruksinya sederhana
- Fluida yang dialirkan pada tekanan yang uniform
- Tidak memerlukan area yang luas
- Biaya perawatan yang murah
- Banyak tersedia di pasaran

b. Menentukan Tenaga Pompa

1. Menghitung laju alir fluida

Kapasitas = 16.687,99 kg/jam

Density campuran fluida = 45,58 lb/ft³

Debit pemompaan =

$$q_f = \frac{16.687,99 \text{ kg / jam} \times 2,20462 \text{ lb / kg}}{45,58 \text{ lb / ft}^3 \times 3600 \text{ s / jam}} = 0,1661 \text{ ft}^3 / \text{s}$$

Faktor keamanan = 10 %

Debit pemompan sebenarnya =

$$q_f = \frac{110}{100} \times 0,1661 \text{ ft}^3 / \text{s} = 0,1773 \text{ ft}^3 / \text{s}$$

Viskositas fluida, μ = 0,5142 cp

$$= 3,457 \times 10^{-4} \text{ lb/ft-s}$$

Menghitung diameter optimal:

Asumsi aliran turbulen, menurut Peter and Timmerhauss, 1989 **hal 496:**

$$Di_{Opt} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \dots^{0,13}$$

$$Di_{Opt} = 3,9 \times 0,1773^{0,45} \times 45,58^{0,13} = 2,942 \text{ in}$$

Dari **Tabel 11, hal 844**, buku D. Q. Kern, 1965 ditetapkan ukuran pipa standar sebagai berikut:

$D_{nominal}$ = 3 in

OD = 3,50 in

ID = 3,068 in = 0,256 ft

Inside Sectional Area = 0,05125 ft²

Schedule number = 40

2. Menghitung kecepatan linear fluida (v)

$$v = \frac{q_f}{A}$$

$$v = \frac{0,1611 \text{ ft}^3 / s}{0,05125 \text{ ft}^2} = 3,143 \text{ ft} / s$$

3. Menghitung bilangan Reynold (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{\dots \times ID \times v}{\sim}$$

$$N_{Re} = \frac{45,58 \text{ lb} / \text{ft}^3 \times 0,256 \text{ ft} \times 3,143 \text{ ft} / s}{3,457 \times 10^{-4} \text{ lb} / \text{ft} - s} = 106086,3$$

$$N_{Re} = 106086,3$$

4. Menghitung kehilangan energi karena faktor friksi (f)

Menentukan faktor friksi:

Dari **Appendix C-1 Foust, 1980** untuk pipa commercial steel dan D

nominal 3 in, diperoleh harga $\frac{v}{D} = 0,00058$

Dari **Appendix C-3 Foust** (Moody Diagram), 1980 untuk $N_{Re} =$

106086,3 dan harga $\frac{v}{D} = 0,00058$ diperoleh faktor friksi (f) = 0,033.

Menghitung panjang ekivalen (Le):

Direncanakan sisem perpipaan terdiri dari:

Jenis	Jumlah	L/D	Le = ID.L/D _{total} (ft)
Pipa lurus horizontal	2		150
Pipa lurus vertikal	1		36
Elbow standar (90°)	1	30	10,1
Check valve (fully open)	1	135	45,3
Gate valve (fully open)	1	13	4,4
Sharp edged entrace (K=0,5)	1		10
Sharp edged exit (K=1)	1		20
Jumlah			275,8

Dengan menggunakan Appendix C-2a s/d C-2d Foust, 1980:

Untuk elbow 90°:

$$\frac{L}{D} = 30$$

$$L_e = 30 \times 0,256 \text{ ft} = 7,68 \text{ ft}$$

Untuk check valve:

$$\frac{L}{D} = 135$$

$$L_e = 135 \times 0,256 \text{ ft} = 34,56 \text{ ft}$$

Untuk gate valve:

$$L_e = 13 \times 0,256 \text{ ft} = 3,33 \text{ ft}$$

Untuk sharp edge entrance:

Dengan harga $K = 0,5$ dan $D_1 = 3,068 \text{ in.}$ Dari Appendix C-2d Foust, 1980 diperoleh harga $L_c = 10 \text{ ft}$

Untuk sharp edge exit:

Dengan harga $K = 0,5$ dan $D_1 = 3,068 \text{ in.}$ Dari Appendix C-2d Foust, 1980 diperoleh harga $L_c = 20 \text{ ft}$

Kehilangan energi akibat gesekan dapat dihitung dengan persamaan

D'archy (friction head):

$$\Sigma F = \frac{f \times v^2 \times L_e}{2 \times g_c \times ID}$$

$$\Sigma F = \frac{0,033 \times (3,143 \text{ ft/s})^2 \times 275,8 \text{ ft}}{2 \times 32,174 \frac{\text{lb}_m \text{ft/s}^2}{\text{lb}_f} \times 0,256 \text{ ft}} = 5,458 \frac{\text{lb}_m \text{ft/s}}{\text{lb}_f}$$

5. Menghitung velocity head

Karena kecepatan cairan pada titik 1 dan titik 2 sama, maka nilai $v = 0$.

$$\text{Volocity head : } \frac{\Delta v^2}{2 \times g_c \times r} = 0$$

6. Menghitung static head

$$Z = Z_2 - Z_1 = (36 - 1) = 35 \text{ ft}$$

$$\text{Static head} = \Delta Z \times \left(\frac{g}{g_c} \right)$$

$$= 35 \text{ ft} \times \left(\frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \frac{\text{lb}_m \cdot \text{ft/s}^2}{\text{lb}_f}} \right) = 35 \frac{\text{lb}_m \cdot \text{ft/s}^2}{\text{lb}_f}$$

7. Menghitung pressure head

$$P_1 = 1 \text{ atm} \times 2.116,8 \frac{\text{lb}_f / \text{ft}^2}{\text{atm}} = 2.116,8 \frac{\text{lb}_f}{\text{ft}^2}$$

$$P_2 = 1 \text{ atm} \times 2.116,8 \frac{\text{lb}_f / \text{ft}^2}{\text{atm}} = 2.116,8 \frac{\text{lb}_f}{\text{ft}^2}$$

Tidak ada pressure drop pada sistem ini, maka $\frac{\Delta P}{\dots} = 0$.

Tenaga mekanis teoritis dihitung dengan persamaan Bernoulli, (Welty, 1969):

$$-W_f = \left(\Delta Z \times \frac{g}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta v^2}{2 \times g \times r} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\dots} \right) + \Sigma F$$

$$-W_f = (35 + 0 + 0 + 5,458) = 40,46 \text{ lb}_f - \text{ft} / \text{lb}_m$$

$$Q_f = 0,1773 \text{ ft}^3 / \text{s} \times 7,4808 \text{ gal} / \text{ft}^3 \times 60 \text{ s} / \text{menit} = 79,58 \text{ gpm}$$

Dari Grafik 14.37 (Peter, 1984), untuk $Q_f = 79,58 \text{ gpm}$ diperoleh efisiensi, = 55 %.

Sehingga:

Tenaga pompa :

$$\frac{-W_f \times Q_f \times \dots}{550 \times y} = \frac{41,46 \frac{lb_f \cdot ft}{lb_m} \times 0,1773 \frac{ft^3}{s} \times 45,58 \frac{lb_m}{ft^3}}{550 \times 0,55} = 1,76 \text{ HP} = 2 \text{ HP}$$

c. Menentukan Tenaga Motor

Dari Grafik 14.37 (Peter, 1984), untuk $BHP = 1 \text{ HP}$ diperoleh efisiensi, = 83 %.

Sehingga:

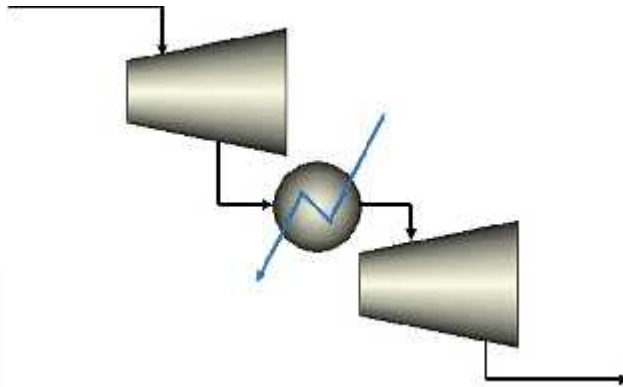
$$P_{motor} = \frac{BHP}{y_{motor}} = \frac{2}{0,83} = 2,41 \text{ HP} = 2,5 \text{ HP}$$

Jadi, pompa motor standar yang digunakan sebesar $2,5 \text{ HP} = 1,86 \text{ kW}$.

RESUME POMPA

Tipe Pompa	:	Centrifugal
Bahan Kontruksi	:	<i>Low Alloy Steel SA 353</i>
Kapasitas	:	11994,95 kg/jam
Tenaga Pompa	:	2 HP
Tenaga Motor	:	2,5 HP = 1,86 kW
Dimensi Pipa		
$D_{nominal}$:	3 in
Diameter Dalam	:	3,068 in
Diameter Luar	:	3,50 in
<i>Schedule Number</i>	:	40

C.3 KOMPRESOR



Kode : K-01

Fungsi : Menaikkan tekanan umpan dari 1 atm hingga 15 atm

Tujuan : a. Memilih tipe kompresor
b. Menentukan jumlah stage kompresor
c. Menghitung suhu dan tekanan keluar kompresor tiap stage
d. Menghitung tenaga kompresor

a. Memilih Tipe Kompresor

Kompresor yang digunakan adalah kompresor sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Pada dasarnya kompresor ini memiliki volume mesin yang besar
- Kompresor sentrifugal dapat digunakan untuk menaikan tekanan hingga lebih dari 5.000 lb/in² .gauge.
- Dapat digunakan untuk kapasitas 1.000-150.000 ACFM (Actual ft³/menit).
Penggunaan kompresor sentrifugal menjadi tidak ekonomis, bila volume section dibawah 2.000 ACFM dan volume discharge dibawah 500 ACFM.
Volume maksimum adalah 150.000 ACFM.
- Kompresor ini tidak mengotori gas kompresi oleh minyak pelumas.
- Efisiensi kompresor sentrifugal berkisar antara 68-76 %.

- Biaya perawatan kompresor ini rendah
- Dalam operasinya membutuhkan biaya awal lebih rendah dibanding kompresor reciprocating.
- Kapasitas dari kompresor sentrifugal dapat dikontrol dengan mengatur kecepatan, mengurangi kecepatan pada bagian section dan dengan pengendali vene pada bagian inlet.
- Kompresor sentrifugal dapat digunakan untuk gas yang mengandung padatan maupun cairan. Umumnya beberapa kompresor tidak dapat digunakan pada kondisi tersebut.
- Konstruksinya sederhana.

(John J. McKetta, 1984)

b. Menentukan Jumlah Stage Kompresor

Dari perhitungan di neraca panas diperoleh $RC = 3,87$ pada $n = 2$, karena $RC < 4$, maka digunakan kompresor 2 stage, sesuai persamaan:

$$RC = \left(\frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{1}{n}} = \left(\frac{15}{1} \right)^{\frac{1}{2}} = 3,87$$

c. Menghitung Suhu dan Tekanan Keluar Kompresor Tiap Stage

Dari perhitungan neraca panas telah didapatkan suhu dan tekanan keluar pada setiap stage, yaitu:

	Stage 1	Stage 2
T_{in}, K	337,72	358,5
T_{out}, K	492,76	523,15
P_{in}, atm	1	3,87
P_{out}, atm	3,87	15

d. Menghitung Tenaga Kompresor

Power kompresor merupakan penjumlahan dari power yang dibutuhkan setiap stage.

1. Tenaga kompresor stage 1

Untuk menghitung tenaga kompresor digunakan persamaan:

$$-W = \frac{Z \times R \times T_{in}}{M} \left[\left(\frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{(n-1)}{n}} - 1 \right]$$

$$\text{Tenaga kompresor} = \frac{\text{Politropik Work}}{E_p}$$

Dimana:

W = tenaga politropik kompresor, Kj/kmol

Z = faktor kompresibilitas

R = konstanta gas ideal (8,314 Kj/kmol-K)

T_{in} = suhu gas masuk kompresor stage 1, K

M = berat molekul gas, kg/kmol

P_{in} = tekanan gas kompresor masuk stage 1, atm

P_{out} = tekanan gas kompresor masuk stage 2, atm

E_p = Efisiensi politropik

Komponen	Massa	Kmol/jam	Yi	BM	Yi.BM	Tc	Yi. Tc	Pc	Yi.Pc
Methanol	20.756,50	647,79	0,9991	32,04	32,01	512,58	512,12	79,90	79,8291
Air	10,38	0,57	0,0009	18,02	0,02	647,13	0,58	217,67	0,1934
Jumlah	20.766,88	648,36	1		32,0295		512,7		80,0225

$$T_{r_{mean}} = \frac{T_{in} + T_{out}}{2 \times T_c} = \frac{(337,72 + 492,76) \text{ K}}{2 \times 512,7 \text{ K}} = 0,81$$

$$P_{r_{mean}} = \frac{P_{in} + P_{out}}{2 \times P_c} = \frac{(1 + 3,87) \text{ atm}}{2 \times 80,0225 \text{ atm}} = 0,0304$$

$$T_{mean} = \frac{T_{in} + T_{out}}{2} = \frac{(337,22 + 492,76) \text{ K}}{2} = 415,24 \text{ K}$$

Kapasitas pada suhu rata-rata (T_{mean}) adalah:

Komponen	Kmol	yi	Cp°	Cp° Campuran
Methanol	647,79	0,9991	52,7011	52,6543
Air	0,58	0,0009	34,4274	0,0306
Jumlah	648,37	1		52,6849

Koreksi untuk harga kapasitas panas, C_p diperoleh dari **Fig. 3.2 Coulson, Vol 6, 1983**. Dengan memplotkan harga $T_{r,mean}$ dan $P_{r,mean}$ pada grafik tersebut diperoleh harga $(C_p - C_p^\circ) = 2,9$ kJ/Kmol-K.

Maka:

$$C_p = (52,682 + 2,9) \text{ kJ/Kmol-K} = 55,585 \text{ kJ/Kmol-K}$$

Dari harga harga $T_{r,mean}$ dan $P_{r,mean}$ pada **Fig. 3.8, 3.9, 3.10 Coulson, Vol 6, 1983 hal. 76, 77, 78** diperoleh harga:

$$Z = 0,98 ; X = 0,1 ; Y = 1,02.$$

Dari perhitungan neraca panas diperoleh harga $E_p = 66$ %.

Dari persamaan **3.36 dan 3.38 Coulson, 1983**, diperoleh harga m dan n sebagai berikut:

$$m = \frac{Z \times R}{C_p} \left(\frac{1}{E_p} + X \right) = \frac{0,98 \times 8,314}{55,58} \left(\frac{1}{0,66} + 0,1 \right) = 0,237$$

$$n = \frac{1}{Y - mx(1 + X)} = \frac{1}{1,02 - 0,237 \times (1 + 0,1)} = 1,4$$

$$-W = \frac{Z \times R \times T_{in}}{M} \left[\left(\frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{(n-1)}{n}} - 1 \right]$$

$$-W = \frac{0,98 \times 8,314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol-K}} \times 337,72 \text{K}}{32,0295 \text{kg / kmol}} \left[\left(\frac{3,87}{1} \right)^{\frac{(1,4-1)}{1,4}} - 1 \right] = 40,94 \text{ kJ / kg}$$

Tenaga kompresor:

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\textit{Politropik Work}}{E_p} \\
 &= \frac{40,94 \frac{\textit{kJ}}{\textit{kg}}}{0,66} \times \frac{20766,9 \frac{\textit{kg}}{\textit{jam}}}{3600 \frac{\textit{s}}{\textit{jam}}} = 357,79 \textit{ kJ / s} = 357,79 \textit{ kW} = 0,358 \textit{ MW}
 \end{aligned}$$

Dari **Table 3.1 Coulson, 1983**, untuk tenaga kompresor 357,79 kW diperoleh harga efisiensi motor penggerak dengan interpolasi sebesar $E_e = 93,48 \%$. Sehingga:

Tenaga Elektrik:

$$\begin{aligned}
 &= \frac{-W \times \textit{laju alir Massa}}{E_e} \\
 &= \frac{40,94 \frac{\textit{kJ}}{\textit{kg}} \times 20766,9 \frac{\textit{kg}}{\textit{jam}}}{0,9348 \times 3600 \frac{\textit{s}}{\textit{jam}}} = 252,6 \frac{\textit{kJ}}{\textit{s}} = 252,6 \textit{ kW} = 0,253 \textit{ MW}
 \end{aligned}$$

2. Tenaga Kompresor Stage 2

$$Tr_{mean} = \frac{T_{in} + T_{out}}{2 \times T_c} = \frac{(358,5 + 523) \textit{ K}}{2 \times 512,7 \textit{ K}} = 0,86$$

$$Pr_{mean} = \frac{P_{in} + P_{out}}{2 \times P_c} = \frac{(3,87 + 15) \textit{ atm}}{2 \times 80,02 \textit{ atm}} = 0,12$$

$$T_{mean} = \frac{T_{in} + T_{out}}{2} = \frac{(358,5 + 523) \textit{ K}}{2} = 440,75 \textit{ K}$$

Kapasitas pada suhu rata-rata (T_{mean}) adalah:

Komponen	Kmol	yi	Cp°	Cp° Campuran
Methanol	647,79	0,9991	54,52	54,47
Air	0,58	0,0009	34,65	0,03
Jumlah	648,37	1		54,50

Koreksi untuk harga kapasitas panas, C_p diperoleh dari **Fig. 3.2 Coulson, Vol 6, 1983**. Dengan memplotkan harga Tr_{mean} dan Pr_{mean} pada grafik tersebut diperoleh harga $(C_p - C_p^\circ) = 7,9 \textit{ kJ/Kmol-K}$.

Maka:

$$C_p = (54,5 + 7,9) \text{ kJ/Kmol-K} = 62,4 \text{ kJ/Kmol-K}$$

Dari harga harga Tr_{mean} dan Pr_{mean} pada **Fig. 3.8, 3.9, 3.10 Coulson, Vol 6, 1983 hal. 76, 77, 78** diperoleh harga:

$$Z = 0,92 ; X = 0,25 ; Y = 1,07.$$

Dari perhitungan neraca panas diperoleh harga $E_p = 66 \%$.

Dari persamaan **3.36 dan 3.38 Coulson, 1983**, diperoleh harga m dan n sebagai berikut:

$$m = \frac{Z \times R}{C_p} \left(\frac{1}{E_p} + X \right) = \frac{0,92 \times 8,314}{62,4} \left(\frac{1}{0,66} + 0,25 \right) = 0,216$$

$$n = \frac{1}{Y - mx(1 + X)} = \frac{1}{1,07 - 0,21 \times (1 + 0,25)} = 1,464$$

$$-W = \frac{Z \times R \times T_{in}}{M} \left[\left(\frac{P_{out}}{P_{in}} \right)^{\frac{(n-1)}{n}} - 1 \right]$$

$$-W = \frac{0,92 \times 8,314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol-K}} \times 358,5 \text{K}}{32,0295 \text{ kg / kmol}} \left[\left(\frac{15}{3,87} \right)^{\frac{(1,464-1)}{1,464}} - 1 \right] = 45,94 \text{ kJ / kg}$$

Tenaga kompresor:

$$= \frac{\text{Politropik Work}}{E_p}$$

$$= \frac{45,94 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}}{0,66} \times \frac{20766,9 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{3600 \frac{\text{s}}{\text{jam}}} = 401,54 \text{ kJ / s} = 401,54 \text{ kW} = 0,4 \text{ MW}$$

Dari **Table 3.1 Coulson, 1983**, untuk tenaga kompresor 281,34 kW diperoleh harga efisiensi motor penggerak dengan interpolasi sebesar $E_e = 94,2 \%$. Sehingga:

Tenaga Elektrik:

$$\begin{aligned} &= \frac{-W \times \text{laju alir Massa}}{E_e} \\ &= \frac{45,94 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \times 20766,9 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{0,942 \times 3600 \frac{\text{s}}{\text{jam}}} = 281,34 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} = 281,34 \text{ kW} = 0,28 \text{ MW} \end{aligned}$$

Tenaga Kompresor Total:

Tenaga stage 1 + tenaga stage 2 = 0,76 MW

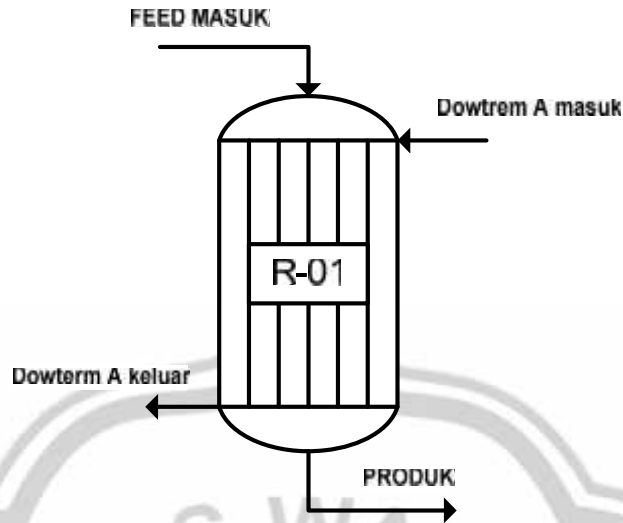
Tenaga Elektrik Total:

Tenaga stage 1 + tenaga stage 2 = 0,53 MW

RESUME KOMRESOR

Tipe Kompresor	:	Sentrifugal
Jumlah Stage	:	2
Stage 1	:	T in = 337,72 K, T out = 492,76 K
	:	P in = 1 atm, P out = 3,87 atm
Stage 2	:	T in = 358,5 K, T out = 523 K
	:	P in = 3,87 atm, P out = 15 atm
Tenaga Aktual Kompresor		
Stage 1	:	0,36 MW
Stage 2	:	0,4 MW
Tenaga Elektrik		
Stage 1	:	0,25 MW
Stage 2	:	0,28 MW

C.4 REAKTOR



Kode : R-01

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi dehidrasi methanol menjadi dimethyl ether

Tujuan :

- Menentukan tipe reaktor
- Menentukan bahan konstruksi reaktor
- Menentukan kondisi umpan
- Menentukan susunan dan jumlah tube
- Menentukan profil konversi dan suhu reaktor di sepanjang tube
- Menentukan massa dan volume katalis
- Menghitung waktu tinggal
- Menentukan dimensi reaktor
- Menghitung pressure drop

Perancangan:

a. Menentukan Tipe Reaktor

Jenis reaktor yang digunakan pada pabrik dimethyl ether ini adalah *fixedbed multitube reactor* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Reaksi berada dalam fasa gas dengan katalitik.
- Reaksi eksotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin berlangsung optimal.
- Umur katalis panjang sekitar 2 tahun.
- Pressure drop pada reaktor lebih kecil jika dibandingkan dengan fluidized bed reactor.
- Kehilangan katalis termasuk lebih kecil jika dibandingkan dengan fluidized bed reactor.
- Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor.
- Karena posisi katalis yang fixed, maka abrasi pada dinding tube dapat diabaikan.
- Untuk reaksi yang sangat eksotermis, pengendalian suhunya relatif lebih mudah jika dibandingkan dengan fluidized bed reactor.
- Struktur reaktor lebih sederhana dibandingkan dengan fluidized bed reactor, sehingga lebih mudah pengoperasiannya.
- Biaya pembuatan, operasional dan perawatan lebih murah.

(Hill, 1977)

b. Menentukan bahan konstruksi reaktor

Bahan konstruksi yang digunakan dalam perancangan adalah *low-alloy steel SA-285 grade C* dengan pertimbangan:

- Memiliki allowable stress cukup tinggi.
- Harga relatif lebih murah.
- Bahan tahan korosif.

c. Menentukan kondisi umpan

Menentukan density umpan

Komponen	Mol (Kmol/Jam)	Massa (Kg/Jam)	BM (Kg/Kmol)	Yi	Yi.Bm (Kg/Kmol)	Pc Atm	Tc K
Methanol	647,79	20756,48	32,046	0,9991	32,017	79,90	512,58
Air	0,58	10,38	18,016	0,0009	0,016	217,67	647,13
	648,37	20766,86			32,033	297,57	1159,71

	Tr	Pr	B ⁰	B ¹	BPc/RTc	yi.Tc	yi.Pc
0,566	1,02	0,188	-0,326	-0,019	-0,336	512,121	79,829
0,345	0,81	0,069	-0,510	-0,282	-0,608	0,579	0,195
		0,257				512,7	80,023

$$\rho_G = \frac{P \times BM}{R \times T} = \frac{15 \text{ atm} \times 32,033 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}}{0,08206 \frac{\text{atm.m}^3}{\text{Kmol.K}} \times 523 \text{ K}} = 11,196 \text{ kg/m}^3 = 0,69 \text{ lb/ft}^3$$

Dengan : R = konstanta gas ideal, 0,08206 (atm.m³/Kmol.K)

Menentukan kecepatan volume metrik umpan

$$V = \frac{W}{\rho_G} = \frac{20.766,86 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{11,196 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 1.854,85 \text{ m}^3 / \text{jam}$$

Menentukan viskositas umpan

Untuk menghitung viskosita gas campuran pada suhu 250°C, maka dapat di etimasi dari persamaan 1.3-2, Bird, 1965:

$$\begin{aligned} \tilde{\nu}_c &= 7,70 \times BM^{\frac{1}{2}} \times Pc^{\frac{2}{3}} \times Tc^{-\frac{1}{6}} \\ &= 7,70 \times (32,033)^{\frac{1}{2}} \times (297,57)^{\frac{2}{3}} \times (1.159,1)^{-\frac{1}{6}} \\ &= 559,3 \text{ centipoise} = 0,001 \text{ kg/cm.s} \end{aligned}$$

Dari Fig. 1.3-1, Bird, 1965, didapat $\mu/\mu_c = 0,44$. Sehingga μ gas dapat dihitung dengan persamaan:

$$\tilde{\nu}_g = \left(\frac{\tilde{\nu}}{\tilde{\nu}_c} \right) \times \tilde{\nu}_c = 0,44 \times 0,001 \frac{\text{kg}}{\text{cm.s}} = 0,095 \text{ kg/m.jam}$$

Menghitung Konduktifitas Umpan

Untuk menghitung konduktifitas gas campuran pada suhu 250°C, maka digunakan persamaan:

$$k_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

Komponen	Kmol/jam	Yi	A	B	C	k	k.Yi
Methanol	647,79	0,9991	0,0023	5,43E-06	1,32E-07	0,04	0,04
Air	0,58	0,0009	0,0395	4,59E-04	4,96E-04	135,82	0,12
Jumlah	648,37	1					0,16

$$k_{\text{umpan}} = 0,16 \frac{W}{m.K} = 0,587 \frac{kJ}{jam.m.K}$$

d. Menentukan Susunan dan Jumlah Tube

Menentukan jenis dan ukuran tube

Direncanakan menggunakan tube dengan spesifikasi (**Kern, 1965**) :

Susunan = Triangular

OD = 1,25 in = 0,0317 m

ID = 1,08 in = 0,0274 m

Flow area per pipe = 0,923 in² = 0,000593 m²

Surface per lin ft inside = 0,3271 ft²/ft

Length = 8 ft = 96 in

Menghitung Massa Velocity Umpan

Aliran dalam tube dipilih Re = 7.000 (turbulen)

$$G_f = \frac{N_{Re} \times \sim}{Dt} = \frac{7.000 \times 0,095 \frac{kg}{m.jam}}{0,0274 m} = 24.222,72 \frac{kg}{m^2.jam} = 4.960,81 \frac{lb}{ft^2.jam}$$

$$A_t = \frac{F_m}{G_t} = \frac{20.766,86 \frac{kg}{jam}}{24.222,72 \frac{kg}{m^2.jam}} = 0,857 m^2$$

Dimana :

$$G_t = \text{mass velocity (kg/m}^2\text{.jam)}$$

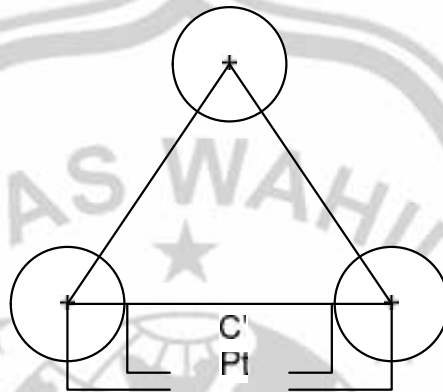
F_m = laju alir massa (kg/jam)

A_t = luas permukaan tube (m^2)

Menentukan Jumlah Tube (N_t)

$$N_t = \frac{A_t}{0,25 \times f \times ID_t^2} = \frac{0,857 \text{ m}^2}{0,25 \times 3,14 \times (0,0274 \text{ m})^2} = 1.451,32 = 1.451 \text{ tube}$$

Menghitung Diameter Shell (D_s)



Dimana :

$$\text{Pitch tube } (P_t) = 1,25 \times OD_t = 1,25 \times 1,25 = 1,5625 \text{ in}$$

$$\text{Clearance } (C) = P_t - OD_t = 1,5625 - 1,25 = 0,3125 \text{ in}$$

$$\text{Luas} = \frac{1}{2} \times P_t \times \sin 60^\circ = \frac{1}{2} \times (1,5625)^2 \times \sin 60^\circ = 1,057 \text{ in}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Shell} &= \frac{f}{4} \times D_s^2 \\ &= \sum \text{Luas} \Delta = \frac{1}{2} \times \text{Luas Pipa} \end{aligned}$$

$$\frac{f}{4} \times D_s^2 = 2 \times N_t \times \text{Luas} \Delta$$

$$\text{Diameter Shell } (D_s) = \sqrt{\frac{2 \times N_t \times \text{Luas} \Delta}{f/4}} = \sqrt{\frac{2 \times 4151 \times 1,057}{3,14/4}} = 62,52 \text{ in}$$

Dengan faktor keamanan 10 %, maka $D_s = 68,77 \text{ in}$

Menghitung Buffle Space (B)

$$\text{Buffle Space (B)} = 0,75 \times D_s = 0,75 \times 68,77 \text{ in} = 51,58 \text{ in} = 1,31 \text{ m}$$

e. Menentukan Profil Konversi dan Suhu Reaktor di Sepanjang Tube

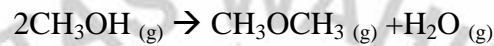
Menentukan Koefisien Perpindahan

Dari Tabel 8, Kern, 1965 diperoleh harga U_d sebesar 250-500 Btu/jam.ft².°F

Dari harga tersebut diambil harga $U_d = 375$ Btu/jam.ft².

Menyusun Persamaan Reaksi

Reaksi yang terjadi dalam reaktor:



- Data-data Reaktor:

- Suhu operasi = 250°C
- Tekanan operasi = 15 atm
- Konversi = 80 %

- Data-data Katalis:

- Jenis = Al₂O₃.SiO₂
- Bentuk = Sphere
- Diameter = 3,5 mm = 0,0115 ft
- Porositas = 0,55
- Massa jenis = 1,8918 gr/cm³

Reaksi merupakan reaksi orde 2

$$-r_A = k.C_A^2$$

$$k = 3,707.10^{15} . \exp^{-16938,874/T} \dots\dots\dots (1)$$

Komposisi sebelum reaksi

Komponen	Kmol/jam	n
Methanol	647,79	F_{A0}
Air	0,58	$0,0009 F_{A0}$
Dimethyl Ether	0	$0 F_{A0}$
n Total		$1,0009 F_{A0}$

Komposisi setelah reaksi:

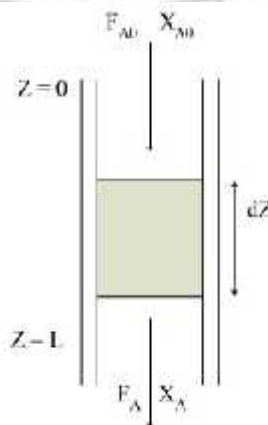
Komponen	N
Methanol	$(1-X_A)F_{A0}$
Air	$(0,0009 + 0,4 X_A)F_{A0}$
Dimethyl Ether	$0,4 X_A F_{A0}$
n Total	$(1,0009-0,2 X_A)F_{A0}$

$$-r_A = \frac{3,707 \times 10^{15} \exp^{-16938,837/T} (1 - X_A)^2 \times P_T^2}{(1,0009 - 0,2 X_A)^2 \times RT^2} \dots\dots\dots(2)$$

Menentukan Persamaan Profil Perubahan Konversi Per Satuan Panjang Tube

Elemen Vol dalam 1 tube = $f / 4 \times ID_t^2 \times \Delta Z$

Profil aliran gas dalam tube:



Neraca massa komponen pada elemen volume untuk semua tube:

$$\text{Laju Input} - \text{Laju Output} - \text{Laju Reaksi} = \text{Laju Akumulasi}$$

Pada keadaan steady state laju akumulasi = 0

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A)\Delta W = 0$$

Dengan :

$$\Delta W = \Delta V \times \dots_B$$

$$\Delta V = A \times \Delta Z$$

$$A = \frac{f}{4} (ID_t^2)$$

Sehingga untuk N_t tube persamaan diatas menjadi:

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A) \times N_t \times \frac{f}{4} \times ID_t^2 \times \Delta Z \times \dots_B = 0$$

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} = (-r_A) \times N_t \times \frac{f}{4} \times ID_t^2 \times \Delta Z \times \dots_B$$

$$\frac{F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = (-r_A) \times N_t \times \frac{f}{4} \times ID_t^2 \times \dots_B$$

Limit $\Delta Z \rightarrow 0$, maka:

$$-\frac{dF_A}{dZ} = (-r_A) \times N_t \times \frac{f}{4} \times ID_t^2 \times \dots_B$$

Dengan $F_A = F_{A0} (1 - X_A)$

$$dF_A = d (F_{A0} (1 - X_A))$$

$$dF_A = - F_{A0} \cdot dX_A$$

$$\frac{F_{A0} \times dX_A}{dZ} = (-r_A) \times N_t \times \frac{f}{4} \times ID_t^2 \times \dots_B$$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{(-r_A) \times N_t \times \frac{f}{4} \times ID_t^2 \times \dots_B}{F_{A0}} \dots \dots \dots (3)$$

Keterangan:

A = Luas perpindahan panas

$F_A|_Z$ = Laju alir masuk elemen volume

$F_A|_{Z+\Delta Z}$ = Laju alir keluar elemen volume

ID_t = Diameter dalam tube

- N_t = Jumlah tube
 $-r_a$ = Kecepatan reaksi, gmol A yang bereaksi /gr katalis.detik.atm
 V_t = Volume tube
 W = Berat katalis
 Z = Panjang tube
 ρ_B = Density bed

Menentukan harga ρ_B

$$\rho_B = \rho_t (1 - v_B)$$

Dengan:

$$v_B = \text{Porositas bed (fungsi bentuk katalis dan diameter)} = 0,39$$

(Brown,1978)

$$\rho_t = \text{Massa jenis katalis} = \rho_t \times (1 - v_B)$$

$$= 1,8918 \times (1 - 0,55) = 0,85 \text{ gr/cm}^3$$

$$\rho_B = 0,85 \text{ gr/cm}^3 \times (1 - 0,39) = 0,519 \text{ gr/cm}^3 = 519,3 \text{ kg/m}^3$$

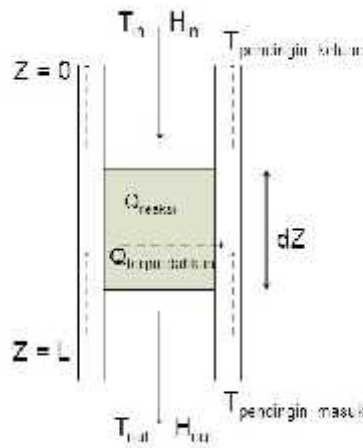
Menentukan Persamaan Perubahan Profil Perubahan Suhu Terhadap Panjang

Reaktor

Fixed bed multitube reactor menyerupai head exchanger, dimana umpan masuk dalam tube yang berisi katalis dan media pendingin mengalir melalui shell.

Untuk keadaan steady state, laju akumulasi = 0.

Laju panas masuk – Laju panas keluar – Laju panas reaksi = Laju akumulasi



$$H_{in} - H_{out} - Q_{reaksi} - Q_{terpindahkan} = 0$$

$$H_{in} = \sum_{i=1}^n H_i|_Z$$

$$H_{out} = \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z}$$

$$Q_{reaksi} = (-\Delta H_r) \times F_A$$

$$Q_{terpindahkan} = U_D \times N_t \times \Delta A (T - T_s) = U_D \times N_t \times f \times ID_t \times \Delta Z \times (T - T_s)$$

$$\sum_{i=1}^n H_i|_Z - \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z} - ((-\Delta H_r) \times F_A) - (U_D \times N_t \times f \times ID_t \times \Delta Z \times (T - T_s)) = 0$$

$$\sum_{i=1}^n H_i|_Z - \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z} - ((-\Delta H_r) \times F_{A0} (X_A|_Z - X_A|_{Z+\Delta Z})) - (U_D \times N_t \times f \times ID_t \times \Delta Z \times (T - T_s)) = 0$$

$$\sum_{i=1}^n H_i|_Z - \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z} = ((-\Delta H_r) \times F_{A0} (X_A|_Z - X_A|_{Z+\Delta Z})) + (U_D \times N_t \times f \times ID_t \times \Delta Z \times (T - T_s))$$

Ruas kanan dan ruas kiri dibagi ΔZ

$$\frac{\sum_{i=1}^n H_i|_Z - \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = \frac{((-\Delta H_r) \times F_{A0} (X_A|_Z - X_A|_{Z+\Delta Z})) + (U_D \times N_t \times f \times ID_t \times \Delta Z \times (T - T_s))}{\Delta Z}$$

$$\frac{\sum_{i=1}^n H_i|_Z - \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = \left((-\Delta H_r) \times F_{A0} \frac{(X_A|_Z - X_A|_{Z+\Delta Z})}{\Delta Z} \right) + (U_D \times N_t \times f \times ID_t \times \Delta Z \times (T - T_s))$$

Limit $Z \rightarrow 0$

$$\frac{\sum_{i=1}^n dH_i}{dZ} = \left((-\Delta H_r) \times F_{A0} \frac{dX_A}{dZ} \right) + (U_D \times N_t \times f \times ID_t \times \Delta Z \times (T - T_s))$$

Karena $dH_i = (F_i \times Cp_i)dT$; maka diperoleh persamaan:

$$\sum_{i=1}^n (F_i \times Cp_i) \frac{dT}{dZ} = \left((-\Delta H_r) F_{A0} \frac{dX_A}{dZ} \right) + (U_D \times N_t \times f \times ID_t \times (T - T_s))$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\left((-\Delta H_r) F_{A0} \frac{dX_A}{dZ} \right) + (U_D \times N_t \times f \times ID_t \times (T - T_s))}{\sum_{i=1}^n (F_i \times Cp_i)} \dots\dots\dots(4)$$

$$\Delta T = \frac{\left((-\Delta H_r) F_{A0} \frac{dX_A}{dZ} \right) + (U_D \times N_t \times f \times ID_t \times (T - T_s))}{\sum_{i=1}^n (F_i \times Cp_i)} \Delta Z \dots\dots\dots(5)$$

Keterangan:

- Cp_i = Kapasitas panas bahan i
- F_{A0} = Laju alir massa mula-mula
- F_i = Laju alir bahan i
- H_i = Enthalpi bahan i
- ID_t = Diameter dalam tube
- N_t = Jumlah tube
- T = Suhu aliran massa dalam tube pada Z tertentu
- T_s = Suhu pendingin dalam shell
- U_D = Konversi perpindahan panas menyeluruh
- X_A = Konversi
- Z = Panjang reaktor
- H = Panas reaksi

Enthalpi Reaksi

$$\Delta H_r = \Delta H_{output} + \Delta H_{298} - \Delta H_{output} \dots\dots\dots(6)$$

(Yaws, 1999)

$$Cp_i = A + BT + CT^2 + DT^2 + ET^2 \dots\dots\dots(7)$$

Menghitung $(F_i Cp_i)$

$$\sum (F_i Cp_i) = F_{A0} \times [((1 - X_A) \times Cp \times CH_3OH) + (0,0009 - 0,4 \times Cp \times H_2O) + (0,4 \times X_A \times Cp \times CH_3OCH_3)] \dots\dots\dots(8)$$

Langkah-langkah Penyelesaian:

- Tentukan increment konversi DME 80%, X_i ditrial.
- Pada konversi DME sebesar X_i ditrial, pada suhu T_i dan hitung:
 - a. Harga k pada persamaan (1),
 - b. Cp_i dari persamaan (7),
- Menghitung harga $(-r_A)$ dari persamaan (2)
- Menghitung Z dari persamaan (5)
- Menghitung $Z_i = Z_{(i-1)} + Z$
- Menghitung H dengan persamaan (6)
- Menghitung $(F_i Cp_i)$ dengan persamaan (8)
- Menghitung T_i dengan persamaan (5)
- Cek suhu yang ditrial
- Bila suhu benar, ambil increas yang kedua, $X_{(i-1)} = X_i + X_i$ dan trial suhu $T_{(i-1)}$
- Ulangi langkah-langkah diatas sampa diperoleh harga Z untuk X_A yang diinginkan.

Penyelesaian perhitungan dikerjakan dengan menggunakan program **MATLAB**, sehingga diperoleh Z , T , P pada konversi mencapai 80% sebesar:

Panjang Tube (Z) = 4,18 meter = 164,57 in

Suhu keluar reaktor (T) = 572,88 K = 573 K

Tekanan Keluar Reaktor (P) = 1.518,88 kPa = 14,9 atm


```

>Nama: AZZAHRA AULIA HANIFAH
%      FEBRUANA HUTAVIA PURBACARAKA
%
%PROGRAM UTAMA
clear all
clc

%INPUT DATA
%A = Methanol; B = Air
FMAo=20756.48;
FMBo=10.38;
FMT=FMAo+FMBo;
%BM Komponen (kg/kmol)
BMA=32.043;
BMB=46.07;
%Mol Flow Rate (kmol/jam)
FAo=FMAo/BMA;
FBo=FMBo/BMB;
FTo=FAo+FBo;
%DATA PERHITUNGAN
xa0=0; %konversi inlet
T0=523; %temperatur inlet (K)
P0=15*101.725; %Tekanan inlet (kPa)
Nt=1451; %Jumlah tube
Dt=0.03175; %Diameter Tube(m)
Gt=6.032; %Laju alir gas reaktan(kg/s.m^2)
rho=11.19; %Densitas Gas(kg/m^3)
Dp=0.0035; %Diameter katalis(m)
Eb=0.39; %Porositas Bed
g=980685; %Konstanta Gravitasi(m/s^2)
Rho=519.3; %Densitas Katalis(kg/m^3)
pi=3.14; %Konstanta Lingkaran
Ts=190+273.15; %Suhu Pendingin(K)
dHR=-58458022.88; %Panas Reaksi(kJ/mol)
Ud=375e-3; %Koefisien Perpindahan Panas
R=8.3141; %Konstanta Gas
L=FAo/Nt; %Laju Alir Methanol Mula-mula per tube

[Z,Y]=ode45('reactorfixedbed',[0 5],[xa0 T0 P0]);

%OUTPUT PROFILE
disp('Prarancangan Pabrik Dimethyl Ether Proses Dehidrasi Methanol')
disp('Kapasitas 95.000 Ton/Tahun')
disp 'PROGRAM PERHITUNGAN REAKTOR FIXED BED MULTITUBE'
disp '2CH3OH ---> CH3OCH3 + H2O'
disp 'NAMA : FEBRUANA HUTAVIA PURBA CARAKA (143020029)'
disp 'NAMA : AZZAHRA AULIA HANIFAH (143020023)'
disp('PROFIL:')
disp('_____')
disp('Panjang Tube (m) Konversi Suhu, K Tekanan, kPa')
disp('_____')
fprintf(' %5.4f %5.4f %5.4f %5.4f\n',profil)
%profil
profil=[Z Y(:,1) Y(:,2) Y(:,3)];
figure(1)
plot(Z,Y(:,1),'b-')
title('PROFIL PERUBAHAN KONVERSI TERHADAP PANJANG TUBE REAKTOR')
xlabel('Panjang Tube, Meter')
ylabel('Konversi Methanol')
figure(2)
plot(Z,Y(:,2),'r-')

```

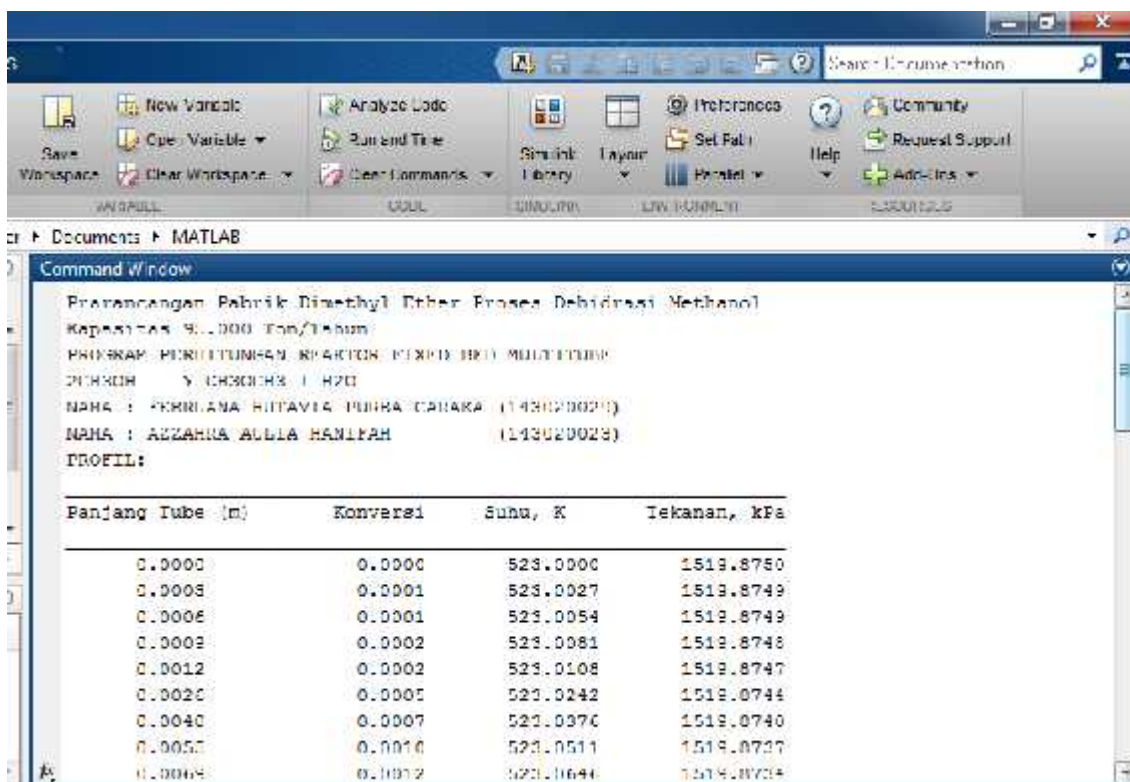
```

title('PROFIL PERUBAHAN SUHU TERHADAP PANJANG TUBE REAKTOR')
xlabel('Panjang Tube, Meter')
ylabel('Suhu, K')
figure(3)
plot(Z,Y(:,3),'g-')
title('PROFIL PERUBAHAN TEKANAN TERHADAP PANJANG TUBE REAKTOR')
xlabel('panjang tube, meter')
ylabel('Tekanan, Kpa')
grid on

function dYdZ=reactorfixedbed(Z,Y)
global FA FB FC FT kA kB kC
dYdZ=zeros(3,1);

%MENGHITUNG LAJU ALIR SETELAH REAKSI
FA=FAo*(1-Y(1)); %Methanol
FB=FAo*(0.0009+0.4*Y(1)); %Air
FC=FAo*0.4*Y(1); %Dimethyl Ether
FT=FA+FB+FC;
%MENGHITUNG FRAKSI MOL(y)
yA=FA/FT; %Methanol
yB=FB/FT; %Air
yC=FC/FT; %Dimethyl Ether
%MENGHITUNG KONSTANTA KECEPATAN REAKSI(ra)
k=3.707e15*exp(-16938.837/Y(2));
ra=k*((1-(Y(1))^2)*(P0^2))/(((1.0009-0.2*Y(1))^2*(R*Y(2)^2)));
%KAPASITAS PANAS FASE GAS(kJ/kmol.K)
CpA=40.046-3.8287e-02*(Y(2))+2.4529e-04*(Y(2))^2-2.168e-07*(Y(2))^3+5.9909e-11*(Y(2))^4; %Cp Methanol
CpB=33.933-8.42e-3*(Y(2))+2.99e-5*(Y(2))^2-1.78e-8*(Y(2))^3+3.69e-12*(Y(2))^4; %Cp Air
CpC=34.668+7.03e-2*(Y(2))+1.65e-4*(Y(2))^2+-1.77e7*(Y(2))^3+4.93e-11*(Y(2))^4; %Cp Dimethyl Ether
%PERHITUNGAN NERACA PANAS
CpdT=FA*CpA+FB*CpB+FC*CpC;
%Viskositas (Yaws, micropoise =1e-6 g/cm.s)
myuA=-14.236+3.8935e-1*(Y(2))-6.2762e-5*(Y(2))^2;
myuB=-4.2760+3.0262e-1*(Y(2))+6.3528e-5*(Y(2))^2;
myuC=-36.826+4.2900e-1*(Y(2))-1.6200e-5*(Y(2))^2;
myuG=((yA*myuA*BMA^0.5)+(yB*myuB*BMB^0.5)+(yC*myuC*BMC^0.5))/((yA*BMA^0.5)+(yB*BMB^0.5)+(yC*BMC^0.5));
myuG1=myuG*3.6e-4; %micropoise dikonversi menjadi(kg/m.jam)
%MENGHITUNG PERSAMAAN DIFFERENSIAL
%PROFIL KONVERSI
dY(1)=(ra*Nt*pi/4*Dt^2*Rho*(1-Eb))/L;
%PROFIL SUHU
dY(2)=((dHR*L*(ra*Nt*pi/4*Dt^2*Rho*(1-Eb)/L)+(Ud*Nt*pi*Dt*(Y(2)-Ts)))/CpdT;
%PROFIL TEKANAN
gc=127101600; %kg.m/jam2.kg
gcc=9.807e-3; %Hasil Akhir(kg/m3)dikonversi menjadi (kPa/m)
dY(3)=-((Gt/(rho*g*Dp))*(1-Eb)/Eb^3*(150*(1-Eb)^2*myuG1/Dp+1.75*gcc));

```



Tampilan data dari command window program perhitungan *fixedbed multitube* diatas adalah sebagai berikut:

Prarancangan Pabrik Dimethyl Ether Proses Dehidrasi Methanol
 Kapasitas 95.000 Ton/Tahun

PROGRAM PERHITUNGAN REAKTOR FIXED BED MULTITUBE



NAMA : FEBRUANA HUTAVIA PURBA CARAKA (143020029)

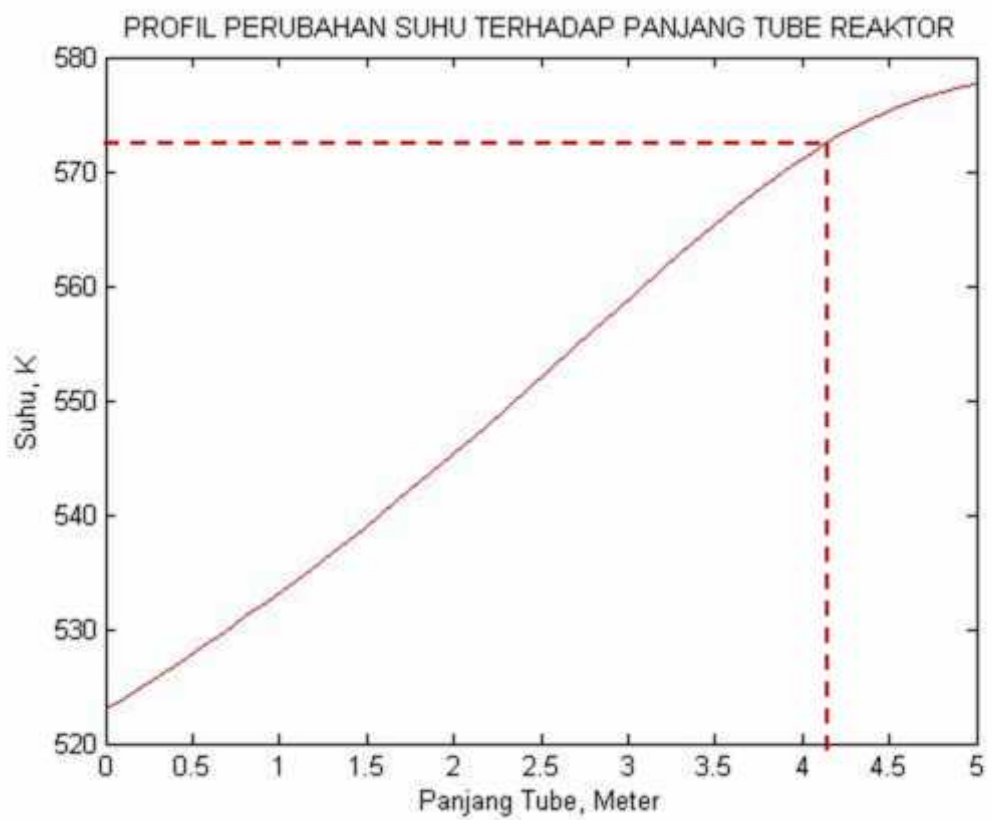
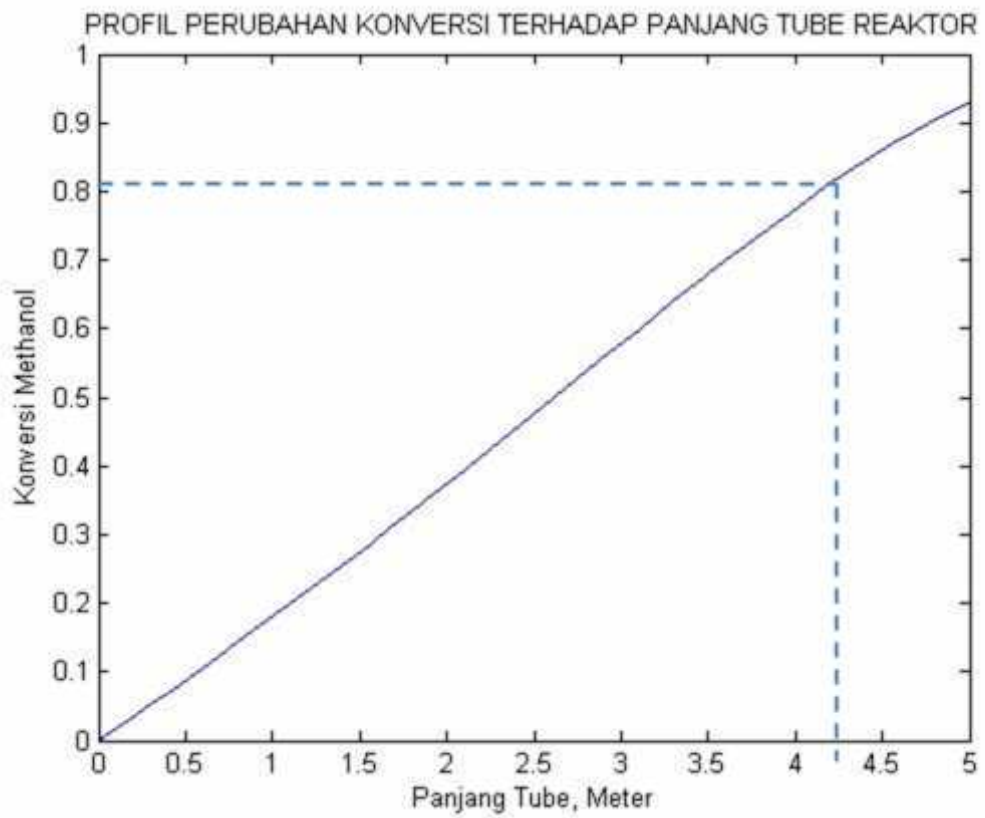
NAMA : AZZAHRA AULIA HANIFAH (143020023)

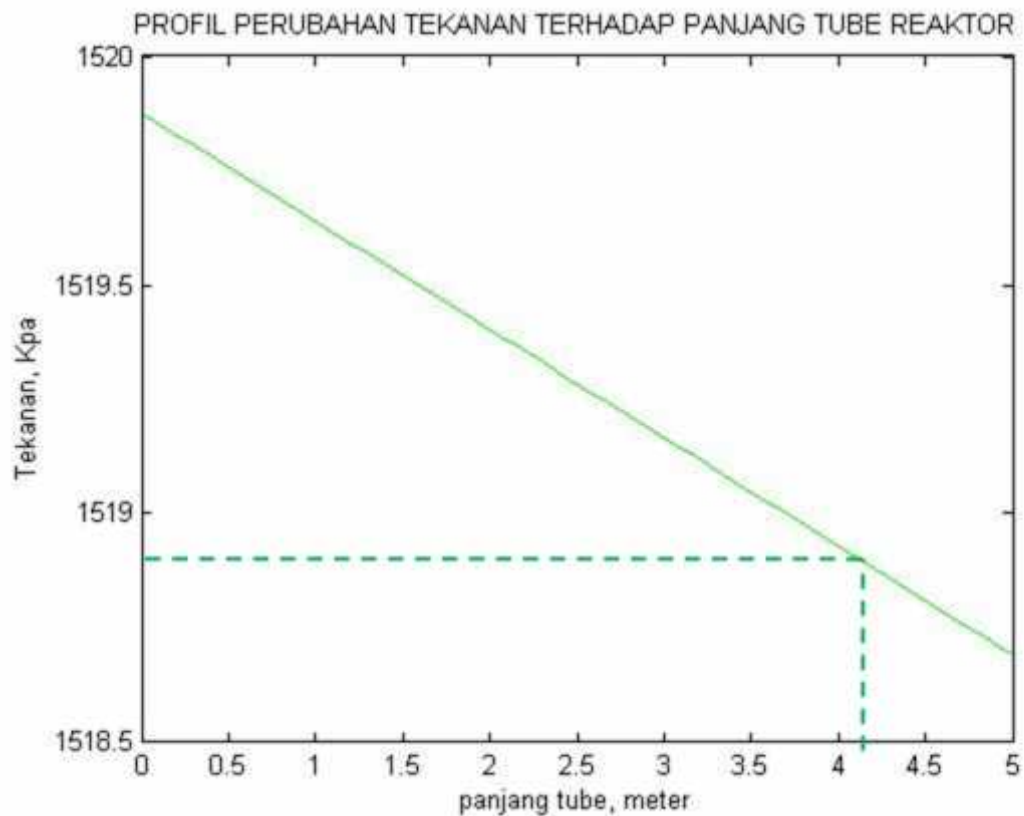
PROFIL:

Panjang Tube (m)	Konversi	Suhu, K	Tekanan, kPa
0.0000	0.0000	523.0000	1519.8750
0.0003	0.0001	523.0027	1519.8749
0.0006	0.0001	523.0054	1519.8749

0.0009	0.0002	523.0081	1519.8748
0.0012	0.0002	523.0108	1519.8747
0.0026	0.0005	523.0242	1519.8744
0.0040	0.0007	523.0376	1519.8740
0.0055	0.0010	523.0511	1519.8737
0.0069	0.0012	523.0646	1519.8734
0.0142	0.0025	523.1319	1519.8717
0.0214	0.0037	523.1993	1519.8700
0.0286	0.0050	523.2668	1519.8683
0.0358	0.0062	523.3344	1519.8665
0.0720	0.0125	523.6737	1519.8580
0.1081	0.0189	524.0153	1519.8495
0.1442	0.0252	524.3591	1519.8410
0.1804	0.0315	524.7053	1519.8325
0.3054	0.0536	525.9205	1519.8030
0.4304	0.0759	527.1639	1519.7735
0.5554	0.0984	528.4360	1519.7440
0.6804	0.1211	529.7374	1519.7145
0.8054	0.1441	531.0686	1519.6849
0.9304	0.1672	532.4300	1519.6554
1.0554	0.1906	533.8220	1519.6259
1.1804	0.2141	535.2447	1519.5964
1.3054	0.2379	536.6983	1519.5669
1.4304	0.2619	538.1825	1519.5373
1.5554	0.2862	539.6971	1519.5078
1.6804	0.3106	541.2414	1519.4782
1.8054	0.3353	542.8145	1519.4487
1.9304	0.3602	544.4152	1519.4191
2.0554	0.3852	546.0418	1519.3896
2.1804	0.4105	547.6919	1519.3600

2.3054	0.4359	549.3631	1519.3304
2.4304	0.4614	551.0518	1519.3008
2.5554	0.4871	552.7541	1519.2712
2.6804	0.5128	554.4653	1519.2416
2.8054	0.5386	556.1797	1519.2120
2.9304	0.5644	557.8909	1519.1824
3.0554	0.5901	559.5917	1519.1528
3.1804	0.6157	561.2740	1519.1232
3.3054	0.6411	562.9287	1519.0936
3.4304	0.6663	564.5462	1519.0639
3.5554	0.6911	566.1163	1519.0343
3.6804	0.7155	567.6281	1519.0046
3.8054	0.7395	569.0707	1518.9750
3.9304	0.7629	570.4333	1518.9453
4.0554	0.7856	571.7053	1518.9157
4.1804	0.8077	572.8771	1518.8860
4.3054	0.8290	573.9397	1518.8563
4.4304	0.8494	574.8858	1518.8266
4.5554	0.8690	575.7093	1518.7969
4.6804	0.8877	576.4061	1518.7673
4.7603	0.8991	576.7840	1518.7483
4.8402	0.9102	577.1088	1518.7293
4.9201	0.9209	577.3806	1518.7103
5.0000	0.9312	577.5997	1518.6913





f. Menghitung Massa dan Volume Katalis

Menghitung Massa Katalis

$$W = \dots_B \times N_t \times \frac{f}{4} \times ID^2 \times Z$$

$$W = 519,3 \frac{kg}{m^3} \times 1.451 \times \frac{3,14}{4} \times (0,0274 \text{ m})^2 \times 4,18 \text{ m}$$

$$= 1.860,9 \text{ kg}$$

Menghitung Volume Katalis

$$V_{bed} = \frac{W_{katalis}}{\dots(1-v)} = \frac{1.860,9 \text{ kg}}{519,3 \frac{kg}{m^3} \times (1-0,39)} = 5,875 \text{ m}^3$$

g. Menghitung Waktu Tinggal

$$Q = \frac{W}{\dots} = \frac{20.766,86 \frac{kg}{jam}}{11,196 \frac{kg}{m^3}} = 1.854,85 \text{ m}^3 / jam$$

$$r = \frac{V_{bed}}{Q} = \frac{5.875 \text{ m}^3}{1.854,85 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}} = 0,0032 \text{ jam} = 11,40 \text{ det}$$

h. Menghitung Dimensi Reaktor

Menghitung Tebal Shell (ts)

Tebal shell minimal dapat dihitung dengan persamaan (Brownel and Young, 1979):

$$t_s = \frac{Pv \text{ ris}}{(f.E - 0,6 Pv)} + C$$

Direncanakan shell terbuat dari *Carbon Steels SA – 285 Grade C* dengan spesifikasi sebagai berikut:

Tekanan yang diizinkan (f) = 12.650 psi

Efisiensi pengelasan (E) = 0,8 (*double welded joint*)

Faktor korosi (C) = 0,125

Faktor keamanan 10 % = 1,1 x 15 x 14,7 = 242,55 psi

$$Ri_s = \frac{ID_s}{2}$$

$$Ri_s = \frac{68,77}{2} = 34,39 \text{ in}$$

$$t_s = \frac{242,55 \text{ psi} \times 34,39 \text{ in}}{(12.650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 242,55 \text{ psi})} + 0,125 = 0,96 \text{ in} / \text{psi}$$

Dipakai tebal shell standar 1 in

(Brownell and Young, 1979)

Menghitung Tebal Head

Direncanakan *head* menggunakan bahan *Carbon Steels SA – 285 Grade C* dengan bentuk *elliptical dished head*. Tebal head minimal dapat dihitung dengan persamaan (Brownel and Young, 1979 halaman 256):

$$th = \frac{P_v \times ID_s}{(2 \times f \times E - 0,2 \times P_v)} + C$$

$$th = \frac{242,55 \text{ psi} \times 68,77 \text{ in}}{(2 \times 12.650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,2 \times 242,55 \text{ psi})} + 0,125 = 0,54 \text{ in/psi}$$

Digunakan tebal Head standar $\frac{5}{8}$ in

Menghitung Tinggi Head

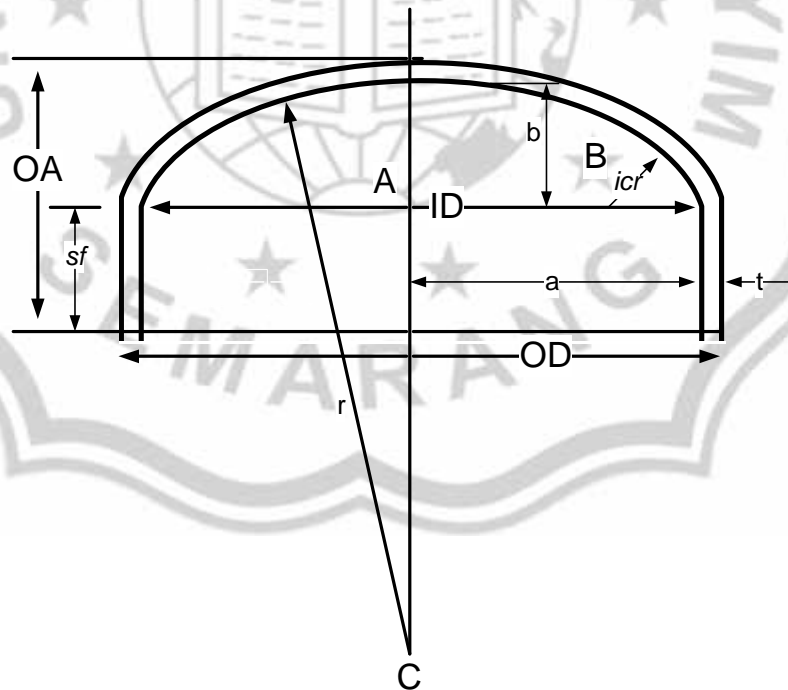
$$ID_s = 68,77 \text{ in}$$

$$OD_s = ID_s + 2 ts = 68,77 + 2 (0,96) = 70,7 \text{ in}$$

Dalam perancangan digunakan OD shell standar 72 in.

Dari tabel 5.7 *Brownel and Young, 1979*, untuk $OD_s = 72 \text{ in}$; $ts = 1 \text{ in}$; $Icr = 4,725 \text{ in}$; $r = 72 \text{ in}$

Dari tabel 5.4, *Brownel and Young, 1979*, dengan $th = 1 \text{ in}$ diperoleh $sf = 1,5 \text{ s/d}$ 3,5 diambil 2,5 in.



$$a = \frac{68,77}{2} = 34,39 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= a - icr \\
 &= 34,39 \text{ in} - 4,725 \text{ in} \\
 &= 29,66 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr \\
 &= 72 \text{ in} - 4,725 \text{ in} \\
 &= 67,28 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\
 &= (67,28^2 - 29,66^2)^{0,5} \\
 &= 60,38 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= (72 \text{ in} - 60,38 \text{ in}) \\
 &= 11,62 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Head (OA)} &= th + sf + b \\
 &= 0,625 \text{ in} + 2,5 \text{ in} + 11,62 \text{ in} = 14,74 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menghitung Tinggi Total Reaktor (t_R)

Tinggi reaktor (t_R) adalah tinggi kedua head ditambah dengan panjang tube.

$$\begin{aligned}
 t_R &= (2OA + Z) \\
 &= (2 \times 14,74 \text{ in} + 164,57 \text{ in}) \\
 &= 194,05 \text{ in} = 16,17 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menghitung Volume Reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Head} &= 0,00076 \times \text{Dis}^3 \\
 &= 0,00076 \times (68,77 \text{ in} \times 2,54)^3 = 405,11 \text{ cm}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume reaktor} &= \text{volume vessel} + (2 \times \text{volume head}) \\
 &= \left(\frac{3,14}{4} \times (68,77 \times 2,54)^2 \times (164,57 \times 2,54) \right) + (2 \times 405,11) \\
 &= 10.013.492 \text{ cm}^3 = 10,01 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Menghitung Pressure Drop

Shell (Pendingin)

$$C' = 0,3125 \text{ in}$$

$$B = 51,58$$

$$ID_s = 68,77 \text{ in}$$

$$PT = 1,56 \text{ in}$$

$$r_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times PT}$$

$$= \frac{68,77 \times 0,3125 \times 51,58}{144 \times 1,56} = 4,927 \text{ ft}^2$$

$$W_s = 905.894,6 \text{ kg/jam} = 1.992.968 \text{ lb/jam}$$

$$G_s = \frac{W_s}{r_s} = \frac{1.992.968 \text{ lb/jam}}{4,927 \text{ ft}^2} = 404.514,92 \frac{\text{lb}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2}$$

$$De = \frac{4 \times \left[\left(\frac{1}{2} \times PT \times 0,86 \times PT \right) - \frac{\frac{1}{2} f (OD)^2}{4} \right]}{\frac{1}{2} f OD}$$

$$De = 0,89 \text{ in} = 0,07414 \text{ ft}$$

$$\mu = 0,42 \times 2,42$$

$$= 0,9408 \text{ lb/ft.hr}$$

(Fig. 14, Kern)

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

$$= \frac{0,0741 \times 404.514,92}{0,9048}$$

$$= 31.879,67$$

$$f = 0,00018$$

(Fig. 26, Kern)

Tube (Uap Feed)

$$At' = 0,857 \text{ m}^2$$

$$\mu_t = 0,3419 \text{ (methanol } T = 250^\circ\text{C)}$$

$$D_p = 0,0115 \text{ (diameter katalis)}$$

$$N_t = 1451$$

$$r_t = \frac{N_t \times r' \cdot t}{144 \times n}$$

$$= \frac{1.451 \times 0,857}{144 \times 1} = 8,6407 \text{ ft}^2$$

$$W_t = 20.766,9 \text{ kg/jam} = 45.782,6 \text{ lb/jam}$$

$$G_t = \frac{W_t}{r_t} = \frac{45.782,6 \text{ lb/jam}}{8,6407 \text{ ft}^2} = 5.298,49 \frac{\text{lb}}{\text{jam} \cdot \text{ft}^2}$$

$$\dots = 0,69415$$

$$Vg = \frac{G_t}{Re \times \dots} = \frac{5.298,49}{7000 \times 0,69415} = 0,52542 \frac{\text{ft}}{\text{jam}}$$

$$N Re = \frac{G_t \times D_p}{\mu_t}$$

$$= \frac{5.298,49 \times 0,0115}{0,3419} = 177,953$$

$$f = 0,004$$

(Fig. 26, Kern)

$$\Phi = \left(\frac{\sim}{\sim w} \right)^{0,14} = 1$$

(Fig. 24,

Kern)

$$s = 0,79$$

(Fig. 6, Kern)

$$L = 8 \text{ ft}$$

$$\Phi = \left(\frac{\sim}{\sim w} \right)^{0,14} = 0,8$$

(Fig. 24, Kern)

$$V_1 = 0,013$$

(Fig. 27, Kern)

$$s = 0,847$$

(Fig. 6, Kern)

$$L = 8 \text{ ft}$$

$$N+1 = 12L/B$$

$$= 12 \times 8/51,58$$

$$= 1,86 \quad 2$$

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times De \times \Phi}$$

$$\Delta P_s = \frac{0,00018 \times (404.514,92)^2 \times 8 \times 1}{5,22 \times 10^{10} \times 0,89 \times 0,8}$$

$$P_s = 1,25 \times 10^{-1} \text{ Psi}$$

Allowable pressure drop 10 Psi

$$\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times ID_t \times \Phi}$$

$$\Delta P_t = \frac{0,004 \times (5.298,49)^2 \times 8 \times 1}{5,22 \times 10^{10} \times 0,09 \times 1}$$

$$P_t = 0,00019 \text{ Psi}$$

Dari $G_t = 5.298,49$ diperoleh $\frac{V^2}{2g} = 0,0024$

(Fig. 27, Kern)

$$\Delta P_{\dagger} = \left(\frac{4 \times n}{s} \right) \frac{V^2}{2g} = \left(\frac{4 \times 1}{0,79} \right) \times 0,0024$$

$$\Delta P_{\dagger} = 0,01899 \text{ Psi}$$

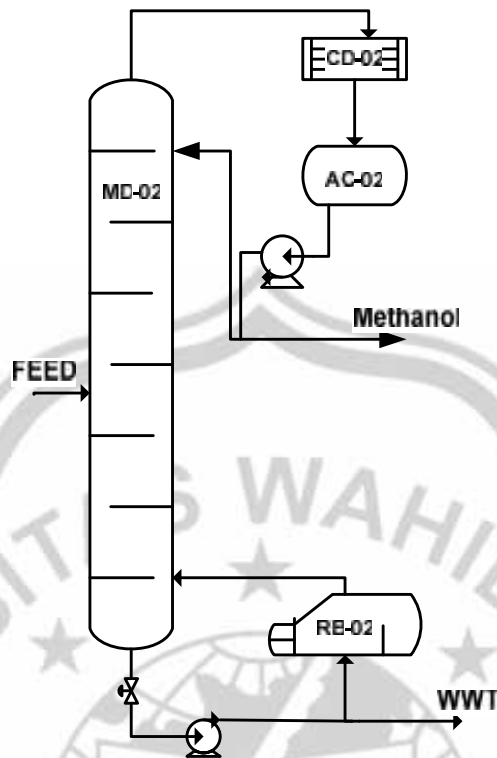
$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_{\dagger} = 0,01918 \text{ Psi}$$

Allowable pressure drop 2 Psi

RESUME REAKTOR

Tipe	: Fixed Bed Multitube Reactor
Pendingin	: Dowtherm A
Kondisi	: Non Isotermal – Non Adiabatis
Panjang Tube	: 4,18 m
Tinggi Reaktor	: 16,17 ft = 4,92 m
Diameter Reaktor	: 71 in = 1,83 m
Susunan Pipa	: Triangular
Jumlah Tube	: 1.451
Volume Reaktor	: 10,01 m ³
Waktu Tinggal	: 11,40 detik
Suhu Masuk Reaktor	: 523 K
Suhu Keluar Reaktor	: 573 K
Suhu Pendingin Masuk	: 463 K

C.5 MENARA DISTILASI II



Kode : MD-02

Fungsi : Memisahkan methanol dan air

Tujuan : a. Menentukan tipe kolom destilasi

b. Menentukan bahan konstruksi kolom

c. Menghitung jumlah plate kolom

d. Menghitung dimensi kolom

a. Menentukan Tipe Kolom Destilasi

Dalam perancangan pabrik ini dipilih kolom destilasi jenis *Tray Tower* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Perkiraan awal diameter kolom > 3 ft
- Campuran tidak bersifat korosif
- Kapasitas kolom besar

- Lebih mudah untuk dibersihkan dan diperiksa untuk perawatan (memungkinkan untuk dibuat *manway* atau *manhole*)

Jenis tray yang digunakan adalah *Sieve Tray* dengan pertimbangan:

- Kapasitas uap dan cairnya besar
- Pressure drop rendah, efisiensi tinggi
- Lebih ringan, murah dan mudah pembuatannya
- Mempunyai luas permukaan yang besar untuk terjadinya transfer massa

b. Menentukan Bahan Kontruksi Kolom

Dipilih bahan kontruksi jenis *Carbon Steel SA-285 Grade C*, dengan pertimbangan:

- Mempunyai allowable working stress yang besar, sehingga untuk kapasitas yang sama diperlukan ketebalan bahan yang tipis
- Struktur kuat
- Harga relatif murah

c. Menghitung Jumlah Plate Kolom

Untuk menghitung kebutuhan jumlah stage ideal digunakan metode *McCabe-Thiele*. Hal ini dikarenakan campuran hanya terdiri dari 2 komponen (biner) yaitu methanol dan air.

Dari perhitungan diperoleh data kesetimbangan methanol-air pada 1 atm.

$x_A = \frac{P_t - P_B^o}{P_A^o - P_B^o}$	$y_A = \frac{P_A^o}{P_t} \times x_A$
0,0	0,0
2,0	13,4
4,0	23,0
6,0	30,4
8,0	36,5
10,0	41,8
15,0	51,7

20,0	57,9
30,0	66,5
40,0	72,9
50,0	77,9
60,0	82,5
70,0	87,0
80,0	91,5
90,0	95,8
95,0	97,9
100,0	100,0

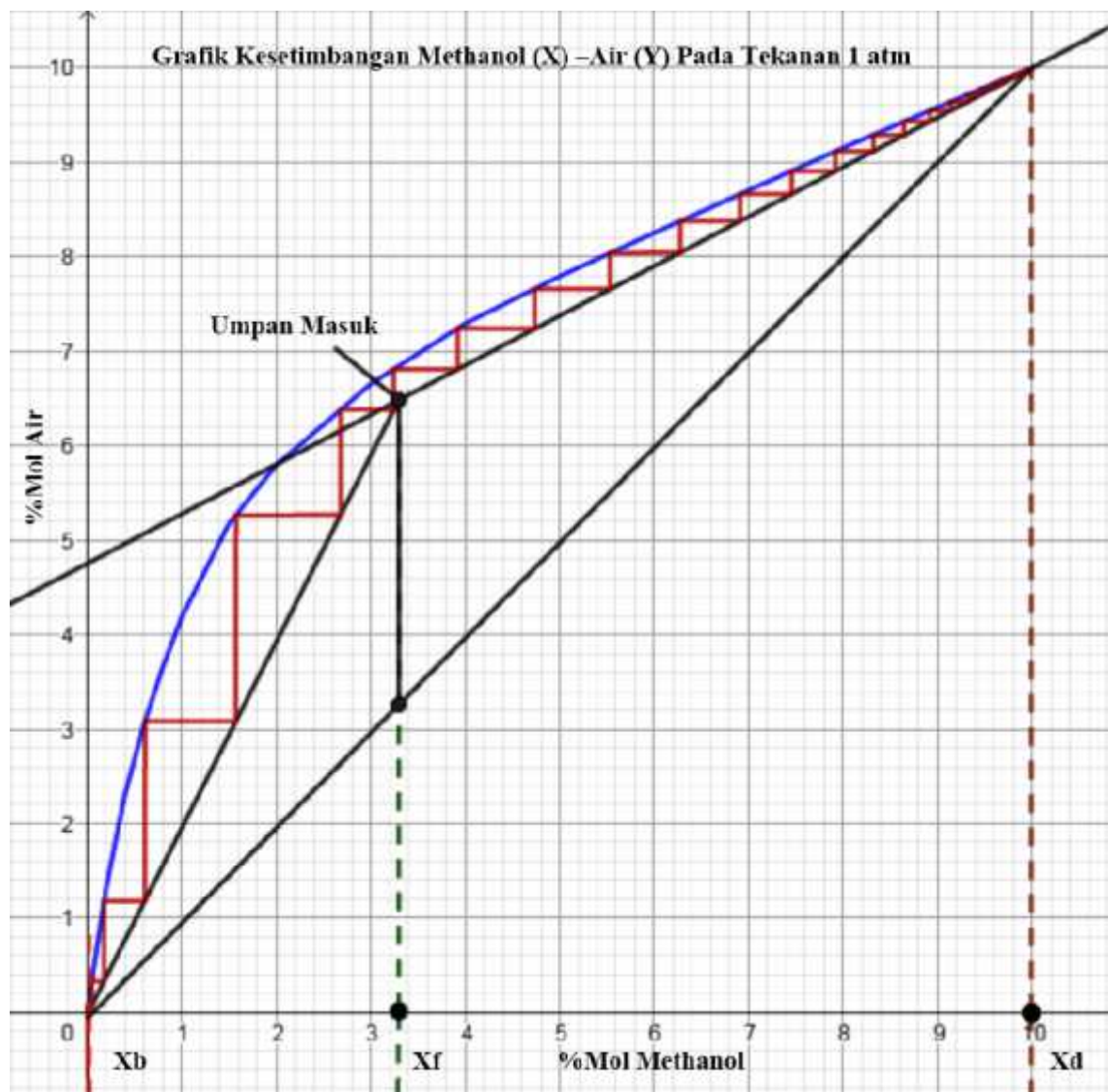
Perry, JH, "Chemical Engineer Handbook", 3rd, Page 573

Langkah Penyelesaian Secara Grafis

1. Melukis kurva kesetimbangan methanol-air dari data diatas
2. Menentukan posisi umpan, destilat dan residu:
 - Posisi umpan ditentukan oleh posisinya yaitu $x_F = 0,33$ yang terletak pada kurva kesetimbangan
 - Posisi destilat ditentukan oleh komposisinya yaitu $x_D = 0,9991$ yang terletak pada garis $y = x = 0,9991$
 - Posisi residu ditentukan oleh komposisinya yaitu $x_W = 0,0009$ yang terletak pada garis $y = x = 0,0009$
3. Melukis garis umpan "qf" melalui titik $y = x = 0,33$ dengan harga slope $q = q/(q-1) = \infty$ (dengan arah lurus keatas karena cairan jenuh)
4. Melukis garis operasi, dari titik $y = x = 0,9991$ dengan intersep: $x_D/(R_{min}+1) = 0,48$.
5. Titik potong antara garis operasi dengan garis umpan, dihubungkan dengan titik $x_w = 0,0009$.
6. Melukis stage ideal dengan menarik garis horizontal memotong kurva kesetimbangan kemudian ditarik vertikal keatas memotong garis $y = x$.

7. Satu stage ideal merupakan satu bangun segitiga, dilukis sampai komposisi tepat atau lebih dari residu.

Penggambaran grafis menggunakan software *GEOGEBRA* hingga diperoleh hasil sebagai berikut:



Gambar 1. Grafik Kesetimbangan Methanol-Air (Metode McCabe Thiele)

Menghitung Jumlah Plate Ideal

Dari gambar diperoleh jumlah plate ideal (N_{ideal}) = 30 buah.

Menghitung Efisiensi Tray Kolom Destilasi

Untuk menghitung efisiensi tray kolom destilasi digunakan koreksi

O'Connel dimana campuran terbagi menjadi 2 komponen kunci yaitu:

- Komponen kunci ringan (LK) = methanol
- Komponen kunci berat (HK) = air

Menghitung viskositas umpan pada $T = 414,25 \text{ K}$

Komponen	kmol/jam	X_i	$\log_{10}(\mu \text{ liq})$	μ	$\mu \cdot X_f$
Methanol	127,87	0,3301	-0,7886	0,1627	0,0537
Air	259,47	0,6699	-0,7116	0,1943	0,1301
Jumlah	387,34	1			0,1839

Distribusi komposisi pada puncak menara pada $T = 337,72 \text{ K}$ ($64,57^\circ\text{C}$) dan $P = 1 \text{ atm}$.

Komponen	kmol/jam	X_i	P°	K_i	Y_i
Methanol	127,23	0,9991	760,61	1,0008	0,9999
Air	0,11	0,0009	184,18	0,2423	0,0002
Jumlah	127,35	1,0000			1,0000

Distribusi komposisi pada dasar menara pada $T = 373 \text{ K}$ ($99,85^\circ\text{C}$) dan $P = 1 \text{ atm}$

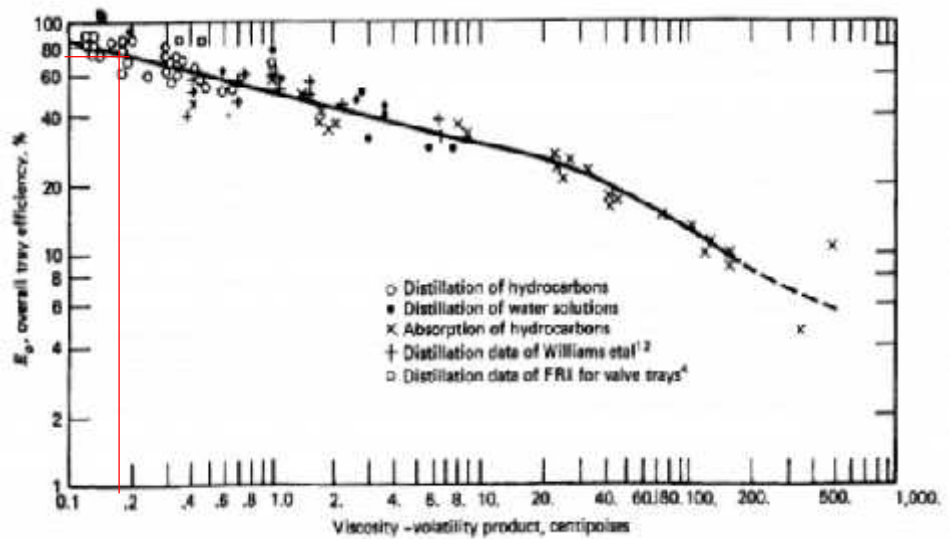
Komponen	kmol/jam	X_i	P°	K_i	Y_i
Methanol	0,64	0,0025	2.632,84	3,4643	0,0085
Air	259,36	0,9975	755,54	0,9941	0,9917
Jumlah	260,00	1,0000			1,0000

$$a_D = \left(\frac{LK}{HK} \right)_D = \left(\frac{K_{Pi}}{K_{PA}} \right)_D = \frac{1,0008}{0,2423} = 4,1304$$

$$a_W = \left(\frac{LK}{HK} \right)_W = \left(\frac{K_{Pi}}{K_{PA}} \right)_W = \frac{3,4643}{0,9941} = 3,4849$$

$$a_{avg} = (a_D \times a_W)^{0,5} = (4,1304 \times 3,4849)^{0,5} = 3,7939$$

$$a_{avg} \times \mu_{avg} = 3,7939 \times 0,1839 = 0,6977$$



Dari Fig. 13.5, hal 510. Ernest J. Henley, “Equilibrium Stage Separation in Operation Chem Eng”, diperoleh efisiensi kolom sebesar :
 $E_o = 0,75$.

Menghitung Jumlah Stage Aktual

$$N_{\text{aktual}} = \frac{N_{\text{ideal}}}{E_o} = \frac{30}{0,75} = 40$$

Maka jumlah aktual kolom = 40 buah.

Menentukan Lokasi Umpan

Lokasi umpan diperkirakan dengan menggunakan persamaan **Kirkbride**:

$$\log \left[\frac{N_R}{N_S} \right] = 0,206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_{F, HK}}{x_{F, LK}} \right) \left(\frac{x_{W, LK}}{x_{D, HK}} \right)^2 \right]$$

Dimana:

N_R = jumlah plate diatas umpan (rectifying section)

N_S = jumlah plate dibawah umpan (stripping section)

B, D = laju alir molar kolom residu, destilate

$x_{F, HK}$ = komposisi komponen kunci berat dalam feed

$x_{F, LK}$ = komposisi komponen kunci ringan dalam feed

$x_{D, HK}$ = komposisi komponen kunci berat dalam destilat

$x_{F,LK}$ = komposisi komponen kunci ringan dalam residu

(Coulson & Richardson, 1983)

$$\frac{N_R}{N_S} = 2,04$$

$$N_R + N_S = 40$$

$$N_R = 2,04 N_S$$

$$2,04 N_S + N_S = 40$$

$$N_S = 13,16$$

Jadi umpan masuk di antara plate ke 13 dan plate ke 14 dari dasar kolom.

d. Menghitung Dimensi Kolom

- Seksi Atas Menara

Menghitung Densitas Cairan pada $T = 337,72$ K dan $P = 1$ Atm

$$\dots = A \times B \left[-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right) \right]^n$$

Dimana:

= densitas, (gr/cm^3)

T = temperatur operasi, (K)

T_c = temperatur kritis, (K)

A,B,n = konstanta

Komponen	A	B	T_c	n
Methanol	0,2720	0,2719	512,58	0,2331
Air	0,3471	0,2740	647,13	0,2857

(Carl L. Yaws, 1999)

Komponen	X_D	BM	X_D	$X_D \cdot BM$
Methanol	0,9995	32,042	0,3017	32,026
Air	0,0005	18,016	0,4142	0,009
Jumlah	1,0000		0,3017	32,035

Densitas cairan, $\rho_L = 301,7 \text{ kg/m}^3$

BM campuran = 32,035 kg/kmol = 32,035 g/mol

Menghitung Densitas Uap pada $T = 337,72 \text{ K}$ dan $P = 1 \text{ atm}$

Komponen	Yi	Tci (K)	Pci (bar)	Tci.Yi	Pci.Yi
Methanol	0,9995	512,58	80,96	512,32	80,92
Air	0,0005	647,13	220,55	0,32	0,11
Jumlah	1			512,65	81,03

Kondisi atas menara :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 337,72 K

$$T_r = \frac{T}{T_c} = \frac{337,72}{512,65} = 0,6588$$

$$P_r = \frac{P}{P_c} = \frac{1}{81,03} = 0,0123$$

Data tersebut diplotkan kedalam Fig. 3.8 halaman 76 Coulson, diperoleh harga Z.

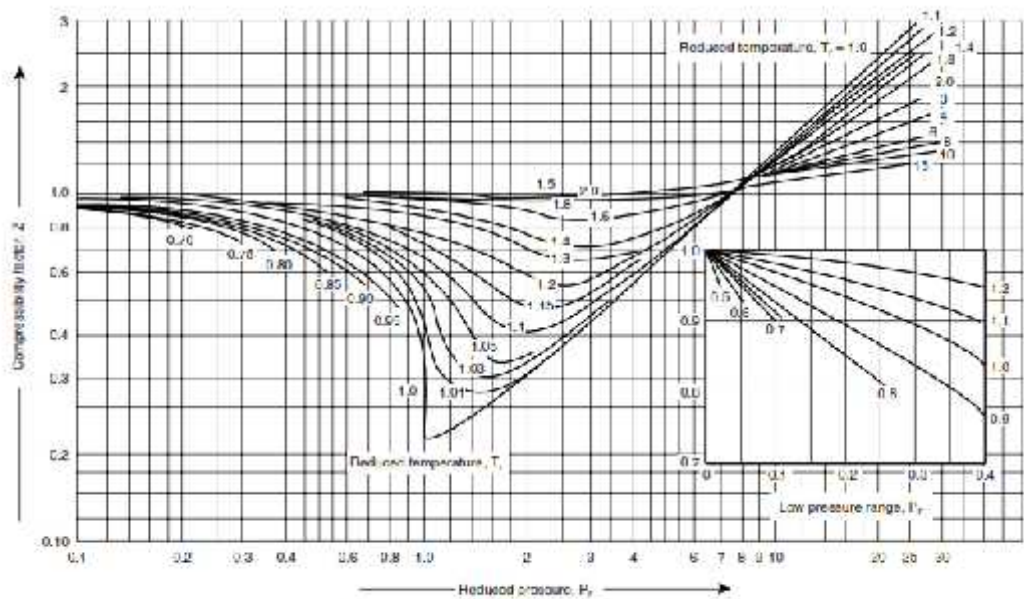


Figure 3.8. Compressibility factors of gases and vapours

Sehingga $Z = 0,98$

$$\dots_V = \frac{BM \times P}{Z \times R \times T}$$

$$\dots_V = \frac{32,035 \frac{\text{kg}}{\text{mol}} \times 1 \text{ atm}}{0,98 \times 0,08205 \frac{\text{cm}^3 \cdot \text{atm}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \times 337,72 \text{ K}}$$

$$\dots_V = 1,1797 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Menentukan Laju Alir Volumetrik

$$D = 0,0354 \frac{\text{kmol}}{\text{s}}$$

$$L_O = 0,0478 \frac{\text{kmol}}{\text{s}}$$

$$V = 0,0831 \frac{\text{kmol}}{\text{s}}$$

$$R = 1,35$$

$$Q_L = \frac{L_O \times BM_{\text{comp}}}{\dots_L} = \frac{0,0478 \times 32,035}{749,45} = 0,002 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$Q_V = \frac{V \times BM_{\text{comp}}}{\dots_V} = \frac{0,0831 \times 32,035}{1,18} = 2,256 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Menentukan Konstanta Flooding

Parameter aliran F_{LV} dihitung dengan persamaan:

$$F_{LV} = \frac{Q_L}{Q_V} \times \left(\frac{\dots_V}{\dots_L} \right)^{0,5} = \frac{0,002}{2,256} \times \left(\frac{1,18}{749,45} \right)^{0,5} = 3,59 \times 10^{-5}$$

Untuk harga $F_{LV} \ll 01$ maka digunakan harga $F_{LV} = 0,1$ untuk menghitung konstanta flooding (C_F) digunakan persamaan:

$$C_F = \left(r \cdot \log \frac{1}{F_{LV}} + s \right) \cdot \left(\frac{\dagger}{0,02} \right)^{0,2} \quad (\text{Treyball, 1980})$$

Dipilih tray spacing (t_s) = 24 in = 0,6096 m (Treyball, 1980)

$$= 0,0744t_s + 0,0117$$

$$= (0,0744 \times 0,6096) + 0,0117$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,0571 \\
 &= 0,0304ts + 0,015 \\
 &= (0,0304 \times 0,6096) + 0,015 \\
 &= 0,0335
 \end{aligned}$$

Tegangan muka campuran

Komponen	Xd	A	Tc (K)	n	Xd.	Xd.
Methanol	0,9995	68,329	512,58	1,222	18,3588	18,3496
Air	0,0005	132,674	647,13	0,955	65,5766	0,0328
Jumlah	1,0000					18,3824

Tegangan permukaan campuran (σ_{camp}) = 18,3824 dyne/cm = 0,0184 N/m

$$C_F = \left(r \cdot \log \frac{1}{F_{LV}} + s \right) \cdot \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2}$$

$$C_F = \left(0,0571 \cdot \log \frac{1}{0,1} + 0,0335 \right) \cdot \left(\frac{0,0184}{0,02} \right)^{0,2}$$

$$C_F = 0,0891 \frac{m^3}{s}$$

Menghitung Kecepatan Flooding

$$V_f = C_F \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0,5} \quad (\text{Treyball, 1980})$$

$$V_f = 0,0891 \left(\frac{749,45 - 1,18}{1,18} \right)^{0,5}$$

$$V_f = 2,2436 \frac{m}{s}$$

Dalam perancangan pabrik ini persentase flooding diambil sebesar 80% (non-foaming liquids), maka:

$$V_f = 2,2436 \times 0,8$$

$$V_f = 1,7949 \text{ m/s}$$

Menghitung Luas Permukaan Aktif

$$A_n = \frac{Q_v}{v_F} = \frac{2,2574}{1,7949} = 1,2577 \text{ m}^2$$

Dari Treyball, 1980 Tabel 6-1 dirancang panjang weir = 0,7 D (*cross-flow trays*), sehingga luas satu downspot sebesar 8,81% dari luas penampang sirkular kolom (At), maka:

$$A_t = \frac{A_n}{1 - \text{downspot}} = \frac{1,2577}{1 - 0,0881} = 1,3792 \text{ m}^2$$

Diameter puncak menara dihitung dengan persamaan:

$$D = \left(\frac{4 \times A_t}{f} \right)^{0,5} = \left(\frac{4 \times 1,3792}{3,14} \right)^{0,5} = 1,3255 \text{ m} = 52,185 \text{ in}$$

Menghitung Tebal Shell

Bahan konstruksi shell yang dipilih adalah Carbon Steel SA-283 Grade C dengan spesifikasi:

$$\text{Allowable stress (f)} = 12.650 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi pengelasan} = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$P = 1,1 \times P_{\text{operasi}} = 1,1 \times 14,7 \text{ psi} = 16,17 \text{ psi}$$

$$r_{\text{menara}} (r_i) = 1,3255/2 = 0,66 \text{ m} = 26,09 \text{ in}$$

Tebal shell dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C$$

$$ts = \frac{16,17 \times 26,09}{(12.650 \times 0,85) - (0,6 \times 16,17)} + 0,125$$

$$ts = 0,1643 \text{ in}$$

Digunakan tebal shell standar 3/16 in = 0,1875 in

Menghitung Tebal Head

Bahan yang digunakan dalam perancangan sama dengan bahan yang digunakan untuk shell dan dipilih head jenis *torispherical dished head* (Brownell and Young, 1979).

$$P_{\text{puncak}} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times P_{\text{puncak}} \\ = 1,1 \times 1 \text{ atm} = 16,17 \text{ atm}$$

$$(OD)_s = (ID)_s + 2 t_s \\ = 52,185 + 2 (0,1875) \\ = 52,56 \text{ in}$$

Dari brownell and Young, 1979 tabel 5.7 digunakan OD standar 54 in dan tebal shell 3/16 in, diperoleh:

$$icr = 3,25$$

$$rc = 54$$

$$\frac{icr}{rc} = \frac{3,25}{54} = 0,0602 = 6,02\%$$

Karena $\frac{icr}{rc} > 6\%$ maka untuk menghitung faktor intensifikasi stress (W) digunakan persamaan 7.76 (Brownell and Young, 1979):

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right)$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{54}{3,25}} \right)$$

$$W = 1,769 \text{ in}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan:

$$t_h = \frac{P \times rc \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times P)} + c \quad (\text{Brownell and Young, 1979})$$

$$t_h = \frac{16,17 \times 54 \times 1,769}{(2 \times 12650 \times 0,85) - (0,2 \times 16,17)} + 0,125$$

$$t_h = 0,1968 \text{ in}$$

Digunakan tebal head standar 1/4 in.

Menghitung Tinggi Head

$$ID = 52,185 \text{ in}$$

Untuk $t_s = 0,1875 \text{ in}$, harga $sf = 1,5 - 2,5 \text{ in}$ (Brownell, 1970).

Dipilih $sf = 2 \text{ in}$

$$a = \frac{ID_s}{2} = \frac{52,185}{2} = 26,09 \text{ in}$$

$$AB = a - irc = 26,09 - 3,25 = 22,84 \text{ in}$$

$$BC = r - irc = 54 - 3,25 = 50,75 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = \sqrt{50,75^2 - 22,84^2} = 45,32 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 54 - 45,32 = 8,68 \text{ in}$$

$$Hh = t_h + b + sf = 0,25 + 8,68 + 2 = 10,93 \text{ in}$$

- Seksi Dasar Menara

Menghitung Densitas Cairan pada $T = 373 \text{ K}$ dan $P = 1 \text{ Atm}$

$$\dots = A \times B \left[-\left(1 - \left(\frac{T}{T_c}\right)\right) \right]^n$$

Dimana:

= densitas, (gr/cm^3)

T = temperatur operasi (K)

T_c = temperatur kritis (K)

A, B, n = konstanta

Komponen	A	B	Tc	n
Methanol	0,2720	0,2719	512,58	0,2331
Air	0,3471	0,2740	647,13	0,2857

(Carl L. Yaws, 1999)

Komponen	X _D	BM		X _D	X _D ,BM
Methanol	0,0044	32,042	0,7115	0,0031	0,1399
Air	0,9956	18,016	0,9558	0,9516	17,9374
Jumlah	1,0000		1,6672	0,9547	18,0772

Densitas cairan, $\rho_L = 954,7 \text{ kg/m}^3$

BM campuran = 18,0772 kg/kmol = 18,0772 g/mol

Menghitung Densitas Uap pada T = 373 K dan P = 1 Atm

Komponen	Y _i	T _{ci} (K)	P _{ci} (bar)	T _{ci} .Y _i	P _{ci} .Y _i
Methanol	0,0044	512,58	80,96	2,24	0,35
Air	0,9956	647,13	220,55	644,31	219,59
Jumlah	1,0000			646,54	219,94

Kondisi dasar menara :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 373 K

$$T_r = \frac{T}{T_c} = \frac{373}{646,54} = 0,5769$$

$$P_r = \frac{P}{P_c} = \frac{1}{219,94} = 0,0045$$

Data tersebut diplotkan kedalam Fig. 3.8 halaman 76 Coulson, diperoleh harga Z.

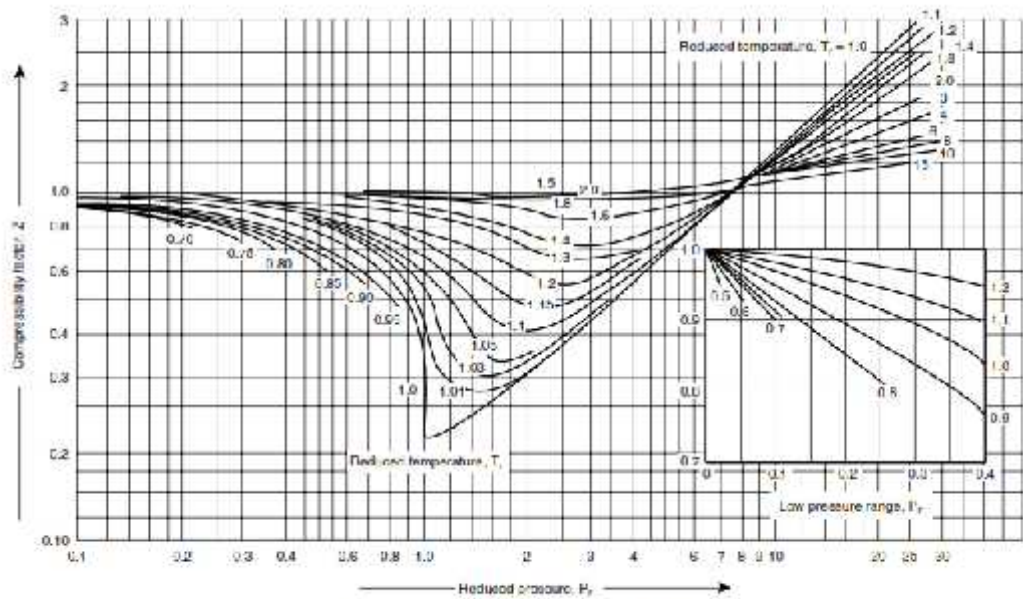


Figure 3.8. Compressibility factors of gases and vapours

Sehingga $Z = 0,98$

$$v = \frac{BM \times P}{Z \times R \times T}$$

$$v = \frac{18,0772 \frac{\text{kg}}{\text{mol}} \times 1 \text{ atm}}{0,98 \times 0,08205 \frac{\text{cm}^3 \cdot \text{atm}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \times 373 \text{ K}}$$

$$v = 0,5966 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Menentukan Laju Alir Volumetrik

Dari perhitungan neraca massa $F = 0,0722 \text{ kmol/s}$

$$\begin{aligned} L' &= L_0 + F \\ &= 0,0478 + 0,0722 \\ &= 0,12 \text{ kmol/s} \end{aligned}$$

Dari grafik kurva kesetimbangan methanol-air, diperoleh persamaan garis operasi bawah: $y = 0,8208x + 0,2756$.

$$\text{Slope} \left(\frac{L'}{V'} \right) = 0,8208$$

$$V' = \frac{L'}{0,8208} = \frac{0,12}{0,8208} = 0,1462 \frac{\text{kmol}}{\text{s}}$$

$$Q_L = \frac{L \times BM_{comp}}{\dots_L} = \frac{0,12 \times 18,0772}{954,7} = 0,0023 \frac{m^3}{s}$$

$$Q_V = \frac{V' \times BM_{comp}}{\dots_V} = \frac{0,1462 \times 18,0772}{0,5966} = 4,4299 \frac{m^3}{s}$$

Menentukan Konstanta Flooding

Parameter aliran F_{LV} dihitung dengan persamaan:

$$F_{LV} = \frac{Q_L}{Q_V} \times \left(\frac{\dots_V}{\dots_L} \right)^{0,5} = \frac{0,0023}{4,4299} \times \left(\frac{0,5966}{954,7} \right)^{0,5} = 1,28 \times 10^{-5}$$

Untuk harga $F_{LV} \ll 01$ maka digunakan harga $F_{LV} = 0,1$ untuk menghitung konstanta flooding (C_F) digunakan persamaan:

$$C_F = \left(r \cdot \log \frac{1}{F_{LV}} + s \right) \cdot \left(\frac{\dagger}{0,02} \right)^{0,2} \quad (\text{Treyball, 1980})$$

Dipilih tray spacing (ts) = 24 in = 0,6096 m (Treyball, 1980)

$$\begin{aligned} &= 0,0744ts + 0,0117 \\ &= (0,0744 \times 0,6096) + 0,0117 \\ &= 0,0571 \\ &= 0,0304ts + 0,015 \\ &= (0,0304 \times 0,6096) + 0,015 \\ &= 0,0335 \end{aligned}$$

Tegangan muka campuran

Komponen	Xd	A	Tc (K)	n		Xd.
Methanol	0,0044	68,329	512,58	1,222	13,9396	0,0609
Air	0,9956	132,674	647,13	0,955	58,4168	58,1617
Jumlah	1,0000					58,2226

Tegangan permukaan campuran (σ_{camp}) = 58,2226 dyne/cm = 0,0582 N/m

$$C_F = \left(r \cdot \log \frac{1}{F_{LV}} + s \right) \cdot \left(\frac{\dagger}{0,02} \right)^{0,2}$$

$$C_F = \left(0,0571 \cdot \log \frac{1}{0,1} + 0,0335 \right) \cdot \left(\frac{0,0582}{0,02} \right)^{0,2}$$

$$C_F = 0,1122 \frac{m^3}{s}$$

Menghitung Kecepatan Flooding

$$V_f = C_F \left(\frac{\dots L \dots}{\dots G} \right)^{0,5} \quad (\text{Treyball, 1980})$$

$$V_f = 0,1122 \left(\frac{954,7 - 0,5966}{0,5966} \right)^{0,5}$$

$$V_f = 4,4862 \frac{m}{s}$$

Dalam perancangan pabrik ini persentase flooding diambil sebesar 80% (non-foaming liquids), maka:

$$V_f = 4,4862 \times 0,8$$

$$V_f = 3,589 \text{ m/s}$$

Menghitung Luas Permukaan Aktif

$$A_n = \frac{Q_v}{v_F} = \frac{4,4299}{3,589} = 1,234 \text{ m}^2$$

Dari Treyball, 1980 Tabel 6-1 dirancang panjang weir = 0,7 D (*cross-flow trays*), sehingga luas satu downspot sebesar 8,81% dari luas penampang sirkular kolom (A_t), maka:

$$A_t = \frac{A_n}{1 - \text{downspot}} = \frac{1,234}{1 - 0,0881} = 1,3532 \text{ m}^2$$

Diameter puncak menara dihitung dengan persamaan:

$$D = \left(\frac{4 \times A_t}{f} \right)^{0,5} = \left(\frac{4 \times 1,3532}{3,14} \right)^{0,5} = 1,3129 \text{ m} = 51,69 \text{ in}$$

Menghitung Tebal Shell

Bahan konstruksi shell yang dipilih adalah Carbon Steel SA-283 Grade C dengan spesifikasi:

$$\text{Allowable stress (f)} = 12.650 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi pengelasan} = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in}$$

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$P = 1,1 \times P_{\text{operasi}} = 1,1 \times 14,7 \text{ psi} = 16,17 \text{ psi}$$

$$r_{\text{menara}} (r_i) = 1,3129/2 = 0,66 \text{ m} = 26,09 \text{ in}$$

Tebal shell dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C$$

$$ts = \frac{16,17 \times 26,09}{(12.650 \times 0,85) - (0,6 \times 16,17)} + 0,125$$

$$ts = 0,1643 \text{ in}$$

Digunakan tebal shell standar $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$

Menghitung Tebal Head

Bahan yang digunakan dalam perancangan sama dengan bahan yang digunakan untuk shell dan dipilih head jenis *torispherical dished head* (Brownell and Young, 1979).

$$P_{\text{puncak}} = 1 \text{ atm}$$

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

$$= 1,1 \times 1 \text{ atm} = 16,17 \text{ atm}$$

$$(\text{OD})_s = (\text{ID})_s + 2 \text{ ts}$$

$$= 51,69 + 2 (0,1875)$$

$$= 52,065 \text{ in}$$

Dari brownell and Young, 1979 tabel 5.7 digunakan OD standar 54 in dan tebal shell 3/16 in, diperoleh:

$$icr = 3,25$$

$$rc = 54$$

$$\frac{icr}{rc} = \frac{3,25}{54} = 0,0602 = 6,02\%$$

Karena $\frac{icr}{rc} > 6\%$ maka untuk menghitung faktor intensifikasi stress (W)

digunakan persamaan 7.76 (Brownell and Young, 1979):

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right)$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{54}{3,25}} \right)$$

$$W = 1,769 \text{ in}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan:

$$t_h = \frac{P \times rc \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times P)} + c \quad (\text{Brownell and Young, 1979})$$

$$t_h = \frac{16,17 \times 54 \times 1,769}{(2 \times 12650 \times 0,85) - (0,2 \times 16,17)} + 0,125$$

$$t_h = 0,1968 \text{ in}$$

Digunakan tebal head standar 1/4 in.

Menghitung Tinggi Head

$$ID = 51,69 \text{ in}$$

Untuk $t_s = 0,1875 \text{ in}$, harga $sf = 1,5 - 2,5 \text{ in}$ (Brownell, 1970).

Dipilih $sf = 2 \text{ in}$

$$s_a = \frac{ID_s}{2} = \frac{51,69}{2} = 25,845 \text{ in}$$

$$AB = a - irc = 25,845 - 3,25 = 22,595 \text{ in}$$

$$BC = r - irc = 54 - 3,25 = 50,75 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = \sqrt{50,75^2 - 22,595^2} = 45,44 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 54 - 45,44 = 8,56 \text{ in}$$

$$Hh = th + b + sf = 0,25 + 8,56 + 2 = 10,81 \text{ in}$$

Dari perhitungan seksi puncak dan dasar menara distilasi, dapat ditentukan tinggi menara distilasi sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Jumlah plate/tray} &= 40 \text{ tray} \\ \text{Tray spacing} &= 24 \text{ in} \\ \text{Tinggi head puncak (Thp)} &= 10,93 \text{ in} \\ \text{Tinggi head dasar (Thd)} &= 10,81 \text{ in} \\ \text{Tinggi menara} &= (N \times \text{tray spacing}) + \text{Thp} + \text{Td} \\ &= (40 \times 24) + 10,93 + 10,81 \\ &= 981,74 \text{ in} \\ &= 24,93 \text{ m} \end{aligned}$$

RESUME KOLOM DESTILASI

Jenis kolom	:	Tray tower
Jenis tray	:	Sieve Tray
Bahan konstruksi	:	Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah plate aktual	:	40
Lokasi umpan	:	Antara plate ke 13 dan 14 dari dasar kolom

Kondisi Puncak Kolom

Suhu	:	64,6°C
Tekanan	:	1 atm

Kondisi Dasar Kolom

Suhu	:	99,8°C
Tekanan	:	1 atm

Dimensi Kolom

Tinggi kolom	:	24,93 m
--------------	---	---------

Diameter Kolom

Puncak	:	1,3255 m
Dasar	:	1,3129 m

Tebal Shell

Puncak	:	3/16 in
Dasar	:	3/16 in

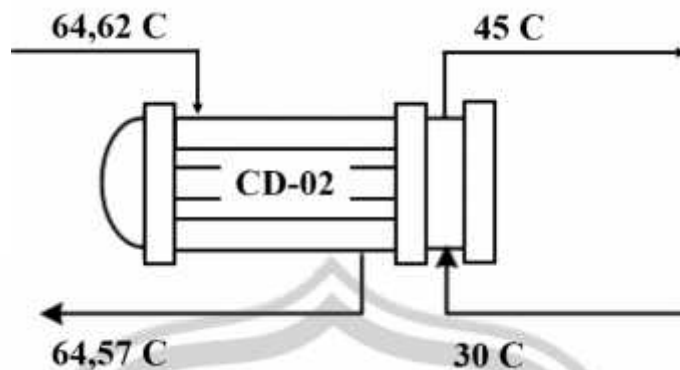
Tebal Head

Puncak	:	1/4 in
Dasar	:	1/4 in

Tinggi head

Puncak	:	10,93 in
Dasar	:	10,81 in
Tray spacing	:	24 in

C.6 KONDENSOR



Kode : CD-02

Fungsi : Mengembunkan uap hasil atas kolom destilasi (MD-02)

Tujuan : a. Menentukan tipe kondensor

b. Menentukan bahan konstruksi kondensor

c. Menentukan dimensi kondensor

d. Menghitung pressure drop

a. Menentukan tipe kondensor

Jenis kondensor yang digunakan adalah tipe *shell and tube*, dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Mempunyai *overall head transfer coefficient* yang relatif lebih besar bila dibanding *tube and tubes condensor* atau *spiral condensor*.
- *Maintenance* dan struktur pendukung relative mudah dan murah biayanya

b. Menentukan bahan konstruksi kondensor

Bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis Carbon Steel SA-283 Grade C

dengan pertimbangan:

- Mempunyai *allowable working stress* yang besar

- Harga relative murah

c. Menentukan dimensi kondensor

Dari perhitungan neraca massa diperoleh data sebagai berikut:

Fluida panas (uap campuran Methanol dan Air)

Suhu masuk = $64,62^{\circ}\text{C} = 148,316^{\circ}\text{F}$

Suhu keluar = $64,57^{\circ}\text{C} = 148,226^{\circ}\text{F}$

Laju alir = $4.078,87 \text{ kg/jam} = 8.992,28 \text{ lb/jam}$

Fluida dingin (Air)

Suhu masuk = $30^{\circ}\text{C} = 86^{\circ}\text{F}$

Suhu keluar = $45^{\circ}\text{C} = 113^{\circ}\text{F}$

Laju alir = $150.141 \text{ kg/jam} = 331.000,85 \text{ lb/jam}$

Beban panas kondensor = $9.413.840,59 \text{ kJ/jam} = 8.922.438,11 \text{ Btu/jam}$

Menentukan T_{LMTD}

Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$)		Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$)		Selisih ($^{\circ}\text{F}$)
$T_1 = 113$	Temperatur Rendah	$t_2 = 148,316$		$T_2 = 35,316$
$T_2 = 86$	Temperatur Tinggi	$t_1 = 148,226$		$T_1 = 62,226$
27	Selisih	0,09		26,91

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} = \frac{35,316 - 62,226}{\ln\left(\frac{35,316}{62,226}\right)} = 47,51^{\circ}\text{F}$$

Temperatur kalorik

$$T_c = T_v = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{148,316 + 148,226}{2} = 148,271^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = t_v = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{86 + 113}{2} = 99,5^{\circ}\text{F}$$

Menentukan U_D (Trial)

Dari Perry hal 11-35 penentuan fluida dalam shell and tube HE, didasarkan pada beberapa pendekatan antara lain:

- Fluida ditempatkan pada bagian tube bila fluida tersebut bersifat korosif (dirty), atau memiliki tekanan paling besar dibanding fluida lain.
- Bila fluida memiliki viskositas yang tinggi atau berada pada fasa gas maka diletakkan pada bagian shell
- Bila salah satu fluida memiliki tekanan lebih dari 2.062 kpa (300 lb/ft²), konstruksinya akan sedikit lebih mahal bila fluida dengan tekanan tinggi ditempatkan pada bagian tube.
- Dalam hal pressure drop, koefisien perpindahan panas yang lebih besar akan diperoleh pada bagian shell dari pada bagian tube

Dengan pertimbangan di atas maka dalam perancangan kondenser ini air sebagai fluida dingin ditempatkan pada bagian tube. Sedangkan uap hasil atas distilasi sebagai fluida panas ditempatkan pada bagian shell.

Dari Tabel 8, Kern, 1983 untuk kondensor dengan sistem methanol-air diketahui harga U_D adalah 250-500 Btu/hr.ft².°F

Dipilih harga $U_D = 270$ Btu/hr.ft².°F

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}} = \frac{9.413.840,59 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}}{270 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \times 47,507^\circ\text{F}} = 733,91 \text{ ft}^2$$

Spesifikasi tube dari Tabel 10 hal 843, Kern (1983) adalah sebagai berikut:

OD	: 0,75 in
BWG	: 16
ID	: 0,62 in

- a_0 : 0,1963 ft² (surface per lin ft)
 a_1 : 0,302 in² (flow area per tube)
 L : 15 ft
 Susunan tube : triangular pitch
 Pitch : 1 in

Sehingga jumlah tube:

$$N_t = \frac{A}{a_0 \times L} = \frac{733,91 \text{ ft}^2}{0,1963 \text{ ft}^2 \times 15} = 249$$

Berdasarkan tabel. 9, Kern (1983), untuk tube dengan spesifikasi diatas diperoleh data paling mendekati yaitu:

- Passes : 1
 ID_s : 19 ¼ in
 Jumlah tube : 250
 Evaluasi harga U_D :

$$A = N \times a_0 \times L = 250 \times 0,1963 \times 15 = 736,1 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta T_{LMTD}} = \frac{8.922.438 \frac{\text{Btu}}{\text{hr}}}{736 \text{ ft}^2 \times 47,507^\circ \text{F}} = 260,2 \frac{\text{Btu}}{\text{lb.hr.ft}^2.\text{F}}$$

Karena harga U_D yang dipilih mendekati U_D perhitungan, maka trial U_D dinyatakan benar.

$$\text{Jumlah Cross: } (N + 1) = \frac{12 \times L}{\text{Baffle Space}}$$

Digunakan harga baffle space maksimum, dimana pada kondisi maksimum harganya sama dengan $ID_s = 19$ in.

Sehingga jumlah cross:

$$(N + 1) = \frac{12 \times 15}{19} = 9,5 \text{ } 10 \text{ buah, sedangkan jumlah baffle adalah:}$$

$N = 10 - 1 = 9$ buah.

Menghitung Clean Overall Coefficient.

1. Fluida Dingin Pada Tube

- Flow Area

Dari tabel 10, Kern (1983), $a_t' = 0,1963 \text{ in}^2$

$$a_t = \frac{N_t \times a_t'}{144 \times n} = \frac{250 \times 0,302}{144 \times 2} = 0,262 \text{ ft}^2$$

- Mass Velocity

$$G_t = \frac{w}{a_t} = \frac{331.000,8486}{0,262} = 1.262.625,8 \frac{\text{lb}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2} \quad a_t \text{ diganti } 0,262$$

$$V = \frac{G_t}{3.600 \times \dots} = \frac{126.225,8 \frac{\text{lb}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2}}{3.600 \times 62,5 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2}} = 5,61 \text{ ft/s}$$

- Bilangan Reynold

Dari Yaws, diperoleh viskositas air pada $T_a = 99,5^\circ\text{F}$ adalah:

$$\sim = 0,6945 \times 2,42 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{hr}} = 1,681 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{hr}}$$

Dari Tabel 10 Kern, 1983 diperoleh $D = 0,62 \text{ in} = 0,0542 \text{ ft}$

$$Re_t = \frac{D \times G_t}{\sim} = \frac{0,0542 \text{ ft} \times 1.940.328,85 \frac{\text{lb}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2}}{1,681 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{hr}}} = 62.561,47$$

- Koefisien perpindahan panas

Dari Grafik 25 Kern, 1983 diperoleh $h_i = 1.800 \text{ Btu/hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

Karena diameter tube $0,62 \text{ in}$, maka harga h_i yang diperoleh tidak perlu dikalikan dengan faktor koreksi.

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 1800 \frac{\text{Btu}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}} \times \frac{0,62 \text{ in}}{\frac{3}{4} \text{ in}} = 1488 \frac{\text{Btu}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

2. Fluida Panas Pada Shell

- Flow Area

$$C' = \text{pitch} - \text{OD} = 1 - 0,75 = 0,25$$

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T} = \frac{19 \frac{1}{4} \text{ in} \times 0,25 \times 19 \text{ in}}{144 \times 1} = 0,635 \text{ ft}^2$$

- Mass velocity

$$G_s = \frac{w}{a_s} = \frac{8.992,276 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}{0,635 \text{ ft}^2} = 14.161 \text{ lb/hr.ft}^2$$

$$G_s'' = \frac{w}{L \times N_f^{2/3}} = \frac{8.992,276 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}}{15 \times 250^{2/3} \text{ hr.lin ft}} = 37,25 \text{ lb/hr.ft}^2$$

- Koefisien perpindahan panas

$$\text{Asumsi } \bar{h} = h_o = 500 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

$$t_w = t_a + \left(\frac{h_o}{h_{io} + h_o} \right) (T_v - t_a)$$

$$t_w = 99,5 + \left(\frac{500}{1.488 + 500} \right) (148,226 - 99,5)^\circ\text{F} = 111,75^\circ\text{F}$$

$$t_f = \frac{T_v + t_w}{2} = \frac{(148,228 + 111,75)^\circ\text{F}}{2} = 130^\circ\text{F}$$

$$k_f = 0,124 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \cdot \left(\frac{^\circ\text{F}}{\text{ft}} \right)} \quad (\text{Kern, 1983})$$

$$s_f = 0,79 \quad (\text{Kern, 1983})$$

$$\tilde{\nu}_f = 0,5 \text{ cp} \quad (\text{Kern, 1983})$$

Dari Fig.12, Kern (1983) diperoleh harga $\bar{h} = h_o = 490 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$

Harga $\bar{h} = h_o$ perhitungan mendekati $\bar{h} = h_o$ asumsi.

Clean Overall Coefficient, U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1.488 \times 490}{1.488 + 490} = 368,61 \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

Menghitung Dirt Factor, Rd

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud} = \frac{368,61 - 260,2}{368,61 \times 260,2} = 0,0012$$

Dari Tabel 12, Kern (1983), harga Rd minimum untuk methanol-air adalah 0,001.

e. Menghitung Pressure Drop

Bagian Shell

Dari Yaws, pada suhu $T_v = 148,2$ °F, diperoleh harga $\mu = 0,53$ lb/ft hr.

Dari Fig. 28, (Kern, 1983), untuk tube dengan ukuran OD = 0,75 in dan ukuran pitch = 1 in diperoleh harga $D_e = 0,73$ in = 0,0608 ft

$$Re_s = \frac{D_c \times G_s}{\mu} = \frac{0,0608 \text{ ft} \times 14.161,5 \frac{\text{lb}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2}}{0,53 \frac{\text{lb}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2}} = 1.625,45$$

Dari Fig. 29, (Kern, 1983) untuk harga $Re = 1.625,45$ diperoleh harga $f = 0,003$ ft^2/in^2 .

Jumlah Cross = $N + 1 = 10$.

$$D_s = 19 \frac{1}{4} \text{ in} \times \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}} = 1,6042 \text{ ft}, \text{ diperoleh } s = 0,79 \quad (\text{Kern, 1983})$$

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

$$\Delta P_s = \frac{0,003 \times (14161,5)^2 \times 1,0642 \times 10}{2 \times 5,22 \times 10^{10} \times 0,0608 \times 0,79} = 0,002 \text{ psi}$$

Bagian Tube

Dari Fig. 26, (Kern, 1983) untuk nilai $Re_t = 1.625,45$ diperoleh harga

$f = 0,00018 \text{ ft}^2/\text{in}^2$.

$$\Delta P_t = \frac{f \times G_s^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s \times \Phi_t}$$

$$\Delta P_t = \frac{0,00018 \times (1.262.625,8)^2 \times 15 \times 1}{5,22 \times 10^{10} \times 0,052 \times 1 \times 1} = 1,6 \text{ psi}$$

$$\Delta P_r = \left(\frac{4 \times n}{s} \right) \times \left(\frac{V^2}{2 \times g^2} \right)$$

$$\Delta P_r = \left(\frac{4 \times 1}{1} \right) \times \left(\frac{4,61^2}{2 \times 32,174^2} \right) \times \frac{62,5}{144} = 0,85 \text{ psi}$$

$$\Delta P_t = \Delta P_t + \Delta P_r = (1,6 + 0,85) \text{ psi} = 2,45 \text{ psi}$$

RESUME KONDENSOR

Type		Shell and Tube	
Tube Side	OD	0,75 in	
	BWG	16 in	
	ID	0,62 in	
	Panjang	15 ft	
	Jumlah	250 buah	
Shell Side	Pitch	1 in, Triangular pitch	
	Pass	2	
Shell (Uap Methanol-Air)		Tube (Air Pendingin)	
490	h Outside	1800	
0,002	P perhitungan, psia	2,45	
2	P yang diijinkan, psia	10	
Rd Perhitungan	0,0012		
Rd Minimum	0,001		
Uc	368,61 Btu/hr.ft ² .°F		
Ud	260,2 Btu/hr.ft ² .°F		

LAMPIRAN D
ANALISA EKONOMI

Kapasitas produksi = 95.000 ton/tahun.

Satu tahun operasi = 330 hari

Rencana pendirian = 2022

Nilai mata uang per US\$ = Rp. 13.702,00 (Bank Indonesia, 09 April 2018)

Perhitungan ekonomi meliputi :

1. Perhitungan Biaya Produksi (*Production Cost*)

A. Capital Investment

A.1 Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)

A.2 Modal kerja (*Working Capital Investment*)

B. Manufacturing Cost

B.1 *Direct manufacturing Cost* (DMC)

B.2 *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

B.3 *Fixed Manufacturing Cost* (FMC)

C. General Expense

C.1 Administrasi

C.2 Sales

C.3 Research

C.4 Finance

2. Analisa Kelayakan

a. Keuntungan (*Profit*)

b. *Return On Investment* (ROT)

c. *Payout Time* (POT)

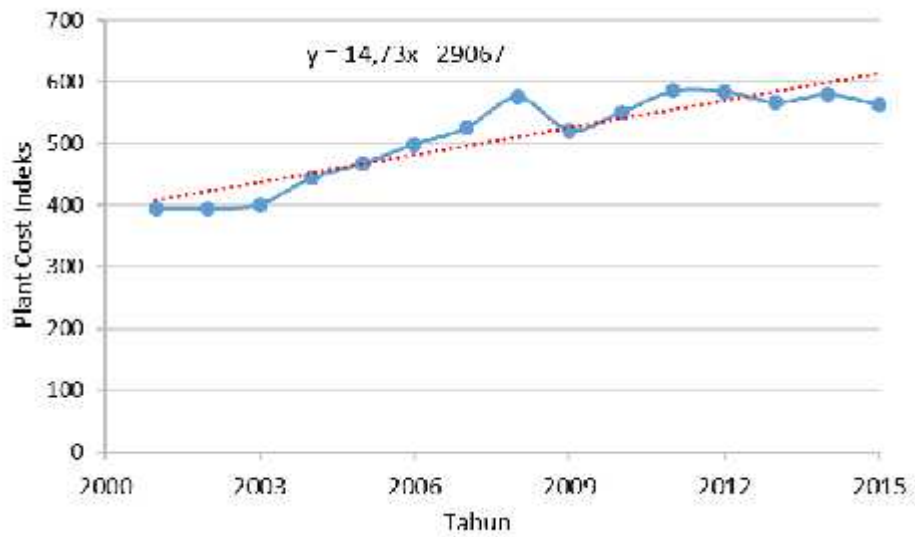
- d. *Profit On Sales* (POS)
- e. *Break Even Point* (BEP)
- f. *Shut Down Point* (SDP)
- g. *Discounted Cash Flow* (DCF)

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga berikut:

Tabel D.1 Indeks CEP dari Tahun 2001 sampai 2015

Tahun	Plant Cost Indeks
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	579,7
2015	562,9

<http://www.chemengonline.com/pci>



Gambar 1. Grafik Plant Cost Indeks

Proyeksi nilai *plant cost indeks* pada tahun 2022 dihitung dengan menggunakan rumus:

$$y = 14,73x - 29.067$$

Jadi harga indeks pada tahun 2022 sebesar 717,06.

Menurut *Aries & Newton* (1955), nilai harga peralatan pada tahun x (2022) dapat dicari dengan persamaan berikut ini:

$$E_x = E_y \left[\frac{N_x}{N_y} \right]$$

Dengan:

E_x = Harga alat pada tahun 2022

E_y = Harga alat pada tahun 2015

N_x = Nilai Indeks tahun 2015 = 717,06

N_y = Nilai Indeks tahun 2015 = 562,9

$$E_x = E_y \left[\frac{717,06}{562,9} \right]$$

Untuk jenis alat yang sama tetapi kapasitas berbeda, harga suatu alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan pendekatan berikut ini:

$$Eb = Ea \cdot \left[\frac{Cb}{Ca} \right]^{0.6}$$

Dimana:

Ea = Harga alat dengan kapasitas diketahui

Eb = Harga alat dengan kapasitas dicari

Ca = Kapasitas alat A

Cb = Kapasitas alat B

Kurs mata uang 1 US\$ = Rp. 13.702,00 (BI, 09 April 2018)

Tabel D.2 Purchased Equipment Cost

Nama Alat	Jumlah Alat	Harga Alat 2014 (US\$)	Harga Alat 2015 (US\$)	Harga Alat 2022 (US\$)	Harga Total (US\$)
Tangki Methanol	1	221.800	215.372,12	274.355,54	274.355,54
Tangki DME	1	175.900	170.802,33	217.579,53	217.579,53
Pump	5	10.600	10.292,81	13.111,67	65.558,36
Tee	4	1.275,32	1.238,36	1.577,51	6.310,03
Kompresor	1	505.200	490.559,05	624.907,21	624.907,21
Vaporizer	1	8.082	7.847,78	9.997,03	9.997,03
Reaktor	1	158.700	154.100,79	196.303,99	196.303,99
Menara Destilasi	2	29.564,77	28.707,97	36.570,15	73.140,29
Condensor	2	104.300	101.277,33	129.013,90	258.027,80
Rebiler	2	31.500	30.587,11	38.963,93	77.927,86
Accumulator	2	6.135,67	5.957,86	7.589,52	15.179,04
Expander	1	13.955,99	13.551,54	17.262,86	17.262,86
Valve	18	13.200	12.817,46	16.327,74	293.899,35
Total Equipment Cost (US\$)					2.130.448,90

Total Equipment Cost (EC) = US\$ 2.130.448,90

A. Capital Investment

A.1.1. Purchased Equipment Cost

Harga Pembelian Alat (EC) = US\$ 2.130.448,90

- Biaya pengangkutan sampai ke pelabuhan

Besarnya adalah 15% EC, alat-alat yang digunakan dalam pabrik

$$= 15\% \times \text{US\$ } 2.130.448,90$$

$$= \text{US\$ } 319.567,34$$

- Asuransi Pengangkutan

Besarnya biaya adalah 0,5%-1% EC, dan ditetapkan 0,75% EC.

$$= 0,75\% \times \text{US\$ } 2.130.448,90$$

$$= \text{US\$ } 15.978,37$$

- Transportasi darat dari pelabuhan

Besarnya biaya adalah 10%-25% EC, dan ditetapkan 10% EC.

$$= 10\% \times \text{US\$ } 2.130.448,90$$

$$= \text{US\$ } 213.044,89$$

- Provisi Bank

Besarnya biaya adalah 0,2%-0,5% EC, dan ditetapkan 0,5% EC.

$$= 0,5\% \times \text{US\$ } 2.130.448,90$$

$$= \text{US\$ } 10.652,24$$

- EMKL (Ekspedisi Muatan Kapal Laut)

Besarnya biaya adalah 2%-15% EC, dan ditetapkan 15% EC.

$$= 15\% \times \text{US\$ } 2.130.448,90$$

$$= \text{US\$ } 319.567,34$$

- Pajak Bea Masuk Barang

Besarnya biaya adalah 20% EC, karena pabrik DME ini termasuk pabrik yang sederhana.

$$= 20\% \times \text{US\$ } 2.130.448,90$$

$$= \text{US\$ } 426.089,78$$

Tabel D.3 Purchased Equipment Cost

Delivery Equipment Cost	USD (\$)
Harga alat	2.130.448,90
Biaya pengangkutan sampai pelabuhan (15%)	319.567,34
Asuransi pengangkutan (0,75%)	15.978,37
Pengangkutan dari pelabuhan sampai lokasi (10%)	213.044,89
Provisi bank (0,5%)	10.652,24
EMKL (Ekspedisi Muatan Kapal Laut) (15%)	319.567,34
Pajak bea masuk barang (20%)	426.089,78
Total PEC (US\$)	3.435.348,85
Total PEC (Rp)	47.071.149.984,00

Total PEC = US\$ 3.435.348,85 = Rp. 47.071.149.984,00

A.1.2. Biaya Pemasangan Alat (Equipment Installation Cost)

Equipment Installation Cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk pemasangan alat-alat proses dan biaya pemasangannya. Biaya pemasangan alat terdiri dari 3 komponen primer yaitu pondasi, platform, serta support dan bangunan alat (Aries & Newton, hal 77), dalam hal ini ditetapkan 43% PEC yang terdiri dari material 11% dan labor 32% karena ekuivalen dengan biaya pemasangan alat yang sesungguhnya. Perbandingan man hour Indonesia dan asing adalah 3:1. 1 man hour asing = US\$ 30 dan 1 man hour Indonesia = RP. 250.000 = US\$ 18,24.

Tabel D.4 Perincian Equipment Installation Cost

	Material (%)	Labor (%)	Total (%)
Fondation	4	3	7
Platform and support	7	4	11
Erection of equipment	0	25	25
Total installation	11	32	43

Material = 11% x PEC
 = 11% x US\$ 3.435.348,85
 = US\$ 37.788,37

Labor = 32% x PEC

$$= 32\% \times \text{US\$ } 3.435.348,85$$

$$= \text{US\$ } 1.099.311,63$$

$$\text{Jumlah Man Hour} = \frac{\text{US\$}1.099.311,63}{(\text{US\$}30 \times 0,05 \times 1) + (\text{US\$}18,24 \times 0,95 \times 3)} \times 1 \text{ jam}$$

$$= 20.554 \text{ jam}$$

Pemasangan alat menggunakan 1% tenaga asing dan 99% tenaga Indonesia.

$$\text{Total biaya tenaga asing} = \text{upah} \times 1\% \times \text{jumlah man hour} \times 1$$

$$= \text{US\$ } 30 \times 0,01 \times 20.554 \times 1$$

$$= \text{US\$ } 6.166,21$$

$$\text{Total biaya tenaga Indonesia} = \text{upah} \times 99\% \times \text{jumlah man hour} \times 3$$

$$= \text{US\$ } 18,24 \times 0,99 \times 20.554 \times 3$$

$$= \text{US\$ } 1.113.469,25$$

$$\text{Total biaya insulasi} = \text{US\$ } 37.788,37 + \text{US\$ } 6.166,21 + \text{US\$ } 1.113.469,25$$

$$= \text{US\$ } 1.497.523,83$$

A.1.3. Biaya Pemipaan (Piping Cost)

Piping Cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk sistem pemipaan dalam proses dan biaya pemasangannya. Dari tabel 17. Aries & Newton hal. 78, diperoleh bahwa untuk sistem pemipaan fluid-fluid diperlukan biaya sebesar 86% PEC yang terdiri dari material 49% dan labor 37%.

$$\text{Material} = 49\% \times \text{PEC}$$

$$= 49\% \times \text{US\$ } 3.435.348,85$$

$$= \text{US\$ } 1.683.320,94$$

$$\text{Labor} = 37\% \times \text{PEC}$$

$$= 37\% \times \text{US\$ } 3.435.348,85$$

$$= \text{US\$ } 1.271.079,08$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah man hour} &= \frac{US\$1.271.079,08}{(US\$30 \times 0,05 \times 1) + (US\$18,24 \times 0,95 \times 3)} \times 1 \text{ jam} \\ &= 23.763,6 \text{ jam} \end{aligned}$$

Pemasangan alat menggunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga Indonesia.

$$\begin{aligned} \text{Total biaya tenaga asing} &= \text{upah} \times 5\% \times \text{jumlah man hour} \times 1 \\ &= US\$ 30 \times 0,05 \times 23.763,6 \times 1 \\ &= US\$ 35.648,39 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total biaya tenaga Indonesia} &= \text{upah} \times 95\% \times \text{jumlah man hour} \times 3 \\ &= US\$ 18,24 \times 0,95 \times 23.763,6 \times 3 \\ &= US\$ 1.235.430,68 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total biaya pemipaan} &= US\$ 1.683.320,94 + US\$ 35.648,39 + US\$ 1.235.430,68 \\ &= US\$ 2.542.158,15 \end{aligned}$$

A.1.4. Biaya Instrumental (Instrumentation Cost)

Instrumentation cost adalah biaya yang digunakan untuk melengkapi sistem proses dengan suatu sistem pengendalian (control). Dari Tabel 19, Aries & Newton hal. 97, diperoleh bahwa untuk kontrol yang ekstensif diperlukan biaya sebesar 30% PEC yang terdiri dari 24% material dan 6% labor.

Tabel D.5 Perincian Instrumentation Cost

	Material (%)	Labor (%)	Total (%)
Sedikit kontrol	4	2	6
Spesifik kontrol	20	4	24
Ekstensif kontrol	24	6	30

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 24\% \times \text{PEC} \\ &= 24\% \times US\$ 3.435.348,85 \\ &= US\$ 824.482,72 \end{aligned}$$

$$\text{Labor} = 6\% \times \text{PEC}$$

$$= 6\% \times \text{US\$ } 3.435.348,85$$

$$= \text{US\$ } 206.120,93$$

$$\text{Jumlah man hour} = \frac{\text{US\$}206.120,93}{(\text{US\$}30 \times 0,05 \times 1) + (\text{US\$}18,24 \times 0,95 \times 3)} \times 1 \text{ jam}$$

$$= 3.853,88 \text{ jam}$$

Pemasangan alat menggunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga Indonesia.

$$\text{Total biaya tenaga asing} = \text{upah} \times 5\% \times \text{jumlah man hour} \times 1$$

$$= \text{US\$ } 30 \times 0,05 \times 3.853,88 \times 1$$

$$= \text{US\$ } 5.780,82$$

$$\text{Total biaya tenaga Indonesia} = \text{upah} \times 95\% \times \text{jumlah man hour} \times 3$$

$$= \text{US\$ } 18,24 \times 0,95 \times 3.853,88 \times 3$$

$$= \text{US\$ } 200.340,11$$

$$\text{Total biaya instrumentasi} = \text{US\$ } 824.482,72 + \text{US\$ } 5.780,82 + \text{US\$ } 200.340,11$$

$$= \text{US\$ } 1.030.604,66$$

A.1.5. Biaya Isolasi (Insulation Cost)

Insulation Cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk sistem insulasi di dalam proses produksi. Dari tabel 21, Aries & Newton hal. 98, diperoleh bahwa biaya isolasi sebesar 8% PEC yang terdiri dari 3% material dan 5% labor.

$$\text{Material} = 3\% \times \text{PEC}$$

$$= 3\% \times \text{US\$ } 3.435.348,85$$

$$= \text{US\$ } 103.060,47$$

$$\text{Labor} = 5\% \times \text{PEC}$$

$$= 5\% \times \text{US\$ } 3.435.348,85$$

$$= \text{US\$ } 171.767,44$$

Pemasangan alat menggunakan 100% tenaga Indonesia.

$$\text{Total biaya insulasi} = \text{US\$ } 103.060,47 + \text{US\$ } 171.767,44 = \text{US\$ } 274.827,9$$

A.1.6. Biaya Listrik (Electrical Cost)

Electrical Cost adalah biaya yang dipakai untuk pengadaan sarana pendukung dalam penyediaan atau pendistribusian tenaga listrik. Dari tabel 26, Peters & Timmerhause hal. 210, diperoleh bahwa biaya elektrik 10 – 40 %, diambil 25% yang terdiri dari material 10% dan labor 15%.

$$\begin{aligned}\text{Material} &= 10\% \times \text{PEC} \\ &= 10\% \times \text{US\$ } 3.435.348,85 \\ &= \text{US\$ } 343.534,88\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Labor} &= 15\% \times \text{PEC} \\ &= 15\% \times \text{US\$ } 3.435.348,85 \\ &= \text{US\$ } 515.302,32\end{aligned}$$

Pemasangan alat menggunakan 100% tenaga Indonesia.

$$\begin{aligned}\text{Total biaya listrik} &= \text{US\$ } 343.534,88 + \text{US\$ } 515.302,32 \\ &= \text{US\$ } 858.837,21\end{aligned}$$

A.1.7. Bangunan (Building)

$$\text{Luas bangunan diperkirakan} = 7.700 \text{ m}^2$$

$$\text{Harga bangunan diperkirakan} = \text{Rp. } 10.000.000 / \text{m}^2$$

$$\begin{aligned}\text{Total biaya bangunan} &= \text{Rp. } 77.000.000.000 \\ &= \text{US\$ } 5.619.617,57\end{aligned}$$

A.1.8. Tanah dan Perbaikan Lahan

$$\text{Luas tanah diperkirakan} = 34.000 \text{ m}^2$$

$$\text{Harga tanah diperkirakan} = \text{Rp. } 1.000.000 / \text{m}^2$$

$$\text{Total biaya tanah} = \text{Rp. } 34.000.000.000 = \text{US\$ } 2.481.389,578$$

A.1.9. Biaya Utilitas (Utility Cost)

Utility cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk pengadaan unit-unit pendukung proses, antara lain unit penyediaan air, steam, genset, cooling tower, dan udara tekan. Dalam perancangan ini, ditetapkan sebesar 40% PEC (Aries & Newton hal. 109, tabel 31).

$$\begin{aligned}\text{PEC utilitas} &= 40\% \times \text{PEC} \\ &= 40\% \times \text{US\$ } 3.435.348,85 \\ &= \text{US\$ } 1.374.139,54\end{aligned}$$

A.1.10 Biaya Lingkungan (Environmental Cost)

Biaya untuk lingkungan diestimasi sebesar PEC digunakan untuk pemeliharaan lingkungan sekitar pabrik, termasuk lingkungan di dalam dan luar pabrik, pembuatan dan pemeliharaan taman (Peters & Timmerhouse hal. 70).

Dalam hal ini, diambil 30% PEC

$$\begin{aligned}\text{PEC Environmental} &= 30\% \times \text{PEC} \\ &= 30\% \times \text{US\$ } 3.435.348,85 \\ &= \text{US\$ } 1.030.604,66\end{aligned}$$

Tabel D.6 Physical Plant Cost

Jenis	Biaya (US\$)
PEC	3.435.348,85
Instalasi alat	1.497.523,83
Pemipaan	2.542.158,15
Instrumentasi	1.030.604,66
Insulasi	274.827,91
Listrik	858.837,21
Bangunan	5.619.617,57
Tanah	2.481.389,58
Utilitas	1.374.139,54
Lingkungan	1.030.604,66
Total PPC	20.145.051,96

$$\begin{aligned}\text{Total PPC} &= \text{US\$ } 20.145.051,96 \\ &= \text{Rp. } 300.000.000.000\end{aligned}$$

A.1.11. Biaya Teknisi dan Konstruksi (Engineering and Construction Cost)

Engineering and Construction Cost adalah biaya untuk design engineering field supervisor, konstruksi sementara dan inspeksi. Nilainya 1 – 20% PPC, tabel 4, Aries % Newton, dalam hal ini ditetapkan 20% PPC.

$$\begin{aligned}\text{Engineering and Construction Cost} &= 20\% \times \text{PPC} \\ &= 20\% \times \text{US\$ } 20.145.051,96 \\ &= \text{US\$ } 4.029.010,39\end{aligned}$$

A.1.12. Direct Plant Cost (DPC)

$$\begin{aligned}\text{DPC} &= (\text{PPC} + \text{Engineering \& Construction}) \\ \text{Total} &= \text{US\$ } 20.145.051,96 + \text{US\$ } 4.029.010,39 \\ &= \text{US\$ } 24.174.062,35\end{aligned}$$

A.1.13. Biaya Kontraktor (Contractor's Fee)

Contractor's Fee adalah biaya yang dipakai untuk membayar kontraktor pembangun pabrik. Dari Aries & Newton hal. 4, biaya kotraktor diestimasi sebesar 4 – 10% DPC, dalam hal ini diambil 10% DPC.

$$\begin{aligned}\text{Contractor's Fee} &= 10\% \times \text{US\$ } 24.174.062,35 \\ &= \text{US\$ } 2.417.406,24\end{aligned}$$

A.1.14. Contingency Cost

Contingency cost adalah biaya kompensasi perubahan harga dan kesalahan estimasi. Besarnya 10 – 25% DPC (tabel 5, Aries & Newton), dalam hal ini ditetapkan 25% DPC.

$$\begin{aligned}\text{Contingency Cost} &= 25\% \times \text{US\$ } 24.174.062,35 \\ &= \text{US\$ } 6.043.515,59\end{aligned}$$

Tabel D.7 Fixed Capital Investment

Fixed Capital	Biaya (USD)
Direct Plant Cost	24.174.062,35
Contractor's Fee	2.417.406.24
Contingency	6.043.515,59
Total FCI	32.634.984,18

Total FCI = US\$ 32.634.984,18
= Rp. 447.165.000.000

A.1.15. Biaya Plant Start Up

Biaya plant start up sebesar 5 – 10% dari FCI. Dipilih 10% FCI

Plant Start Up = 10% x US\$ 32.634.984,18
= US\$ 3.263.498,42

A.1.16. Interest During Construction

Biaya interest during construction sebesar 5% dari FCI per tahun selama masa pembangunan (2 tahun).

Interest During Construction = 5% x FCI
= 5% x US\$ 32.634.984,18
= US\$ 1.631.749,21

Selama 2 tahun = 2 x US\$ 1.631.749,21
= US\$ 3.263.498,42

A.2. Working Capital Investmen

Working Capital Investmen merupakan dana yang digunakan untuk menjalankan usaha secara normal. Working capital terdiri dari:

A.2.1. Persediaan Bahan Baku (Raw Material Inventory)

Dalam penyediaan bahan baku mempertimbangkan pabrik yang menyediakannya. Perlu dipertimbangkan letak pabrik penyedia bahan baku, kapasitas, serta kesepakatan yang dibuat dalam rangka penyelenggaraan shutdown, maupun turn

around (TA). Dalam hal ini, pabrik penyedia bahan baku terletak dalam satu kawasan dan juga satu kota, sehingga tidak diperlukan waktu yang terlalu lama dalam penyimpanan bahan baku.

Harga penyimpanan bahan tahun 2017 = US\$ 0,238 per kg

Harga penyimpanan bahan tahun 2018 = US\$ 0,241 per kg

Harga penyimpanan bahan tahun 2022 dapat diperkirakan dengan metode ekstrapolasi, sehingga diperoleh harga sebesar US\$ 0,253 per kg.

Tabel D.8 Biaya Penyimpanan Bahan Baku

Bahan Baku	Waktu Penyimpanan (hari)	Harga (USD/kg)	Kebutuhan (kg/hari)	Harga (US\$)
Methanol	7	0,253	400.511,76	709.306,33

A.2.2. Persediaan dalam Proses (In Process Inventory)

In Process Inventory adalah biaya yang harus ditanggung selama bahan sedang berada dalam proses. Tergantung dari panjangnya siklus pemrosesan. Besarnya diperkirakan 50% dari Manufacturing Cost untuk waktu hold up tertentu (Aries & Newton, 1955).

Waktu Hold Up 3 jam

$$\begin{aligned}
 \text{In Process Inventory} &= \frac{3 \times 0,5 \times MC}{24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 330 \frac{\text{hari}}{\text{Tahun}}} \\
 &= \frac{3 \times 0,5 \times \text{US\$ } 53.150.775,44}{24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 330 \frac{\text{hari}}{\text{Tahun}}} = \text{US\$ } 10.066,43
 \end{aligned}$$

A.2.3. Persediaan Produk (Product Inventory)

Product Inventory diperkirakan setara dengan 0,5 bulan produksi untuk harga Manufacturing Cost, hal ini untuk biaya yang diperlukan dalam penyimpanan produk sebelum produk tersebut ke pasaran (Aries & Newton, hal. 12).

$$\text{Total Product Inventory} = 0,5/11 \times MC$$

$$= 0,5/11 \times \text{US\$ } 53.150.775,44$$

$$= \text{US\$ } 2.415.944,34$$

A.2.4. Extended Credit

Besarnya extended credit diperkirakan setara dengan 0,5 bulan produksi untuk harga Manufacturing Cost, hal ini untuk biaya yang diperlukan dalam penyimpanan produk sebelum produk tersebut ke pasaran (Aries & Newton, hal. 12).

$$\begin{aligned} \text{Total Extended Credit} &= 0,5/11 \times \text{MC} \\ &= 0,5/11 \times \text{US\$ } 53.150.775,44 \\ &= \text{US\$ } 2.415.944,34 \end{aligned}$$

A.2.5. Available Cash

Besarnya available cash diperkirakan setara dengan 0,5 bulan produksi untuk harga Manufacturing Cost (Aries & Newton, hal. 12).

$$\begin{aligned} \text{Available Cash} &= 0,5/11 \times \text{MC} \\ &= 0,5/11 \times \text{US\$ } 53.150.775,44 \\ &= \text{US\$ } 2.415.944,34 \end{aligned}$$

Tabel D.9 Working Capital Investment

Working Capital	Biaya (US\$)
Raw material inventory	709.306,33
In process inventory	10.066,43
Product inventory	2.415.944,34
Extended credit	2.415.944,34
Available cash	2.415.944,34
Total	7.967.205,78

Total Capital Investment

$$= \text{Working capital} + \text{Plant start up} + \text{IDC} + \text{Fixed capital investment}$$

$$= \text{US\$ } 7.967.205,78 + \text{US\$ } 3.263.498,42 + \text{US\$ } 3.263.498,42 + \text{US\$ } 32.634.984,18$$

$$= \text{US\$ } 47.129.186,79$$

B. Manufacturing Cost

B.1. Direct Manufacturing Cost

Direct Manufacturing Cost merupakan biaya yang dikeluarkan khusus dalam pembuatan suatu produk.

B.1.1. Bahan Baku

Tabel D.10 Harga bahan baku

Bahan Baku	Harga per kg (US\$)	Kebutuhan (kg/tahun)	Total
Methanol	0,253	132.168.880,80	33.438.726,84
Katalis	1	1.860,98	1.860,98
Total (US\$)			33440587,82

B.1.2. Labor Cost

Tabel D.11 Labor Cost

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Biaya 1 tahun (Rp)
Karyawan proses	30	7.000.000	2.520.000.000
Karyawan utilitas	20	7.000.000	1.680.000.000
Karyawan non-produksi	10	7.000.000	840.000.000
Total	60		5.040.000.000

Total gaji buruh dalam 1 tahun = Rp. 5.040.000.000 = US\$ 367.829,51

B.1.3. Supervisi

Tabel D.12 Supervisi Cost

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Biaya 1 tahun (Rp)
Manager	4	25.000.000	1.200.000.000
Kepala seksi	15	12.000.000	180.000.000
Total	19		1.380.000.000

Total gaji supervisi dalam 1 tahun = Rp. 1.380.000.000 = US\$ 100.715,22

B.1.4. Maintenance

Maintenance cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk pemeliharaan peralatan proses. Besarnya 2 – 20% FCI ditetapkan 10% FCI (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned}\text{Maintenance Cost} &= 10\% \times \text{US\$ } 32.634.984,18 \\ &= \text{US\$ } 3.263.498,42\end{aligned}$$

B.1.5. Plant Supplies

Plant supplies ditetapkan sebesar 15% dari Maintenance Cost per tahun, karena dianggap pabrik beroperasi pada kondisi normal (Aries & Newton, hal. 168).

$$\begin{aligned}\text{Biaya Plant Supplies} &= 15\% \times \text{US\$ } 3.263.498,42 \\ &= \text{US\$ } 489.524,76\end{aligned}$$

B.1.6. Royalties & Patents

Royalties & Patents adalah biaya paten untuk keperluan produksi diamortisasi selama waktu proteksinya (selama paten berlaku). Royalties biasanya dibayar berdasarkan kecepatan produksi atau penjualan. Royalties & Patents mempunyai range antara 1 – 5% dari harga penjualan produk per tahun. Dalam hal ini diambil 3% terhadap harga jual produk, karena pabrik dimethyl ether ini termasuk dalam golongan pabrik yang baru didirikan (Aries & Newton, hal. 168).

$$\text{Kapasitas produksi} = 95.000 \text{ ton/tahun}$$

$$\text{Harga produk} = \text{US\$ } 1.000 \text{ per ton } (\text{www.alibaba.com})$$

$$\text{Harga jual per tahun} = \text{US\$ } 95.000.000$$

$$\begin{aligned}\text{Royalties \& patents} &= 3\% \times \text{US\$ } 95.000.000 \\ &= \text{US\$ } 2.850.000\end{aligned}$$

B.1.7. Utilitas

Cost of utilities adalah biaya yang dibutuhkan untuk pengoperasian unit-unit pendukung proses seperti pengadaan steam, pengolahan air, penyediaan genset (generator), unit udara tekan, cooling tower. Pengeluaran pada seksi utilitas dialokasikan untuk membeli listrik PLN, bea pengelolaan air, pembelian air ke Pemda, untuk bangunan, dan bahan bakar genset. Dalam perkiraan ini diambil besarnya 30%

terhadap nilai bangunan + contingency (sesuai Aries & Newton hal. 168, sebesar 25 – 50%), karena pabrik dimethyl ether ini termasuk golongan pabrik yang baru didirikan, sehingga penggunaan utilitas masih minimum.

$$\begin{aligned} \text{Biaya bangunan dan contingency} &= \text{US\$ } 5.619.617,57 + \text{US\$ } 6.043.515,59 \\ &= \text{US\$ } 11.663.133,16 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya utilitas} &= 30\% \times \text{US\$ } 11.663.133,16 \\ &= \text{US\$ } 3.498.939,95 \end{aligned}$$

Tabel D.13 Total Direct Manufacturing Cost (DMC)

DMC	Biaya (US\$)
Bahan baku	33.440.587,82
Labor	367.829,51
Supervisi	100.715,22
Maintenance	3.263.498,42
Plant supplies	489.524,76
Royalties	2.850.000,00
Utilitas	3.498.939,95
Total	44.011.095,69

B.2. Indirect Manufacturing Cost

Indirect Manufacturing Cost merupakan pengeluaran yang tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk. Indirect Manufacturing Cost terdiri dari:

B.2.1. Payroll Overhead

Meliputi biaya untuk membayar pensiunan, liburan yang ditanggung pabrik, asuransi, cacat jasmani akibat kerja, THR, dan security. Besarnya 15 – 20% dari Labour Cost (Aries & Newton hal. 173) ditetapkan 15% dari labour cost.

$$\begin{aligned} \text{Payroll Overhead} &= 15\% \times \text{US\$ } 367.829,51 \\ &= \text{US\$ } 55.174,43 \end{aligned}$$

B.2.2. Laboratorium

Biaya yang diperlukan untuk analisa laboratorium. Besarnya 10 – 20% dari Labour Cost (Aries & Newton hal. 174) ditetapkan 10% dari labour cost karena produk dari pabrik dimethyl ether ini tergolong produk yang tidak membutuhkan banyak analisa.

$$\begin{aligned}\text{Laboratorium} &= 10\% \times \text{US\$ } 367.829,51 \\ &= \text{US\$ } 36.782,95\end{aligned}$$

B.2.3. Plant Overhead

Biaya yang diperlukan untuk service yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi. Termasuk didalamnya adalah biaya pembelian, pergudangan, bonus produksi. Besarnya 50 – 100% dari Labour Cost (Aries & Newton hal. 174) dalam perkiraan ini diambil 50% dari labour cost, karena pabrik dimethyl ether tergolong pabrik yang sederhana.

$$\begin{aligned}\text{Plant overhead} &= 15\% \times \text{US\$ } 367.829,51 \\ &= \text{US\$ } 55.174,48\end{aligned}$$

B.2.4. Biaya Pengemasan dan Transportasi (Packaging and Transportation Cost)

Biaya packaging dibutuhkan untuk membayar biaya pengemasan dan container produk, besarnya tergantung dari sifat-sifat kimia produk dan nilai shipping diperlukan untuk membayar ongkos pengangkutan barang produksi hingga sampai di tempat pembeli. Besarnya 4 – 36% harga penjualan produk (Aries & Newton hal. 174) ditetapkan besarnya 5% dari harga penjualan produk.

Tabel D.14. Produksi

Produk	Kapasitas (ton/tahun)	Harga (USD/ton)	Penjualan
Dimethyl Ether	95.000	1.000	95.000.000

$$\text{Biaya packing dan shipping} = 5\% \times \text{US\$ } 95.000.000$$

= US\$ 4.750.000

Tabel D.15 Total Indirect Manufacturing Cost (IMC)

IMC	Biaya (US\$)
Payroll overhead	55.174,43
Laboratory	36.782,95
Plant overhead	55.174,43
Packaging and transportation	4.750.000,00
Total	4.897.131,81

B.3. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

FMC merupakan pengeluaran yang berkaitan dengan inisial Fixed Capital Investment dan harganya tetap, tidak bergantung waktu maupun tingkat produksi. Fixed Cost terdiri dari:

B.3.1. Depresiasi

Merupakan penurunan harga peralatan dan gedung karena pemakaian. Besarnya 8 – 10% dari FCI dan ditetapkan 10% dari FCI, karena pabrik ini tergolong pabrik yang baru didirikan.

$$\begin{aligned}\text{Depresiasi} &= 10\% \times \text{US\$ } 32.634.984,18 \\ &= \text{US\$ } 3.263.498,42\end{aligned}$$

B.3.2. Property Taxes

Merupakan pajak yang dibayarkan oleh perusahaan. Besarnya 1 – 2% FCI (Aries & Newton hal. 181) ditetapkan 2% dari FCI.

$$\begin{aligned}\text{Property Taxes} &= 2\% \times \text{US\$ } 32.634.984,18 \\ &= \text{US\$ } 652.699,68\end{aligned}$$

B.3.3. Asuransi

Pihak perusahaan harus mengeluarkan uang untuk biaya asuransi pabriknya, semakin berbahaya plant tersebut, maka biaya asuransinya semakin tinggi. Besarnya ditetapkan 1% dari FCI (Aries & Newton hal. 182)

Asuransi = 1% x US\$ 32.634.984,18 = **US\$ 326.349,84**

Tabel D.16 Total Fixed Manufacturing Cost (FMC)

FMC	Biaya (US\$)
Depresiasi	3.263.498,42
Property taxes	652.699,68
Insurance	326.349,84
Total	4.242.547,94

Tabel D.17 Manufacturing Cost

Manufacturing Cost	Biaya (USD)
Direct Manufacturing Cost	44.011.095,69
Indirect Manufacturing Cost	4.897.131,81
Fixed Manufacturing Cost	4.242.547,94
Total	53.150.775,44

C. General Expense

General expense yaitu macam-macam pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk Manufacturing Cost. General expense terdiri dari:

C.1. Administrasi

Biaya administrasi mencakup pengeluaran untuk gaji manager/staf pegawai, satpam, sopir, dan biaya auditing. Secara rinci adalah sebagai berikut:

C.1.1. Management Salaries

Tabel D.17 Management Salaries

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Gaji/tahun (Rp)
Direktur utama	1	50.000.000	600.000.000
Dewan Komisaris	2	40.000.000	960.000.000
Staf ahli	3	20.000.000	720.000.000
Karyawan pembelian dan pemasaran	15	5.000.000	900.000.000
Dokter	1	12.000.000	144.000.000
Perawat	2	5.000.000	120.000.000
Sopir	5	5.000.000	300.000.000

Cleaning servis	10	4.000.000	480.000.000
Keamanan	9	5.000.000	540.000.000
Total	48		4.764.000.000

Total Management Salaries per tahun = Rp. 4.764.000.000

= US\$ 347.686,47

C.1.2. Peralatan Kantor dan Komunikasi

Peralatan kantor disediakan setiap tahun sebesar **= Rp. 75.000.000**

= US\$ 5.473,65

C.1.3. Legal's Fee and Auditing

Legal's Fee and Auditing adalah biaya untuk dokumen-dokumen yang sah secara hukum, sedangkan auditing adalah biaya untuk membayar akuntan publik. Untuk

Legal's Fee and Auditing disediakan setiap tahun **= Rp. 100.000.000**

= US\$ 7.298,2

Tabel D.18 Administrasi Cost

Administrasi Cost	Biaya (US\$)
Management salaries	347.686,47
Peralatan kantor dan komunikasi	5.473,65
Legal's fee and auditing	7.298,20
Total	360.458,33

C.2. Sales Expense

Besarnya bervariasi, tergantung pada tipe produk, distribusi, pasar, iklan, dan lain-lain. Secara umum besarnya diperkirakan 3 – 12% dan Manufacturing Cost (Aries & Newton hal. 186), dalam perancangan ini dipilih nilai 5% dari Manufacturing Cost.

Sales Expenses = 5% x MC

= 5% x US\$ 53.150.775,44

= US\$ 2.657.538,77

C.3. Research

Biaya yang diperlukan untuk peningkatan dan pengembangan produk ataupun jenisnya. Besarnya diperkirakan 3,5 – 8% dari Manufacturing Cost (Aries & Newton hal. 187) ditetapkan 5% karena produk dari pabrik dimethyl ether ini tergolong jenis produk industrial chemical.

$$\begin{aligned}\text{Research} &= 5\% \times \text{MC} \\ &= 5\% \times \text{US\$ } 53.150.775,44 \\ &= \text{US\$ } 2.657.538,77\end{aligned}$$

C.4. Finance

Untuk biaya finance dapat dihitung dengan pendekatan:

$$\begin{aligned}\text{Finance} &= (18\% \times \text{FCI}) + (24\% \times \text{WCI}) \\ &= (18\% \times \text{US\$ } 32.634.984,18) + (24\% \times \text{US\$ } 7.967.205,78) \\ &= \text{US\$ } 7.786.426,54 \quad (\text{Peters Timmerhaus, hal. 211})\end{aligned}$$

Tabel D.19 Total General Expense

General Expense	Biaya (US\$)
Administrasi	360.458,33
Sales expense	2.657.538,77
Research	2.657.538,77
Finance	7.786.426,54
Total	13.461.962,41

Tabel D.20 Production Cost

Production Cost	Biaya (US\$)
Manufacturing cost	53.150.775,44
General expense	13.461.962,41
Total	66.612.737,85

D. Analisa Kelayakan

D.1. Keuntungan (Profit) Percent Profit on Sales (POS)

Total biaya produksi = US\$ 66.612.737,85

Total penjualan = US\$ 95.000.000

Keuntungan = Penjualan – Biaya Produksi

= US\$ 95.000.000- US\$ 66.612.737,85

= US\$ 28.387.262,15

Keuntungan sebelum pajak = US\$ 28.387.262,15

= Rp. 388.962.000.000

Pajak = 25% x Rp. 388.962.000.000 (UU. 36 : 2008)

= Rp. 97.240.566.506

= US\$ 7.096.815,54

Keuntungan setelah pajak = US\$ 28.387.262,15 - US\$ 7.096.815,54

= US\$ 21.290.446,61

D.1.1. Percent Profit on Sales (POS)

$$\text{POS} = \frac{\text{keuntungan}}{\text{harga jual produk}} \times 100\%$$

$$\text{Sebelum pajak} = \frac{\text{US\$ 28.387.262,15}}{\text{US\$ 95.000.000}} \times 100\%$$

$$= \mathbf{29,88\%}$$

$$\text{Setelah pajak} = \frac{\text{US\$ 21.290.446,61}}{\text{US\$ 95.000.000}} \times 100\%$$

$$= \mathbf{22,41\%}$$

D.1.2. Return On Investment (ROI)

Adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, didasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{keuntungan}}{\text{FCI}} \times 100\%$$

$$\begin{aligned} \text{Sebelum pajak} &= \frac{\text{US\$ } 28.387.262,15}{\text{US\$ } 32.634.984,18} \times 100\% \\ &= \mathbf{86,98\%} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Setelah pajak} &= \frac{\text{US\$ } 21.290.446,61}{\text{US\$ } 32.634.984,18} \times 100\% \\ &= \mathbf{65,24\%} \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan di atas didapatkan ROI sebelum pajak 86,98% dan sesudah pajak 65,24% artinya pabrik ini potensial untuk didirikan.

D.1.3. Pay Out Time (POT)

Adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum diperoleh suatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya capital investmen oleh profit sebelum dikurangi depresiasi. POT dapat dihitung dengan menghitung cumulative cash flow pabrik sejak pendirian hingga pabrik itu beroperasi. Perhitungan yang digunakan sebagai berikut:

$$\text{POT sebelum pajak} = \frac{\text{Fixed capital investment}}{\text{Keuntungan sebelum pajak} + (0,1 \times \text{FCI})}$$

$$\text{POT sebelum pajak} = \frac{\text{US\$ } 32.634.984,18}{\text{US\$ } 28.387.262,15 + (0,1 \times \text{US\$ } 32.634.984,18)}$$

$$\text{POT sebelum pajak} = 1,03 \text{ tahun}$$

$$\text{POT setelah pajak} = \frac{\text{Fixed capital investment}}{\text{Keuntungan setelah pajak} + (0,1 \times \text{FCI})}$$

$$\text{POT setelah pajak} = \frac{\text{US\$ } 32.634.984,18}{\text{US\$ } 21.290.446,61 + (0,1 \times \text{US\$ } 32.634.984,18)}$$

$$\text{POT setelah pajak} = 1,33 \text{ tahun}$$

D.1.4. Perhitungan BEP dan SDP

a. Fixed Cost (Fa)

Tabel D.21 Fixed Cost

Fixed Cost	Biaya (USD)
Depresiasi	3.263.498,42
Property taxes	652.699,68
Insurance	326.349,84
Total	4.242.547,94

b. Variabel Cost (Va)

Tabel D.22 Variabel Cost

Variabel Cost	Biaya (USD)
Raw material	33.440.587,82
Utilitas	3.498.939,92
Packaging & transportation	4.750.000,00
Total	41.689.527,77

c. Regulated Cost (Ra)

Tabel D.23 Regulated Cost

Regulated Cost	Biaya (US\$)
Labor	367.829,51
Payroll overhead	55.174,43
Supervisi	100.715,22
Laboratorium	36.782,95
General expense	13.461.962,41
Maintenance	3.263.498,42
Plant overhead	55.174,43
Plant supplies	489.524,76
Total	17.830.662,13

d. Sales (Sa)

Penjualan produk selama satu tahun = **US\$ 95.000.000**

e. Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan Break Even Point kita dapat menentukan

tingkat berapa harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{Fa} + 0,3\text{Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0,7\text{Ra}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{US\$4.242.547,94} + (0,3 \times \text{US\$17.830.662,13})}{\text{US\$95.000.000} - \text{US\$41.689.527,77} - (0,7 \times \text{US\$17.830.662,13})} \times 100\% \\ &= \mathbf{23,49\%} \end{aligned}$$

Dari perhitungan didapatkan bahwa BEP sebesar 23,49% artinya pabrik akan mendapatkan rekomendasi dari bank untuk mendapatkan kredit, karena pihak bank sendiri akan mendapatkan keuntungan dari peminjaman kredit perusahaan.

f. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain variabel cost yang terlalu tinggi atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0,3\text{Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0,7\text{Ra}} \times 100\% \\ &= \frac{(0,3 \times \text{US\$17.830.662,13})}{\text{US\$95.000.000} - \text{US\$41.689.527,77} - (0,7 \times \text{US\$17.830.662,13})} \times 100\% \\ &= \mathbf{13,1\%} \end{aligned}$$

Artinya, pabrik ini mempunyai persentase kapasitas minimal SDP 13,1% untuk dapat mencapai kapasitas produksi 95.000 ton/tahun. Apabila pabrik tidak mampu mencapai kapasitas minimal tersebut, maka lebih baik berhenti beroperasi atau tutup. Karena lebih murah menutup pabrik dan membayar Fixed Cost (Fa) daripada harus terus berproduksi.

Apabila nilai kapasitas produksi lebih besar dari SDP, tetapi lebih kecil dari BEP, artinya pabrik dalam keadaan rugi, maka untuk mengatasi kerugian ini pabrik harus menutup kerugian itu dengan menggunakan dana Fixed Cost dengan cara:

- Depresiasi: untuk sementara ditiadakan
- Pajak : meminta pembebasan pajak pada Dirjen Pajak
- Asuransi : meminta penghapusan premi asuransi

Dimana ketiga dana pada Fixed Cost tersebut yang dialokasikan untuk menutup kerugian perusahaan.

D.1.5. Discounted Cash Flow - Rate of Return (DCF-ROR)

Discounted Cash Flow adalah salah satu metode untuk menghitung prospek pertumbuhan investasi dalam berapa waktu yang dinyatakan dalam persentase.

$$\text{Fixed Capital Investment (FCI)} = \text{US\$ } 32.634.984,18$$

$$\begin{aligned}\text{Salvage Value (SV)} &= 10\% \times \text{FCI} \\ &= 10\% \times \text{US\$ } 32.634.984,18 \\ &= \text{US\$ } 3.263.498,42\end{aligned}$$

$$\text{Depreciation Cost} = \text{US\$ } 3.263.498,42$$

$$\begin{aligned}\text{Umur Pabrik} &= (\text{FCI}-\text{SV})/\text{Depreciation cost} \\ &= (\text{US\$ } 32.634.984,18 - \text{US\$ } 3.263.498,42) / \text{US\$ } 3.263.498,42 \\ &= 9 \text{ tahun}\end{aligned}$$

$$\text{Working Capital (WC)} = \text{US\$ } 7.967.205,78$$

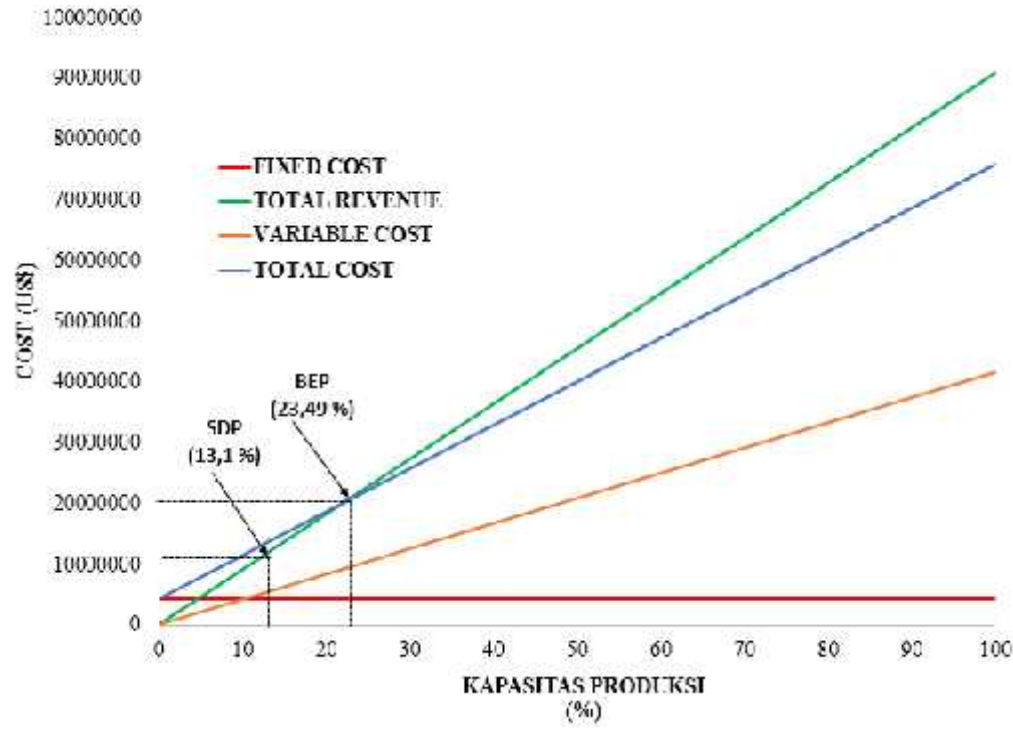
$$\begin{aligned}\text{Cash Flow (c)} &= \text{Keuntungan setelah pajak} + \text{Depreciation cost} + \text{Finance cost} \\ &= \text{US\$ } 21.290.446,61 + \text{US\$ } 3.263.498,42 + \text{US\$ } 7.786.426,54 \\ &= \text{US\$ } 32.340.371,57\end{aligned}$$

Dimana Umur Teknis = 5 tahun

$$(FCI + WC)(1+i)^n = \left[\left(\sum_{d=1}^{d=n} (1+i)^{n-d} \right) \times CF \right] + (WC + SV)$$

Dengan trial diperoleh harga i (rate of return) = 81%

Harga rate of return lebih besar dari suku bunga bank yaitu 6,25%



Gambar D.1 Grafik Analisa Kelayakan Ekonomi

Tabel D.21 Resume Analisa Kelayakan Ekonomi

No	Parameter	Hasil Perhitungan	Tolak Ukur
1	Keuntungan setelah pajak	US\$ 21.290.446,61	-
2	Percent Profit On Sales (POS) setelah pajak	22,41%	-
3	Return On Investment (ROI) sebelum pajak	86,98%	min. 11%
4	Pay Out Time (POT) sebelum pajak	1,03 tahun	maks. 5 tahun
5	Break Even Point (BEP)	23,49%	< 60%
6	Shut Down Point (SDP)	13,10%	-
7	Rate Of Return (ROR)	81%	> 6,25%

Berdasarkan resume analisa kelayakan pada tabel di atas, dapat diketahui bahwa pabrik

Dimethyl Ether ini layak untuk didirikan.