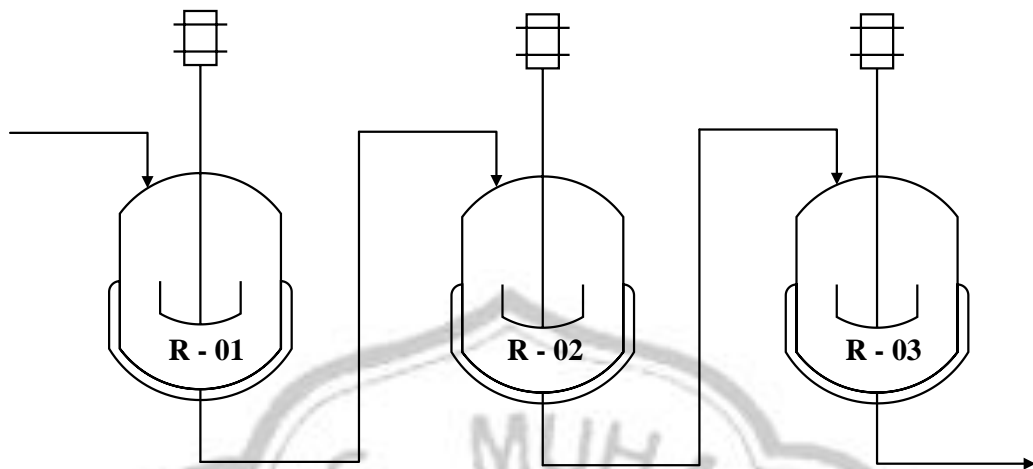




LAMPIRAN A
PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

REAKTOR



Gambar A. 1 Rangkaian Alat Reaktor

Tugas : Mereaksikan asam akrilat dengan metanol menjadi metil akrilat dengan bantuan asam sulfat sebagai katalisator

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Kondisi Operasi :

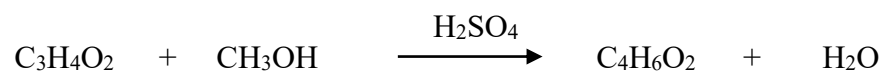
- Tekanan : 2 atm
- Suhu : 80 °C
- Rasio mol : Asam akrilat : Metanol = 1 : 2

1. Reaksi Pada Reaktor

Bahan baku yang digunakan yaitu :

- Asam akrilat (C₃H₄O₂)
- Metanol (CH₃OH)
- Asam Sulfat (H₂SO₄)

Sehingga reaksi yang terjadi yaitu :



2. Neraca Massa Masuk Reaktor

Tabel A. 1 Neraca Massa Reaktor

Komponen	BM	Input		Xi	ρi (kg/L)
		kmol/jam	kg/jam		
Asam akrilat	72	66,7350	4.804,9202	0,3075	0,3132
Metanol	32	133,4700	4.271,0402	0,6150	0,4510
Metil akrilat	86	0,5518	47,4513	0,0025	0,0022
Air	18	11,5146	207,2625	0,0531	0,0518
Asam sulfat	98	4,7605	466,5337	0,0219	0,0387
Total		217,0319	9.797,2079	1,0000	

3. Menghitung kecepatan laju alir volumetric (Fv)

$$\begin{aligned}
 F_v &= \left(\frac{F_{A0}}{\rho_A} \right) + \left(\frac{F_{B0}}{\rho_B} \right) + \left(\frac{F_{C0}}{\rho_C} \right) + \left(\frac{F_{D0}}{\rho_D} \right) + \left(\frac{F_{E0}}{\rho_E} \right) \\
 &= \left(\frac{4.804,9202 \text{ kg/jam}}{0,9819 \text{ kg/Liter}} \right) + \left(\frac{4.271,0402 \text{ kg/jam}}{0,7333 \text{ kg/Liter}} \right) + \left(\frac{47,4513 \text{ kg/jam}}{0,8775 \text{ kg/Liter}} \right) + \\
 &\quad \left(\frac{207,2625 \text{ kg/jam}}{0,9755 \text{ kg/Liter}} \right) + \left(\frac{466,5337 \text{ kg/jam}}{1,7645 \text{ kg/Liter}} \right) \\
 &= 11.248,8463 \text{ Liter/jam}
 \end{aligned}$$

4. Menentukan Konstanta Laju Reaksi (k)

Persamaan kecepatan Reaksi :

$$-r_A = k \times C_A \times C_B \quad (1)$$

$$-r_A = \frac{-dC_A}{dt} \quad (2)$$

Substitusi persamaan 1 ke persamaan 2

$$\frac{-dC_A}{dt} = k \times C_A \times C_B$$

$$\frac{-dC_A}{dt} = k (C_{A0} - C_{A0}X_A) \cdot (C_{B0} - C_{A0}X_A)$$

$$\frac{dX_A}{dt} = k \cdot C_{A0} (1 - X_A) \cdot \left(\frac{C_{B0}}{C_{A0}} - X_A \right)$$

Jika $M = \frac{C_{B0}}{C_{A0}}$ maka,

Prarancangan Pabrik Metil Akrilat Dari Asam Akrilat Dan Metanol Dengan Kapasitas 45.000 Ton/Tahun

$$\frac{dX_A}{dt} = k \cdot C_{A0} (1 - X_A) (M - X_A)$$

$$M = \frac{C_{B0}}{C_{A0}} = \frac{2}{1} = 2$$

Mencari persamaan integralnya :

$$\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1 - X_A)(2 - X_A)} = k C_{A0} \int_0^t dt$$

$$\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1 - X_A)(2 - X_A)} = \frac{A}{(1 - X_A)} + \frac{B}{(2 - X_A)}$$

$$1 = (2 - X_A)A + (1 - X_A)B$$

$$X^0 \rightarrow 1 = 2A + B$$

$$X^1 \rightarrow 0 = -A - B$$

Diperoleh A dan B yaitu

$$A = 1$$

$$B = -1$$

$$\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1 - X_A)(2 - X_A)} = \frac{1}{(1 - X_A)} + \frac{-1}{(2 - X_A)}$$

$$\int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1 - X_A)(2 - X_A)} = 1 \left[\ln \left(\frac{2 - X_A}{1 - X_A} \right) - \ln(2) \right]$$

$$1 \left[\ln \left(\frac{2 - X_A}{1 - X_A} \right) - \ln(2) \right] = k C_{A0} \int_0^{X_A} dt$$

$$\left[\ln \left(\frac{2 - X_A}{1 - X_A} \right) - \ln(2) \right] = k \cdot C_{A0} \cdot t$$

$$C_{A0} = \frac{66,7350 \text{ kmol/jam}}{11.248,8463 \text{ Liter/jam}}$$

$$= 0,005932 \text{ kmol/liter}$$

Mencari nilai harga k (Konstanta laju reaksi)

$$X_A = 0,99 \quad t = 1 \text{ jam}$$

$$k = \frac{\ln\left(\frac{2-X_A}{1-X_A}\right) - \ln 2}{C_{A0} \times t}$$
$$= \frac{\ln\left(\frac{2-0,99}{1-0,99}\right) - \ln 2}{0,005932 \text{ kmol/liter} \times 1 \text{ jam}} = 661,0875 \text{ kmol/liter.jam}$$

5. Optimasi Jumlah Reaktor

$$V_R = F_{A0} \int_{X_n}^{X_{n+1}} \frac{-dX_A}{-r_A}$$

Persamaan diatas dapat dikutip dari buku "*Introduction to Chemical Engineering Kinetics & Reaktor design.*"

$$k = 661,0875 \text{ kmol/liter.jam}$$

$$F_V = 11.248,8463 \text{ liter/jam}$$

$$C_{A0} = 0,005932 \text{ kmol/liter}$$

$$C_{B0} = \frac{133,4700 \text{ kmol/jam}}{11.248,8463 \text{ liter/jam}}$$
$$= 0,0119 \text{ kmol/liter}$$

Tabel A. 2 Kesimpulan Optimasi Reaktor

Jumlah Reaktor	Volume Tiap Reaktor (gallons)	Konversi	
1	89.131,7700	X _{A1}	0,9900
2	7.776,5049	X _{A1}	0,9036
		X _{A2}	0,9900
3	3.060,9315	X _{A1}	0,8013
		X _{A2}	0,9560
		X _{A3}	0,9900
4	1.787,4803	X _{A1}	0,7161
		X _{A2}	0,9097
		X _{A3}	0,9701
		X _{A4}	0,9900

6. Menentukan Harga Reaktor

Untuk menentukan harga reaktor, dapat digunakan persamaan :

$$E_X = E_Y \frac{N_X}{N_Y} \quad (\text{Aries, newton 1955 hal. 16})$$

Dimana,

E_X = Harga alat pada tahun X

E_Y = Harga alat pada tahun Y

N_X = Index harga pada tahun X

N_Y = Index harga pada tahun Y

Data,

N_X , Index harga 2014 = 479,1598

N_Y , Index harga 2030 = 569,171

Maka,

- Harga / unit untuk volume reaktor 1 \$ 986.499,7280 sehingga harga total 1 reaktor \$ 986.499,7280

$$\begin{aligned} E_{2030} &= \$ 986.499,7280 \times \frac{479,1598}{569,171} \\ &= \$ 830.490,3313 \end{aligned}$$

- Harga / unit untuk volume reaktor 2 \$ 270.866,1416 sehingga harga total 2 reaktor \$ 541.732,2832

$$E_{2030} = \$ 541.732,2832 \times \frac{479,1598}{569,171}$$

$$= \$ 465.060,3623$$

- Harga / unit untuk volume reaktor 3 \$ 165.178,3328 sehingga harga total 3 reaktor \$ 495.534,9984

$$E_{2030} = \$ 495.534,9984 \times \frac{479,1598}{569,171}$$

$$= \$ 417.168,9189$$

- Harga / unit untuk volume reaktor 4 \$ 124.237,2630 sehingga harga total 4 reaktor \$ 496.949,0522

$$E_{2030} = \$ 496.949,0522 \times \frac{479,1598}{569,171}$$

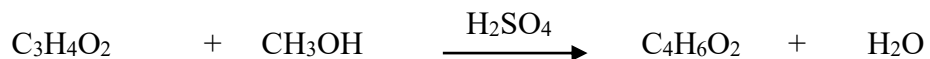
$$= \$ 418.359,3480$$

Untuk mengetahui jumlah reaktor yang optimum maka, dilakukan optimasi dengan menggunakan data harga reaktor yang diperoleh dari www.matche.com untuk mempertimbangkan jumlah reaktor dengan harga minimal. Harga yang tercantum adalah harga tahun 2014, maka dikali dengan indeks tahun pembelian alat pada tahun 2030. Dengan menggunakan persamaan yang diberikan dan diselesaikan *solver*. Hasil optimasi menunjukkan bahwa jumlah reaktor terendah yang efisien secara biaya adalah 3 buah.

7. Neraca Massa Reaktor Hasil Optimasi

a) Neraca Massa Reaktor 1 (R-01)

Reaksi :



Konversi : 80,13 %

T = 80 °C P = 2 atm

Tabel A. 3 Neraca Massa Optimasi Reaktor-01

Komponen	BM	INPUT		OUTPUT	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
Asam akrilat	72	66,7350	4.804,9202	13,2549	954,3519
Metanol	32	133,4700	4.271,0402	79,9899	2.559,6765
Metil akrilat	86	0,5518	47,4513	54,0319	4.646,7413
Air	18	11,5146	207,2625	64,9947	1.169,9046
Asam sulfat	98	4,7605	466,5337	4,7605	466,5337
Total		217,0319	9.797,2079	217,0319	9.797,2079

Tabel A. 4. Neraca Massa Optimasi Reaktor (R-02)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Asam Akrilat	954,3519	41,9898
Metanol	2.559,6765	2.154,1822
Metil Akrilat	4.646,7413	5.736,5071
Air	1.169,9046	1.397,9951
Asam Sulfat	466,5337	466,5337
Total overall	9.797,2079	9.797,2079

Tabel A. 5. Neraca Massa Optimasi Reaktor (R-03)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
Asam Akrilat	41,9898	0,4199
Metanol	2.154,1822	2.135,7067
Metil Akrilat	5.736,5071	5.786,1600
Air	1.397,9951	1.408,3876
Asam Sulfat	466,5337	466,5337
Total overall	9.797,2079	9.797,2079

8. Menentukan Waktu Tinggal (*Residence Time*)

$$\theta = \frac{V_1}{q_0}$$

Tabel A. 6 Waktu Tinggal Reaksi

Jumlah Reaktor	V ₁ (L)	Waktu	
		Jam	Menit
1	281.136,4580	24,9924	1.499,5482
2	24.528,3925	2,1805	130,8315
3	9.654,6880	0,8582	51,4970
4	5.638,0109	0,5012	30,0724

9. Neraca Panas Reaktor

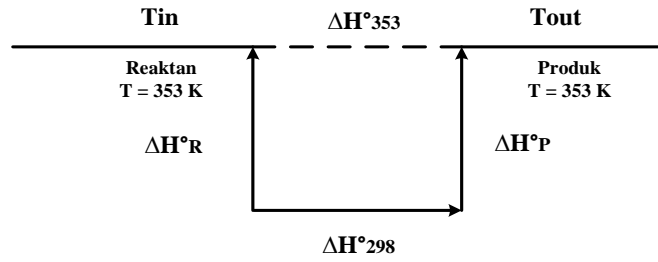
Kapasitas panas dalam fungsi suhu

$$C_p = (A \times T) + \left(\frac{B}{2} \times T^2\right) + \left(\frac{C}{3} \times T^3\right) + \left(\frac{D}{4} \times T^4\right)$$

Data Kapasitas Panas (C_p f (T)) dan Panas Pembentukan 298K :

Tabel A. 7 Data Kaasitas Panas

Komponen	BM	A	B	C	D	ΔH _f 298K (kJ/mol.K)
Asam akrilat	72	-18,242	1,2106	-0,003116	3,1409E-06	-336,23
Metanol	32	40,152	0,31046	-0,0010291	1,4598E-06	-201,17
Metil akrilat	86	54,109	0,80399	-0,0025149	3,3155E-06	-333
Air	18	92,053	-0,039953	-0,000211	5,3469E-07	-241,8
Asam sulfat	98	26,004	0,70337	-0,0013856	1,0342E-06	-735,13



Gambar A. 2 Skema *Entalphy* Pada Reaktor

Reaktor – 01

Tabel A. 8 Panas Masuk pada Reaktor

Komponen	Input		Cp dT	ΔH_r Input
	kmol/jam	kg/jam	kJ/kmol	kJ/jam
Asam Akrilat	66,7350	4.804,9202	8.470,1111	565.252,8918
Metanol	133,4700	4.271,0402	4.544,8119	606.596,0760
Metil Akrilat	0,5518	47,4513	9.015,0572	4.974,1371
Air	11,5146	207,2625	4.136,3712	47.628,5900
Asam Sulfat	4,7605	466,5337	7.905,5589	37.634,7929
Total				1.262.086,4879

Tabel A. 9 Panas Keluar pada Reaktor

Komponen	Output		Cp dT	ΔH_p Output
	kmol/jam	kg/jam	kJ/kmol	kJ/jam
Asam Akrilat	13,2549	954,3519	8.470,1111	112.270,3657
Metanol	79,9899	2.559,6765	4.544,8119	363.539,0065
Metil Akrilat	54,0319	4.646,7413	9.015,0572	487.100,4443
Air	64,9947	1.069,9046	4.136,3712	268.842,2052
Asam Sulfat	4,7605	466,5337	7.905,5589	37.634,7929
Total				1.269.386,8146

a. Panas Reaksi pada 298 K ($\Delta H_f^\circ_{298}$)

Produk

- ΔH_f° produk

$$\begin{aligned} C_4H_6O_2 &= n \times \Delta H_f^\circ C_4H_6O_2 \\ &= 53,4801 \text{ kJ/jam} \times (-333 \text{ kJ/jam}) \\ &= -17.808,8787 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

- $H_2O = n \times \Delta H_f^\circ H_2O$
 $= 53,4801 \text{ kJ/jam} \times (-241,8 \text{ kJ/jam})$
 $= -12.931,4921 \text{ kJ/jam}$

Reaktan

- ΔH_f° reaktan

$$\begin{aligned} C_3H_4O_2 &= n \times \Delta H_f^\circ C_3H_4O_2 \\ &= 53,4801 \text{ kJ/jam} \times (-336,23 \text{ kJ/jam}) \\ &= -17.981,6195 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

- $CH_3OH = n \times \Delta H_f^\circ CH_3OH$
 $= 53,4801 \text{ kJ/jam} \times (-201,17 \text{ kJ/jam})$
 $= -10.758,5950 \text{ kJ/jam}$

$$\begin{aligned} \Delta H^\circ_{298} &= \sum n \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \sum n \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= -30.740,3708 \text{ kJ/jam} - (-28.740,2145 \text{ kJ/jam}) \\ &= -2.000,1563 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_r 353 \text{ K} &= (\Delta H_r^\circ 298 \text{ reaksi}) + (\Delta H_f^\circ \text{ produk}) - (\Delta H_f^\circ \text{ reaktan}) \\ &= (-2.000,1563 \text{ kJ/jam}) + (755.942,6495 \text{ kJ/jam}) \\ &\quad - (1.171.848,9678 \text{ kJ/jam}) = - 417.906,4747 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Beban panas total} &= \Delta H_r 353 \text{ K} + (\Delta H_f^\circ \text{ produk}) - (\Delta H_f^\circ \text{ reaktan}) \\ &= - 417.906,4804 \text{ kJ/jam} + 1.269.386,8146 \text{ kJ/jam} \\ &\quad + 1.262.086,4879 \text{ kJ/jam} = - 410.606,1480 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh data sebagai berikut :

Tabel A. 10 Total Neraca Energi pada Reaktor-01

Neraca Panas Reaktor 1		
Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Asam akrilat	565.252,8918	112.270,3657
Metanol	606.596,0760	363.539,0065
Metil akrilat	4.974,1371	487.100,4443
Air	47.628,5900	268.842,2052
Asam sulfat	37.634,7929	37.634,7929
ΔH_r 353 K	417.906,4747	-
Beban Panas Total (Qs)	-	410.606,1480
Total	1.679.992,9626	1.679.992,9626

Diperoleh hasil neraca energi total pada reaktor 2 dan 3 sebagai berikut :

$$\text{Reaktor-02} = 1.716.644,9099 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Reaktor-03} = 1.890,436,5821 \text{ kJ/jam}$$

10. Menghitung Volume Cairan dalam Reaktor :

$$\begin{aligned}
 V_{\text{Cairan}} &= \frac{F_V (X_{A1} - X_{A0})}{kC_{A0} (1 - X_{A1})(M - X_{A1})} \\
 &= \frac{11.248,8464 \text{ liter/jam} (0,8013 - 0)}{661,0875 \text{ kmol/liter.jam} \times 0,00599 \text{ kmol/liter} (1 - 0,8014)(2 - 0,8014)} \\
 &= 9.654,688 \text{ Liter} \\
 &= 2.550,7762 \text{ gallons}
 \end{aligned}$$

Untuk menentukan volume *design* reaktor digunakan *safety factor* 20% (Peter & Timmerhaus, 1991)

$$\begin{aligned}
 \text{Over design} &= 1,2 \times 2.550,7762 \text{ gallons} \\
 &= 3.060,9315 \text{ gallons} \\
 &= 409,1883 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

11. Menghitung Dimensi Reaktor

Jenis reaktor = Silinder tegak berpengaduk dengan atap dan dasar berbentuk *thorispherical dished head*

Bahan Konstruksi = *Stainless Steel SA-240 Grade M Tipe. 316*

Alasan = 1. Tekanan (P) Operasi < 200 psi
2. Terdapat unsur Molibdenum 2% untuk perlindungan korosi
3. Umumnya digunakan untuk pemrosesan bahan kimia dan penghantar panas

(Brownell and Young, 1959)

Volume Reaktor = 409,1883 ft³

Tekanan Operasi = 2 atm = 29,392 psi

Untuk *head* jenis *thorispherical* memiliki persamaan :

$$V_{head} = 0,000049D^3$$

Reaktor yang digunakan berbentuk *silinder* tegak, maka :

$$V_{reaktor} = V_{silinder} + V_{head}$$

Sehingga dirancang :

$$V_{reaktor} = \left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times D^2 \times 1,5D\right) + (1,5 \times 0,000049 \times D^3)$$

$$409,1884 \text{ ft}^3 = 1,1775 D^3 + 0,0000735 D^3$$

$$409,1884 \text{ ft}^3 = 1,1776 D^3$$

$$D^3 = 347,4627 \text{ ft}^3$$

$$D = 7,0302 \text{ ft}$$

$$= 2,1428 \text{ m}$$

$$= 84,3627 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 H &= 1,5 \times 7,0302 \text{ ft} \\
 &= 10,5453 \text{ ft} \\
 &= 3,2142 \text{ m} \\
 &= 126,5441 \text{ in}
 \end{aligned}$$

12. Menentukan Tebal Dinding Reaktor

Bahan dipilih *Stainless Steel SA-240 Grade M Tipe. 316*

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho_{\text{campuran}} \times g_c \times H}{g_c} \\
 &= \frac{52,7877 \text{ lb/ft}^3 \times 32,174 \text{ ft/detik}^2 \times 10,5453 \text{ ft}}{32,174 \text{ ft/detik}^2} \\
 &= 556,6644 \text{ lb/ft}^3 = 3,8657 \text{ psi} \\
 P_{\text{total}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 29,392 \text{ psi} + 3,8657 \text{ psi} = 33,2577 \text{ psi} \\
 P_{\text{desain}} &= \text{Over design} \times P_{\text{total}} \\
 &= 1,2 \times 33,2577 \text{ psi} = 39,9092 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Dari (Brownell and Young ,1959) diperoleh data sebagai berikut :

$$\text{max. allowable stress (f)} = 18.750 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi pengelasan (E)} = 80\%$$

$$\text{Corrosion allowance (C)} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari (ri)} = 42,1814 \text{ in}$$

Menghitung tebal shell :

$$\begin{aligned}
 t_{\text{shell}} &= \frac{P \times Di}{2 \times f \times E - (0,6 \times P)} + C \\
 &= \frac{(39,9092 \text{ psi}) \times (84,3627 \text{ in})}{(2 \times 18.750 \text{ psi}) \times (80\%) - 0,6 \times (39,9092 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$= 0,2373 \text{ in}$$

Sehingga dipilih tebal shell standar $1/4 \text{ in} = 0,00635 \text{ m}$

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar shell} &= D_i + 2 \times (t_{shell}) \\ &= 84,3627 \text{ in} + 2 \times (0,2500 \text{ in}) \\ &= 84,8627 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih OD standar} = 90 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{ID reaktor} &= \text{ODs} - (2 \times t_{shell}) \\ &= 90 \text{ in} - (2 \times 0,2500 \text{ in}) \\ &= 89,5000 \text{ in} = 2,2733 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tebal *Head & Bottom* Reaktor

Head dan *bottom* yang direncanakan berbentuk *Torispherical dished head*, karena cocok untuk tekanan rendah ($P = 15 - 200 \text{ psi}$). Bahan material yang digunakan *Stainless Steel SA-240 Grade M Tipe. 316*. Untuk menentukan tebal *head* dan *bottom* reaktor dapat digunakan persamaan berikut :

Menentukan tebal head reaktor

Dari Tabel 5.7 (Brownell and Young, 1959) didapatkan data-data sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{ODs reaktor} &= 90 \text{ in} \\ t_{shell} &= 0,2500 \text{ in} \\ icr &= 5,5000 \text{ in} \\ rc &= 90 \text{ in} \\ W &= \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \\ &= 1,7612 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal *head* dihitung menggunakan persamaan 13.12 (Brownell and Young)

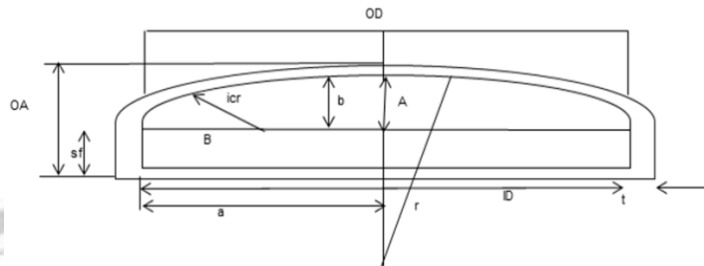
$$t_{head} = \frac{P \times rc \times W}{2f \times E - 0,2 \times P} + C$$

$$t_{head} = \frac{(39,9092 \text{ psi}) \times (90 \text{ in} \times 1,7612 \text{ in})}{(2 \times 18,750 \text{ psi}) \times (80\%) - 0,2 \times (39,9092 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,3359 \text{ in}$$

Sehingga dipilih tebal *head* standar $\frac{3}{8} \text{ in} = 0,0095 \text{ m}$

13. Tinggi Head



Gambar A. 3 Flanged and Dished Head (Torispherical)

Dari Tabel 5.6, Brownell & Young, dipilih t_{head} standar $\frac{3}{8} \text{ in}$ (0,3780 in). Berdasarkan tabel 5.8 Brownell & Young *Straight Flange* (sf) sebesar 3 in (0,0635 in)

$$sf = 1 \frac{1}{2} \text{ hingga } 3$$

$$\text{Dipilih } sf = 3 \text{ in}$$

$$t_{head} = 0,3750 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$= \frac{89,5000 \text{ in}}{2} = 44,7500 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 44,7500 \text{ in} - 5,5000 \text{ in} = 39,2500 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr$$

$$= 90 \text{ in} - 5,5000 \text{ in} = 84,5000 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= \sqrt{84,5000 \text{ in}^2 - 39,2500 \text{ in}^2} = 74,8310 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= 90 \text{ in} - 74,8310 \text{ in} = 15,1689 \text{ in}$$

Menentukan tinggi head, H(OA) yaitu :

$$\begin{aligned}
 H(OA) &= t \text{ head} + b + sf \\
 &= 0,3750 \text{ in} + 15,1689 \text{ in} + 3 \text{ in} \\
 &= 18,5439 \text{ in} = 0,4710 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Diperoleh tinggi total reaktor (TT) :

$$\begin{aligned}
 TT &= H + (2 \times OA) \\
 &= 126,5441 \text{ in} + (2 \times 18,5439 \text{ in}) \\
 &= 163,6320 \text{ in} = 4,1562 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Ketinggian Cairan dalam Reaktor

Menghitung Volume *head*

$$\begin{aligned}
 V \text{ head} &= \frac{3,14}{4} \times D^2 \times \frac{D}{6} \\
 &= \frac{3,14}{4} \times 2,2733^2 \times \frac{2,2733}{6} \\
 &= 1,5370 \text{ m}^3 \\
 &= 54,2786 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas selimut reaktor (A)} &= 3,14 \times ID \times H \\
 &= 3,14 \times 7,4583 \text{ ft} \times 10,5453 \text{ ft} \\
 &= 246,9631 \text{ ft}^2 \\
 &= 22,9436 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas penampang reaktor} &= \frac{3,14}{4} \times ID^2 \\
 &= \frac{3,14}{4} \times 7,4583 \text{ ft}^2 \\
 &= 43,6669 \text{ ft}^2 \\
 &= 4,0567 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Volume Cairan di *Shell* dan *Bottom*

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Reaktor} &= \text{Volume shell dan bottom} + \text{Volume head} \\
 \text{Volume shell dan reaktor} &= \text{Volume Reaktor} - \text{Volume head} \\
 \text{Volume shell dan reaktor} &= 409,1884 \text{ ft}^3 - 54,2786 \text{ ft}^3 \\
 &= 354,9078 \text{ ft}^3 \\
 &= 12.533,4638 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Tinggi Cairan Dalam Reaktor

$$\text{Volume shell dan bottom} = \text{Luas Penampang Reaktor} \times \text{Tinggi Cairan}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Cairan} &= \frac{43,6669 \text{ ft}^3}{354,9078 \text{ ft}^2} \\ &= 8,1276 \text{ ft} = 2,4772 \text{ m} \end{aligned}$$

14. Perancangan Pengaduk Reaktor

Reaktor – 01

Jenis pengaduk yang dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk (Holland, F.A dan F.A., *Chapman, Luquid Mixing and Processing in Stairred Tanks Reinhold New York*, 1966). Untuk viskositas 0,4725 cP, pengaduk yang dapat dipilih adalah *Flat Blade Turbine* karena tipe jenis ini secara luas paling banyak digunakan oleh cairan dengan viskositas rendah.

$$\text{Diameter pengaduk (Da)} = 0,7578 \text{ m} = 2,4861 \text{ ft}$$

$$\text{Jarak pengaduk dari dasar (E)} = 0,9850 \text{ m}$$

$$\text{Lebar pengaduk (w)} = 0,2525 \text{ m}$$

$$\text{Lebar baffle (j)} = 0,1894 \text{ m}$$

$$\text{Panjang pengaduk (L)} = 0,5683 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tiang pengaduk (T)} = 1,2882 \text{ m}$$

Menghitung kecepatan putar pengaduk

$$\rho \text{ campuran} = 856,81111 \text{ kg/m}^3$$

$$= 53,4890 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$= 0,8533 \text{ kg/L}$$

$$\rho \text{ air } 80^\circ\text{C} = 975,50000 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0,4705 \text{ cP}$$

$$\text{WELH} = H \text{ cairan} \times \frac{\rho \text{ cairan}}{\rho \text{ air}}$$

$$= 2,4772 \text{ m} \times \frac{856,8111873 \frac{\text{kg}^3}{\text{m}}}{975,5000 \frac{\text{kg}^3}{\text{m}}}$$

$$= 2,1759 \text{ m} = 7,1387 \text{ ft}$$

$$\text{Kecepatan putaran pengaduk} = \frac{\sqrt{\text{WELH}}}{2 \times \text{Da}} \times \frac{600}{\pi \times \text{Da}}$$

$$= \frac{\sqrt{7,1387 \text{ ft}}}{2 \times 2,4861 \text{ m}} \times \frac{600}{3,14 \times 2,4861 \text{ m}}$$

$$= 92,0949 \text{ rpm}$$

Dari buku Wallas 1990, kecepatan pengadukan standar yang digunakan = 100, rpm 1,667 rps

Menghitung Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 N_{RE} &= \frac{N \times Da^2 \times \rho}{\mu} \\
 &= \frac{1,667 \text{ rps} \times 2,4861 \text{ ft}^2 \times 53,4890 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{0,4705 \text{ cP}} \\
 &= 1.170,9893
 \end{aligned}$$

Nilai bilangan Np dicari Fig 10.6, Walas, "Chemical Process Equipment Selection and Design", diperoleh untuk flat blade turbin (Curve 3) maka nilai

$$\begin{aligned}
 N_p &= 2,4 \\
 G_c &= 32,174 \text{ ft/s}^2
 \end{aligned}$$

Power Pengaduk

Dihitung menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}
 P_0 &= \frac{P_o \times N^3 \times Da^5 \times \rho}{G_c} \\
 P_0 &= \frac{2,4 \times 1,667 \text{ rps}^3 \times 2,4861 \text{ ft}^5 \times 53,4890 \frac{\text{lb}^5}{\text{ft}}}{32,174 \frac{\text{ft}^2}{\text{s}}} \\
 &= \frac{2.192,9547 \frac{\text{ft}}{\text{lb}} \cdot \text{s}}{80 \%} \\
 &= 2.192,9547 \frac{\text{ft}}{\text{lb}} \cdot \text{s} \\
 &= 2.973,2519 \text{ J/s} \\
 &= 2.973,2519 \text{ watt} \\
 &= 2,9733 \text{ kW} \\
 &= 3,9872 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Pemilihan daya motor standar merujuk pada Ludwig, E.E, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants". Gulf Publishing, Co. Houston, Texas (2001). Diperoleh efisiensi sebesar 80%, maka daya motor standar sebesar : 5 Hp

15. Perancangan Pendingin

Reaktor – 01

Kondisi Operasi :

$$T = 90^{\circ}\text{C} = 194 \text{ F} = 363,15 \text{ K}$$

$$P = 2 \text{ atm}$$

Media pendingin yang digunakan adalah air, dengan beda suhu masuk dan keluar , sehingga diperoleh :

$$T_{\text{in}} = 35^{\circ}\text{C} = 95 \text{ F} = 308,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 50^{\circ}\text{C} = 122 \text{ F} = 323,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{rata}} = 42,5^{\circ}\text{C} = 219 \text{ F} = 315,65 \text{ K}$$

Sifat fisis air pada T rata-rata :

$$C_p = 4.136 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\rho = 0,0327 \text{ kg/L} = 975,4937 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0,7570 \text{ cP} = 0,000757 \text{ kg/m.s}$$

$$\rho_{\text{air}} = 0,001013 \text{ kg/L}$$

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)} \\ &= \frac{(194 - 122) - (194 - 95)}{\ln \left(\frac{194 - 122}{194 - 95} \right)} = 84,7846 \text{ F} \end{aligned}$$

Dari Tabel 8, Kern, halaman 840 untuk jenis pendingin yang digunakan *hot fluid* berupa *medium organic* dan *cold fluid* berupa *water*.

$$\text{Range UD} = 50\text{-}125 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$\text{Dirancang UD} = 50 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

Dari perhitungan neraca panas reaktor diperoleh:

$$Q_{\text{pendingin}} = 410.606,1537 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{pendingin}} = 389.172,5125 \text{ Btu/jam}$$

Menentukan pendingin menggunakan jaket atau coil

Luas perpindahan panas (A_0)

$$\begin{aligned} A_0 &= \frac{Q}{UD \times \Delta T \times \text{LMTD}} \\ &= \frac{389.172,5125 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}}}{50 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F} \times 84,7846 ^{\circ}\text{F}} = 91,8025 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Luas selimut (A) :

Prarancangan Pabrik Metil Akrilat Dari Asam Akrilat Dan Metanol Dengan Kapasitas 45.000 Ton/Tahun

$$\begin{aligned}
 A &= \pi \times ID \times H \\
 &= 3,14 \times 7,4583 \text{ ft} \times 10,5453 \text{ ft} \\
 &= 246,9631 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Karena luas transfer panas yang dibutuhkan (A_0) < dari pada luas selimut reaktor A, maka pendingin reaktor yang dipilih adalah jaket pendingin.

Menentukan tebal jaket pendingin

Untuk mengetahui tebal jaket pendingin, terlebih dahulu menghitung diameter jaket, maka volume jaket yang dibutuhkan :

Menghitung kebutuhan pendingin

$$\begin{aligned}
 M &= \frac{Q}{C_p \times \Delta T} \\
 &= \frac{410.606,1537 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{4.18 \text{ kJ/kg.K} \times 15 \text{ K}} \\
 &= 6.548,7425 \text{ kg/jam} = 14.437,4887 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_f &= \frac{\text{Massa Pendingin}}{\text{Densitas Pendingin}} \\
 &= \frac{6.548,7425 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1,0113 \frac{\text{kg}}{\text{L}}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \\
 &= 0,00180 \text{ m}^3/\text{detik} \\
 &= 0,06353 \text{ ft}^3/\text{detik} \\
 &= 228,6720 \text{ ft}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume fluida pendingin} &= Q_f \times \text{Waktu reaksi} \\
 &= 0,00180 \text{ m}^3/\text{detik} \times 51,4970 \text{ menit} \times 60 \text{ detik/1 menit} \\
 &= 5,55781 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Menghitung Jaket Pendingin

Menghitung diameter pada jaket ID

$$ID = 89,5000 \text{ in} = 7,4583 \text{ ft}$$

$$OD = 90 \text{ in} = 7,5000 \text{ ft}$$

$$jH = 53$$

$$k = 0,6280 \text{ w/(m.K)} = 0,3630 \text{ Btu/h.ft.F}$$

$$hi = j \times \frac{k}{Di} \times \left(\frac{C_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu \cdot k} \right)^{0,14}$$

$$hi = 6,0076 \text{ Btu/hr}^2 \cdot \text{°F}$$

Menentukan hio

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 6,0076 \text{ Btu/hr}^2 \cdot \text{F} \times \frac{7,4583 \text{ ft}}{7,5000 \text{ ft}} = 5,9743 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

Menentukan Uc

$$U_c = \frac{h_i \times h_{io}}{h_i + h_{io}}$$

$$U_c = \frac{6,0076 \times 5,9743}{6,0076 + 5,9743} = 2,9954 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}$$

Menentukan Ud

Untuk kecepatan air = 2 m/s , maka Rd diambil sebesar 0,003

$$h_D = \frac{1}{R_d}$$

$$h_D = \frac{1}{0,003}$$

$$h_D = 333,333 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}$$

$$U_D = \frac{h_D \times U_c}{h_D + U_c}$$

$$U_D = \frac{2,9954 \times 333,333}{2,9954 + 333,333}$$

$$U_D = 2,9687 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{F}$$

Merancang Jacket Pendingin

$$\begin{aligned} \text{Diameter dalam jacket (D1)} &= OD + (2 \times t \text{ head}) \\ &= 89,5000 \text{ in} + (2 \times 0,3750 \text{ in}) \\ &= 90,2500 \text{ in} = 2,2923 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi, Tinggi Jacket} &= \text{Tinggi cairan reaktor} \\ &= 2,4772 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi, jarak jacket} &= 5 \text{ in} \\ &= 0,127 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar jacket (D2)} &= D1 + (2 \times \text{jarak jacket}) \\ &= 90,2500 \text{ in} + (2 \times 5 \text{ in}) \\ &= 100,2500 \text{ in} \\ &= 2,5463 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{OD Jacket} = 8,3541 \text{ ft}$$

Menghitung tebal jacket (tj)

Untuk bahan jacket dipilih : *Stainless steel SA-240 Grade M tipe 316*

Dimana :

$$\text{Efisiensi pengelasan (E)} = 80\%$$

$$\text{Corrosion allowance (C)} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Max. Allowable stress (f)} = 18,750 \text{ psi}$$

$$P \text{ desain} = 39,9092 \text{ psi}$$

$$r = \frac{D_j}{2} = \frac{89,5000 \text{ in}}{2} = 44,7500 \text{ in}$$

$$t_j = \frac{P \times r}{(f \times E - 0,6 \times P)} + C$$

$$= \frac{39,9092 \text{ psi} \times 44,7500 \text{ in}}{(18,750 \times 80\% - 0,6 \times 39,9092 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,2442 \text{ in}$$

Dirancang tebal jacket standar $t_j = 1/4 \text{ in}$

16. Perancangan Pipa Input dan Output

Tabel A. 11 Dimensi Pipa Metanol Arus Campuran (Arus 4 & Arus 12)

Komponen	Massa (Kg/jam)	Densitas (Kg/m ³)	Massa × Densitas (m ³ /jam)
Asam Akrilat	4.756,8745	981,9000	4,8446
Metanol	4.271,0402	733,3000	5,8244
Metil Akrilat	47,4513	877,5000	0,0541
Air	78,9411	975,5000	0,0809
Total	9.154,3071	3.568,2000	10,8040

Luas pipa masuk arus 4 & 12 (Campuran) diasumsikan dengan jarak pipa sebesar 0,8

$$\begin{aligned} \text{Posisi pipa umpan} &= 0,8 \times \text{OD} \\ &= 0,8 \times 102 \text{ in} \\ &= 81,6 \text{ in} \\ &= 2,0726 \text{ m} \end{aligned}$$

$$Q \text{ umpan} = 10,8040 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menurut *schweitzer*, kecepatan linier umpan diisyaratkan sebesar 0,6096 – 1 m/s

$$\begin{aligned}
 A \text{ pipa} &= \frac{Q \text{ umpan}}{\text{kecepatan linier umpan}} \\
 &= \frac{10,8040 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}}{0,61 \frac{\text{m}}{\text{s}}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3,600 \text{ s}} \\
 &= 0,0049 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter dalam pipa} &= \left(\frac{4 \times A \text{ pipa}}{\pi} \right)^{0,5} \\
 &= \left(\frac{4 \times 0,0049 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{0,5} \\
 &= 0,0791 \text{ m} = 3,1167 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan ID yang telah dihitung, dipilih ukuran pipa standar dari Tabel 11, halaman 844, Kern, D.Q. sebagai berikut :

<i>Nominal Pipe Size</i> (NPS)	= 3 in
<i>Schedule Number</i> (Sch)	= 40
<i>Outside Diameter</i> (OD)	= 3,50 in
<i>Inside Diameter</i> (ID)	= 3,068 in

Tabel A. 12 Dimensi Pipa *Recycle Bottom* Evaporator Arus 25

Komponen	Massa (Kg/jam)	Densitas (Kg/m ³)	Massa × Densitas (m ³ /jam)
Asam sulfat	466,5336	1.764,5000	0,2644
Air	128,3214	975,5000	0,1315
Asam akrilat	48,0482	981,9000	0,0489
Total	642,9032	3.721,9000	0,4448

Luas pipa masuk arus 25 diasumsikan dengan jarak pipa sebesar 0,6

$$\begin{aligned}
 \text{Posisi pipa umpan} &= 0,6 \times \text{OD} \\
 &= 0,6 \times 102 \text{ in} \\
 &= 61,2 \text{ in} \\
 &= 1,5544 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$Q \text{ umpan} = 0,4448 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menurut *schweitzer*, kecepatan linier umpan diisyaratkan sebesar 0,6096 – 1 m/s

$$A \text{ pipa} = \frac{Q \text{ umpan}}{\text{kecepatan linier umpan}}$$

$$= \frac{0,4448 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}}{0,61 \frac{\text{m}}{\text{s}}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3,600 \text{ s}}$$

$$= 0,00020 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter dalam pipa} = \left(\frac{4 \times A \text{ pipa}}{\pi} \right)^{0,5}$$

$$= \left(\frac{4 \times 0,00020 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{0,5}$$

$$= 0,0160 \text{ m} = 0,6324 \text{ in}$$

Berdasarkan ID yang telah dihitung, dipilih ukuran pipa standar dari Tabel 11, halaman 844, Kern, D.Q. sebagai berikut :

$$\text{Nominal Pipe Size (NPS)} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{Schedule Number (Sch)} = 40$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 1,25 \text{ in}$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 1,06 \text{ in}$$

Tabel A. 13 Dimensi Pipa Katalis Asam Sulfat Arus 3

Komponen	Massa (Kg/hari)	Densitas (Kg/m ³)	Massa × Densitas (m ³ /jam)
Asam sulfat	0,7728	1.764,5000	4,38E-04
Air	0,0154	975,5000	1,58E-05
Total	0,7883	2.740,0000	4,54E-04

Luas pipa masuk arus 3 diasumsikan dengan jarak pipa sebesar 0,6

$$\text{Posisi pipa umpan} = 0,6 \times \text{OD}$$

$$= 0,6 \times 102 \text{ in}$$

$$= 61,2 \text{ in}$$

$$= 1,5544 \text{ m}$$

$$Q \text{ umpan} = 4,54\text{E-}04 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menurut *schweitzer*, kecepatan linier umpan diisyaratkan sebesar 0,6096 – 1 m/s

$$A \text{ pipa} = \frac{Q \text{ umpan}}{\text{kecepatan linier umpan}}$$

$$= \frac{4,54E-04 \frac{m^3}{jam}}{0,61 \frac{m}{s}} \times \frac{1 jam}{3,600 s}$$

$$= 2,067E-07 m^2$$

$$\text{Diameter dalam pipa} = \left(\frac{4 \times A_{\text{pipa}}}{\pi} \right)^{0,5}$$

$$= \left(\frac{4 \times 2,067E-07 m^2}{3,14} \right)^{0,5}$$

$$= 5,131E-04 m = 0,0202 \text{ in}$$

Berdasarkan ID yang telah dihitung, dipilih ukuran pipa standar dari Tabel 11, halaman 844, Kern, D.Q. sebagai berikut :

$$\text{Nominal Pipe Size (NPS)} = 0,33 \text{ in}$$

$$\text{Schedule Number (Sch)} = 40$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 0,405 \text{ in}$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 0,269 \text{ in}$$

Tabel A. 14 Dimensi Pipa Keluaran Reaktor-01 Arus 7

Komponen	Massa (Kg/jam)	Densitas (Kg/m ³)	Massa × Densitas (m ³ /jam)
Asam akrilat	48,0492	981,9000	0,048934925
Metanol	2.156,8753	733,3000	2,941327297
Metil akrilat	5.729,2694	877,5000	6,529081981
Air	1.396,4802	975,5000	1,431553284
Asam sulfat	466,5337	1.764,5000	0,264399948
Total	9.797,2079	5.332,7000	11,2152

Luas pipa keluaran reaktor arus 7 diasumsikan dengan jarak pipa sebesar 0,5

$$\text{Posisi pipa umpan} = 0,5 \times \text{OD}$$

$$= 0,5 \times 102 \text{ in}$$

$$= 51,0 \text{ in}$$

$$= 1,2954 \text{ m}$$

$$Q_{\text{umpan}} = 11,2152 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menurut schweitzer, kecepatan linier umpan diisyaratkan sebesar 0,6096 – 1 m/s

$$\begin{aligned}
 A \text{ pipa} &= \frac{Q \text{ umpan}}{\text{kecepatan linier umpan}} \\
 &= \frac{11,2152 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}}{0,61 \frac{\text{m}}{\text{s}}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3,600 \text{ s}} \\
 &= 0,00510 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter dalam pipa} &= \left(\frac{4 \times A \text{ pipa}}{\pi} \right)^{0,5} \\
 &= \left(\frac{4 \times 0,00510 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{0,5} \\
 &= 0,0806 \text{ m} = 3,1755 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan ID yang telah dihitung, dipilih ukuran pipa standar dari Tabel 11, halaman 844, Kern, D.Q. sebagai berikut :

<i>Nominal Pipe Size</i> (NPS)	= 4 in
<i>Schedule Number</i> (Sch)	= 40
<i>Outside Diameter</i> (OD)	= 4,5 in
<i>Inside Diameter</i> (ID)	= 4,026 in

Tabel A. 15 Dimensi Pipa Masuk Umpan Jaket Pendingin Reaktor-01

Komponen	Massa (Kg/jam)	Densitas (Kg/m³)	Massa × Densitas (m³/jam)
Air	6.548,7424	975,5000	6,713,E+00
Total	6.548,7424	975,5000	6,713,E+00

Luas pipa masuk umpan jaket pendingin diasumsikan dengan jarak pipa sebesar 0,5

$$\begin{aligned}
 \text{Posisi pipa umpan} &= 0,5 \times \text{OD} \\
 &= 0,6 \times 102 \text{ in} \\
 &= 51,0000 \text{ in} \\
 &= 1,2954 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$Q \text{ umpan} = 6,713, \text{E}+00 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menurut *schweitzer*, kecepatan linier umpan diisyaratkan sebesar 0,6096 – 1 m/s

$$A \text{ pipa} = \frac{Q \text{ umpan}}{\text{kecepatan linier umpan}}$$

$$= \frac{6,713, E+00 \frac{m^3}{jam}}{0,61 \frac{m}{s}} \times \frac{1 jam}{3,600 s}$$

$$= 0,0030 m^2$$

$$\text{Diameter dalam pipa} = \left(\frac{4 \times A_{\text{pipa}}}{\pi} \right)^{0,5}$$

$$= \left(\frac{4 \times 0,0030 m^2}{3,14} \right)^{0,5}$$

$$= 0,0624 m$$

$$= 2,4569 in$$

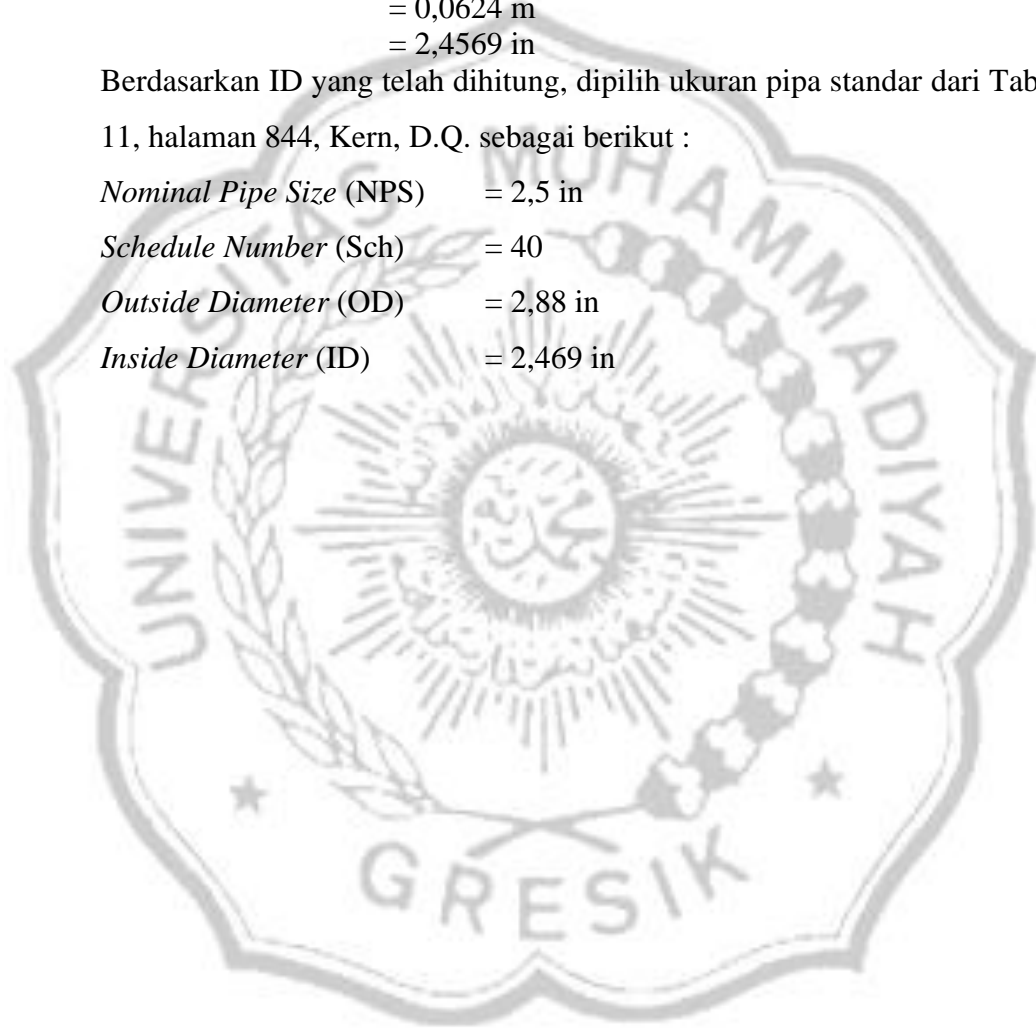
Berdasarkan ID yang telah dihitung, dipilih ukuran pipa standar dari Tabel 11, halaman 844, Kern, D.Q. sebagai berikut :

$$\text{Nominal Pipe Size (NPS)} = 2,5 in$$

$$\text{Schedule Number (Sch)} = 40$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 2,88 in$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 2,469 in$$



RESUME REAKTOR (R-01)

Kode	: R-01
Jenis	: <i>Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)</i>
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi antara asam akrilat dan metanol
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA-240 Grade M Tipe. 316</i>
Waktu tinggal	: 51,4970 menit

Kondisi Operasi

Suhu	: 80 °C
Tekanan	: 2 atm
Waktu tinggal	: 51,4790 menit
Konversi	: 80,1380 %

Dimensi Reaktor

Diameter dalam (ID)	: 2,2733 m
Diameter luar (OD)	: 2,2860 m
Tinggi <i>head</i>	: 0,4710 m
Tinggi <i>shell</i>	: 2,4772 m
Tinggi total	: 4,1562 m
Tebal <i>head</i>	: 0,3750 in
Tebal <i>shell</i>	: 0,2500 in

Pengaduk Reaktor

Jenis	: <i>Flat Blade Turbine</i>
Jumlah	: 2
Diameter pengaduk (Da)	: 0,7578 m
Panjang pengaduk (L)	: 0,5683 m
Tinggi tiang pengaduk (T)	: 1,2882 m
Lebar <i>baffle</i> (j)	: 0,1894 m
Lebar pengaduk (w)	: 0,2525 m
Jarak pengaduk (E)	: 0,9850 m
Kecepatan putar pengaduk	: 1,667 rps
Power pengaduk	: 5 HP

*Prarancangan Pabrik Metil Akrilat Dari Asam Akrilat Dan Metanol
Dengan Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*

Pendingin Reaktor

Jenis	: Jaket Pendingin
Media pendingin	: Air
Kebutuhan air	: 228,6720 ft ³ /jam
Suhu masuk	: 35 °C
Suhu keluar	: 50 °C
Tinggi jaket pendingin	: 2,4772 m
Tebal jaket pendingin	: 1/4 in
Luas transfer panas	: 91,8025 ft ²
Luas selimut reaktor	: 246,9631 ft ²

Dimensi Pipa Input dan Output

- **Dimensi Pipa Asam Akrilat Arus 3**

<i>Nominal Pipe Size (NPS)</i>	= 2,5 in
	= 0,0635 m
<i>Schedule Number (Sch)</i>	= 40
<i>Outside Diameter (OD)</i>	= 2,88 in
<i>Inside Diameter (ID)</i>	= 2,46 in

- **Dimensi Pipa Metanol Arus 4 Campuran**

<i>Nominal Pipe Size (NPS)</i>	= 2 in
	= 0,0508 m
<i>Schedule Number (Sch)</i>	= 40
<i>Outside Diameter (OD)</i>	= 2,38 in
<i>Inside Diameter (ID)</i>	= 2,07 in

- **Dimensi Pipa Katalis Asam Sulfat Arus 2**

<i>Nominal Pipe Size (NPS)</i>	= 0,33 in
	= 0,00838 m
<i>Schedule Number (Sch)</i>	= 40
<i>Outside Diameter (OD)</i>	= 0,405 in
<i>Inside Diameter (ID)</i>	= 0,269 in

- **Dimensi Pipa Recycle Arus 25**

Nominal Pipe Size (NPS) = 0,75 in
= 0,01905 m

Schedule Number (Sch) = 40

Outside Diameter (OD) = 1,25 in

Inside Diameter (ID) = 1,06 in

- **Dimensi Pipa Keluaran Arus 7**

Nominal Pipe Size (NPS) = 4 in
= 0,1016 m

Schedule Number (Sch) = 40

Outside Diameter (OD) = 4,5 in

Inside Diameter (ID) = 4,026 in

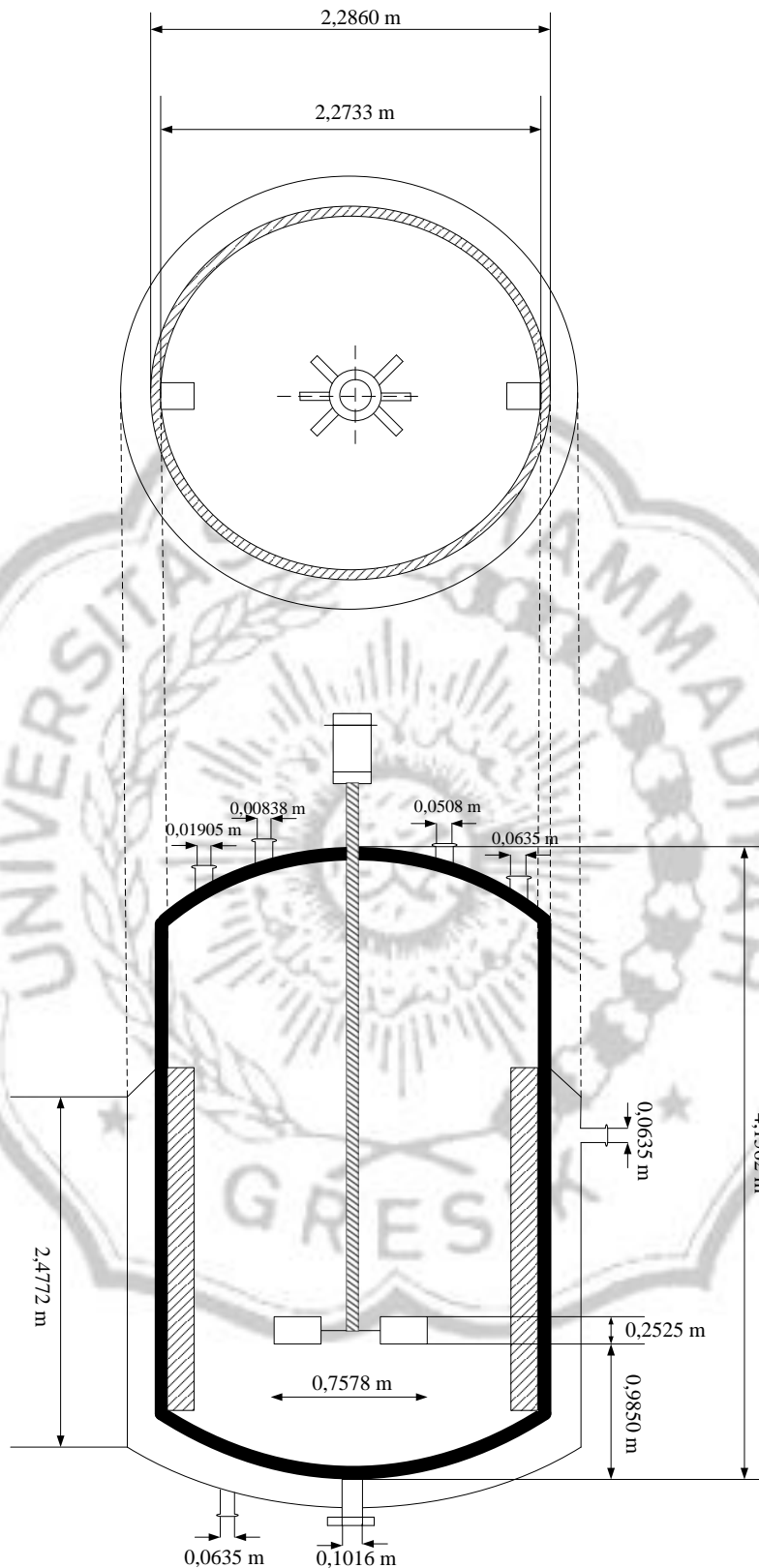
- **Dimensi Pipa Masuk Umpan Jacket Pendingin Reaktor**

Nominal Pipe Size (NPS) = 2,5 in
= 0,0635 m

Schedule Number (Sch) = 40

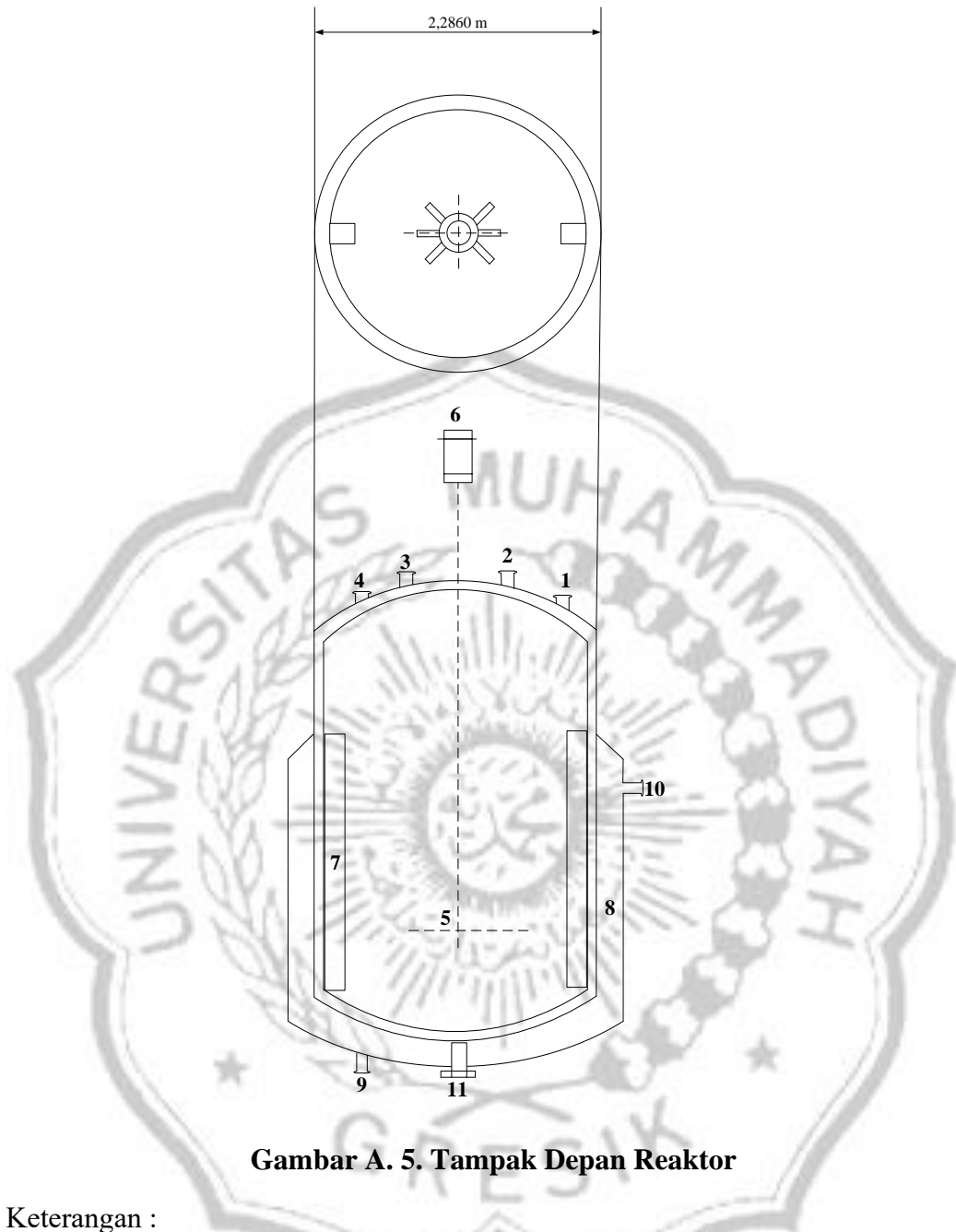
Outside Diameter (OD) = 2,88 in

Inside Diameter (ID) = 2,469 in



Gambar A. 4. Tampak Samping Reaktor

Prarancangan Pabrik Metil Akrilat Dari Asam Akrilat Dan Metanol Dengan Kapasitas 45.000 Ton/Tahun

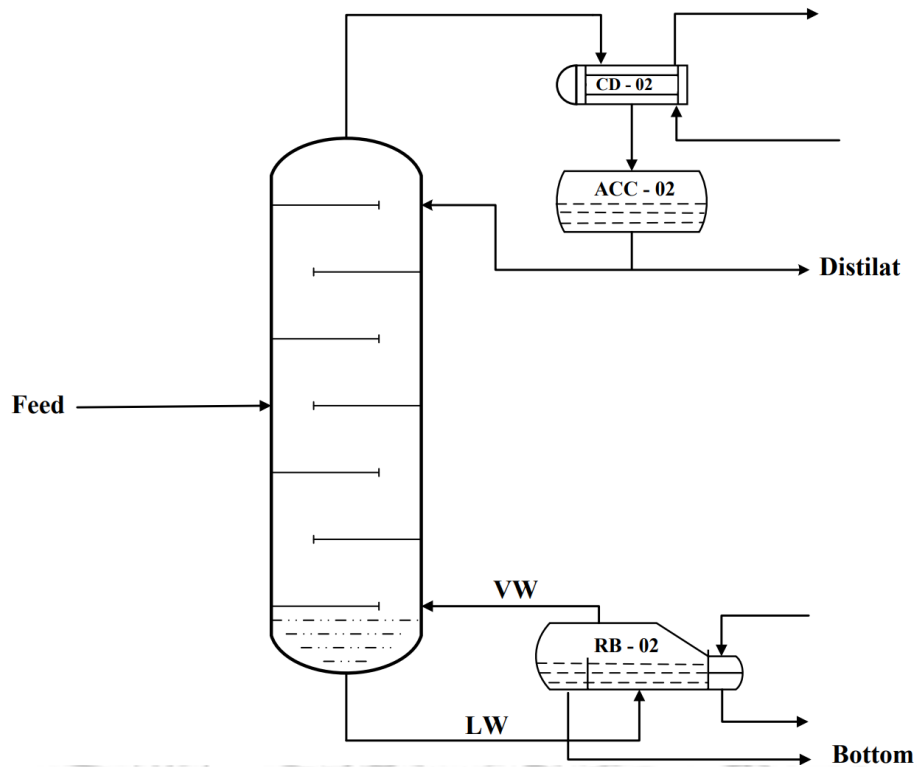


Gambar A. 5. Tampak Depan Reaktor

Keterangan :

- | | |
|---|--------------------------------------|
| 1. <i>Nozzle</i> umpan asam akrilat | 7. <i>Baffle</i> |
| 2. <i>Nozzle</i> umpan metanol | 8. Jaket pendingin |
| 3. <i>Nozzle</i> umpan katalis asam sulfat | 9. <i>Nozzle</i> umpan pendingin |
| 4. <i>Nozzle</i> umpan <i>recycle</i> EV-01 | 10. <i>Nozzle</i> keluaran pendingin |
| 5. Pengaduk | 11. <i>Nozzle</i> produk |
| 6. Motor pengaduk | |

MENARA DISTILASI (MD-02)



Gambar A. 6. Rangkaian Alat Menara Distilasi

Tugas : Memisahkan metil akrilat dari air dan sedikit metanol sebagai produk atas menara distilasi dengan kecepatan masuk umpan sebesar 7.672,6857 kg/jam

Jenis : *Sieve Tray Distillation Column*

- Asumsi :
1. Menara distilasi bekerja pada keadaan *steady*
 2. Pada setiap *plate* terjadi kestimbangan fase
 3. Aliran dalam setiap *plate* konstan molal
 4. *Koefisien* kesetimbangan fasa mengikuti persamaan $K = P^{\circ}/P_t$

Dimana, K = konstanta kesetimbangan fase uap-cair

P° = tekanan uap (mmHg)

P_t = tekanan total (mmHg)

Prarancangan Pabrik Metil Akrilat Dari Asam Akrilat Dan Metanol Dengan Kapasitas 45.000 Ton/Tahun

1. Neraca Massa

Tabel A. 16. Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	Input		Atas		Bawah	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C ₃ H ₄ O ₂	0,6674	48,0492	-	-	0,6674	48,0492
CH ₃ OH	3,3701	107,8438	2,6634	85,2273	0,7068	22,6165
C ₄ H ₆ O ₂	66,0677	5.681,8182	64,0856	5.511,3636	1,9820	170,4545
H ₂ O	76,0245	1.368,4408	4,7348	85,2273	71,2896	1.283,2136
H ₂ SO ₄	4,7605	466,5337	-	-	4,7605	466,5337
Total	150,8902	7.672,6857	71,4838	5.681,8182	79,4063	1.990,8675

2. Menentukan Kondisi Operasi

Umpan menara distilasi dalam kondisi cair. Untuk menentukan temperatur umpan maka perlu di trial temperatur *feed* pada *bubble point* tekanan 1 atm. Tekanan uap tiap komponen dihitung dengan menggunakan persamaan Antoine sebagai berikut :

$$\text{Log } P^\circ = A + \left(\frac{B}{T}\right) + C \text{ Log } T + DT + ET^2$$

(Yaws, 1999)

Dimana, A, B, C, D, E = konstanta

P^o = tekanan uap komponen (mmHg)

T = temperatur (K)

Kesetimbangan fase cair-uap dapat didekati dengan persamaan tekanan uap sebagai berikut :

Tabel A. 17. Data Vapor Pressure

Komponen	A	B	C	D	E
C ₃ H ₄ O ₂	23,0607	-3134,7	-4,8813	0,0004369	-4,9161×10 ⁻¹³
CH ₃ OH	45,6171	-3244,7	-13,988	0,0066365	-1,0507×10 ⁻¹³
C ₄ H ₆ O ₂	47,0416	-3121,8	-14,86	0,0071646	3,4547×10 ⁻¹⁴
H ₂ O	29,8905	-3152,2	-7,3037	2,4247×10 ⁻⁹	1,809×10 ⁻⁶
H ₂ SO ₄	2,0582	-4191,4	3,2578	-0,0011224	5,5371×10 ⁻⁷

Kondisi Operasi Umpan

Pada keadaan *bubble point*, $\sum y_i = \sum (K_i \times x_i) = 1$.

Dimana y_i = fraksi mol uap

$$\text{Log } P^\circ = A + \left(\frac{B}{T}\right) + C \text{ Log } T + DT + ET^2$$

K_i = nilai hubungan fase uap-cair

$$K_i = \frac{P^\circ}{P_t}$$

$$\alpha = \frac{K_i}{K_c}$$

Dengan cara *trial* T pada tekanan 1 atm hingga $\sum y_i = 1$ maka akan diperoleh temperatur *bubble point feed*. Dengan menggunakan program solver-excel maka diperoleh hasil seperti pada tabel

Tabel A. 18. Hasil *trial* untuk penentuan *bubble point feed*

Komponen	Massa Masuk			P°	K= P°/Pt	yi=Ki×xi	α
	kg/jam	kmol/jam	fraksi (xi)				
C ₃ H ₄ O ₂	48,0492	0,6674	0,0044	125,3198	0,1649	7,29×10 ⁻⁴	0,2348
CH ₃ OH	107,8438	3,3701	0,0223	1.938,4595	2,5506	0,0570	3,6325
C ₄ H ₆ O ₂	5.681,8182	66,0677	0,4379	1.021,4180	1,3440	0,5885	1,9141
H ₂ O	1.368,4408	76,0245	0,5038	533,6398	0,7022	0,3538	1,0000
H ₂ SO ₄	466,5337	4,7605	0,0315	0,0341	4,49×10 ⁻⁵	1,42×10 ⁻⁶	6,39×10 ⁻⁵
Total	7.672,6857	150,8902	1,0000			0,9999	

Tekanan umpan menara = 1 atm = 760 mmHg

T Trial umpan menara = 90,39 °C = 363,54 K

Trial temperatur digunakan metode goal seek pada program Ms. Excel, dengan menentukan nilai Yi harus = 1

Kondisi Operasi Atas

Pada kondisi *dew point*, $\sum x_i = \sum (y_i/K_i) = 1$. Dengan cara *trial* T pada tekanan 1 atm hingga $\sum x_i = 1$ maka akan diperoleh temperatur *dew point* distilat.

Prarancangan Pabrik Metil Akrilat Dari Asam Akrilat Dan Metanol Dengan Kapasitas 45.000 Ton/Tahun

Dengan menggunakan program solver-excel maka diperoleh hasil pada tabel berikut.

Tabel A. 19. Hasil trial untuk penentuan dew point distilat

Komponen	Massa			P°	K= P°/Pt	xi=yi/Ki	α
	kg/jam	kmol/jam	fraksi (yi)				
CH ₃ OH	85,2273	2,6634	0,0373	1.476,0985	1,9422	0,0192	3,7700
C ₄ H ₆ O ₂	5.511,3636	64,0856	0,8965	799,1550	1,0515	0,8526	2,0411
H ₂ O	85,2273	4,7348	0,0662	391,5410	0,5152	0,1286	1,0000
Total	5.681,8182	71,4838	1,0000			1,0003	

Tekanan distilat = 1 atm = 760 mmHg

T trial distilat = 82,42 °C = 355,57 K

Trial temperatur digunakan metode goal seek pada program Ms. Excel, dengan menentukan nilai Xi harus =1.

Kondisi Operasi Bawah

Pada keadaan *bubble point*, $\sum y_i = \sum (K_i \times x_i) = 1$. Dengan cara *trial* T pada tekanan 1 atm hingga $\sum y_i = 1$ maka akan diperoleh temperatur *bubble point bottom*. Dengan menggunakan program solver-excel maka diperoleh hasil pada tabel berikut :

Tabel A. 20. Hasil trial untuk penentuan bubble point bottom

Komponen	Massa			P°	K= P°/Pt	yi=Ki×xi	α
	kg/jam	kmol/jam	fraksi (xi)				
C ₃ H ₄ O ₂	48,0492	0,6674	0,0084	191,1803	0,2516	0,0021	0,2453
CH ₃ OH	22,6165	0,7068	0,0089	2.706,7930	3,5616	0,0317	3,4727
C ₄ H ₆ O ₂	170,4545	1,9820	0,0250	1.379,4327	1,8150	0,0453	1,7698
H ₂ O	1.283,2136	71,2896	0,8978	779,4446	1,0256	0,9208	1,0000
H ₂ SO ₄	466,5337	4,7605	0,0600	0,0766	1,01×10 ⁻⁴	6,04×10 ⁻⁶	9,82×10 ⁻⁵
Total	1.990,8675	79,4063	1,0000			0,9999	

Tekanan *bottom* = 1 atm = 760 mmHg

T *trial bottom* = 100,72 °C = 373,87 K

Trial temperatur digunakan metode goal seek pada program Ms. Excel, dengan menentukan nilai Xi harus = 1.

3. Menentukan Relatif Volatilitas Rata-rata (α_{AV})

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{top} \times \alpha_{bottom}}$$

(Coulson, 1985)

Keterangan :

α_{avg} = Volatilitas relatif rata-rata

α_{top} = Volatilitas relatif pada distilat

α_{bottom} = Volatilitas relatif pada bottom

Dengan menggunakan persamaan diatas diperoleh nilai α_{Avg} sebagai berikut:

Tabel A. 21. Nilai α_{Avg} tiap komponen

Komponen	α_{Top}	α_{Bottom}	α_{Avg}
C ₃ H ₄ O ₂	0,2267	0,2453	0,2358
CH ₃ OH	3,7700	3,4727	3,6183
C ₄ H ₆ O ₂	2,0411	1,7698	1,9006
H ₂ O	1,0000	1,0000	1,0000
H ₂ SO ₄	$4,53 \times 10^{-5}$	$9,82 \times 10^{-5}$	$6,67 \times 10^{-5}$

4. Menentukan *Light Key* Komponen dan *Heavy Key* Komponen

Adapun pemilihan komponen kunci adalah sebagai berikut :

Light Key = C₄H₆O₂

Heavy Key = H₂O

Dari persamaan Shiras dkk (treylbal, pers 9.164), *key* komponen dapat ditentukan sebagai berikut :

$$\frac{X_{J,D}D}{Z_{J,F}F} = \frac{\alpha_J - 1}{\alpha_{lk} - 1} \frac{X_{lk,D}D}{Z_{lk,F}F} + \frac{\alpha_{lk} - \alpha_J}{\alpha_{lk} - 1} \frac{X_{hk,D}D}{Z_{hk,F}F}$$

Prarancangan Pabrik Metil Akriolat Dari Asam Akriolat Dan Metanol Dengan Kapasitas 45.000 Ton/Tahun

Keterangan :

$X_{j,D}$ = Fraksi mol komponen j di distilat

$Z_{j,F}$ = Fraksi mol komponen j di umpan

α = *Relative volatility*

D = Jumlah distilat (kmol/jam)

F = Jumlah umpan (kmol/jam)

Syarat :

- Jika nilai $\frac{X_{j,D}D}{Z_{j,F}F}$ antara -0,01 dan 1,01, maka komponen akan terdistribusi ke dalam dua hasil yaitu hasil atas dan hasil bawah.
- Jika nilai $\frac{X_{j,D}D}{Z_{j,F}F} > 1,01$, maka komponen hanya terdistribusi pada hasil atas.
- Jika nilai $\frac{X_{j,D}D}{Z_{j,F}F} < -0,01$, maka komponen hanya terdistribusi pada hasil bawah.

Tabel A. 22. Penentuan distribusi komponen

Komponen	F_i kmol/jam	D_i kmol/jam	α Avg	$\frac{X_{j,D}D}{Z_{j,F}F}$	Keterangan
C ₃ H ₄ O ₂	0,6674	-	0,2358	-0,7080	Bawah
CH ₃ OH	3,3701	2,6634	3,6183	2,7014	Atas
C ₄ H ₆ O ₂	66,0677	64,0856	1,9006	0,9700	Atas Bawah
H ₂ O	76,0245	4,7348	1,0000	0,0623	Atas Bawah
H ₂ SO ₄	4,7605	-	$6,67 \times 10^{-5}$	-0,9456	Bawah
Total	150,8902	71,4838			

Kesimpulan :

Light Key Komponen = C₄H₆O₂

Heavy Key Komponen = H₂O

5. Menentukan Distribusi Non-Key Component

Dengan menggunakan *Fenske equation* oleh Hengstebeck dan Geddes :

$$\log\left(\frac{D_i}{B_i}\right) = A + C \log \alpha_i$$

Kondisi batas adalah LK dan HK :

$$D_i = \frac{F_i}{(B_i/D_i+1)} \quad B_i = \frac{F_i}{(D_i/B_i+1)}$$

	Di kmol/jam	Bi kmol/jam	α_{Avg}	Log (Di/Bi)	Log α_{Avg}
LK	64,0856	1,9820	1,9006	1,5097	0,2789
HK	4,7348	71,2896	1,0000	-1,1777	-

Dari persamaan LK :

$$1,5097 = A + 0,2789 C$$

Dari persamaan HK :

$$-1,1777 = A + 0$$

$$A = -1,1777$$

$$\text{Maka } C = \frac{1,5097+1,1777}{0,2789} = 9,6357$$

Maka didapat :

Komponen	Fi (kmol/jam)	α_{Avg}	Di/Bi	Bi	Di
C ₃ H ₄ O ₂	0,6674	0,2358	-	0,6674	-
CH ₃ OH	3,3701	3,6183	3,7684	0,7068	2,6634
C ₄ H ₆ O ₂	66,0677	1,9006	32,3333	1,9820	64,0856
H ₂ O	76,0245	1,0000	0,0664	71,2896	4,7348
H ₂ SO ₄	4,7605	6,67×10 ⁻⁵	-	4,7605	-
Total	150,8902			79,4063	71,4838

6. Menentukan Jumlah Plate Minimum

Dapat dihitung dengan menggunakan persamaan Fenske (Coulson, pers 11.58)

$$N_m = \frac{\log [(x_{LD}D/x_{HD}D)(x_{HW}W/x_{LW}W)]}{\log(\alpha_{L,Av})}$$

Keterangan :

N_m = Jumlah *plate* minimum
 X_{lk} = Fraksi mol komponen kunci ringan
 X_{hk} = Fraksi mol komponen kunci berat
 $\alpha_{lk,av}$ = Relatif volatilitas *Light key* rata-rata

Indeks :

$D = \text{Distilat}$
 $B = \text{Bottom}$

Maka,

$$N_m = \frac{\log \left[\left(\frac{0,8965 \times 71,4838}{0,0662 \times 71,4838} \right) \left(\frac{0,8978 \times 79,4063}{0,0250 \times 79,4063} \right) \right]}{\log 1,9006}$$

$$= 9,64 \text{ plate}$$

7. Reflux Minimum

Suhu yang digunakan untuk menentukan nilai-nilai α_i adalah rata-rata antara suhu atas 82,42 °C dan suhu *bottom* 100,72°C adalah (82,42+100,72)/2 atau 91,57°C. Nilai-nilai K_i dan α_i serta komposisi distilat dan umpan yang digunakan adalah sebagai berikut :

Komponen	x_{iF}	x_{iD}	$K_i (91,57^\circ\text{C})$	$\alpha_i (91,57^\circ\text{C})$	x_{iW}
$\text{C}_3\text{H}_4\text{O}_2$	0,0044	-	0,1733	0,2360	0,0084
CH_3OH	0,0223	0,0373	2,6526	3,6133	0,0089
$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$	0,4379	0,8965	1,3922	1,8965	0,0250
H_2O	0,5038	0,0662	0,7341	1,0000	0,8978
H_2SO_4	0,0315	-	$4,93 \times 10^{-5}$	$6,72 \times 10^{-5}$	0,0600
Total	1,0000	1,0000			1,0000

Dihitung menggunakan persamaan Underwood (Coulson, pers 11.61) :

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i x_{i,f}}{\alpha_i - \theta}$$

Karena *feed* yang masuk adalah *liquid* pada *boiling point*, maka $q = 1$. Substitusi persamaan menjadi :

$$0 = \sum \frac{\alpha_i x_{i,f}}{\alpha_i - \theta}$$

Untuk menghitung refluks minimum, digunakan persamaan Underwood :

$$\sum \frac{\alpha_i x_{i,D}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1$$

Untuk menghitung nilai refluks minimum dicari dengan cara trial nilai θ sampai diperoleh nilai persamaan diatas sama dengan nol.

Keterangan :

α_i = Volatilitas relatif rata-rata komponen i

θ = Konstanta Underwood

x_{iF} = Fraksi mol komponen i dalam *feed*

x_{iD} = Fraksi mol komponen i dalam distilat

R_m = Refluks minimum

R = Refluks

Nilai θ ditrial hingga $\sum \frac{\alpha_i x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 0$. Nilai θ harus berada di antara nilai volatilitas relatif komponen LK dan HK. Dengan menggunakan program solver-excel maka diperoleh hasil sebagai berikut :

Trial dan error θ diperoleh = 1,3337

Tabel A. 23. Hasil trial nilai θ

Komponen	α_i	$X_{i,F}$	$\alpha_i \times X_{i,F}$	$\frac{\alpha_i x_{i,f}}{\alpha_i - \theta}$
C ₃ H ₄ O ₂	0,2360	0,0044	0,0010	-9,51×10 ⁻⁴
CH ₃ OH	3,6133	0,0223	0,0807	0,0354
C ₄ H ₆ O ₂	1,8965	0,4379	0,8304	1,4755
H ₂ O	1,0000	0,5038	0,5038	-1,5099
H ₂ SO ₄	6,72×10 ⁻⁵	0,0315	2,12×10 ⁻⁶	-1,59×10 ⁻⁶
Total		1,0000		0,0000

Tabel A. 24. Hasil perhitungan R_{min}

Komponen	α_i	$X_{i,D}$	$\alpha_i \times X_{i,D}$	$\frac{\alpha_i X_{i,D}}{\alpha_i - \theta}$
CH ₃ OH	3,6133	0,0373	0,1346	0,0591
C ₄ H ₆ O ₂	1,8965	0,8965	1,7002	3,0210
H ₂ O	1,0000	0,0662	0,0662	-0,1985
Total		1,0000		2,8816

Maka :

$$\sum \frac{\alpha_i X_{i,D}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1$$

$$2,8816 = R_m + 1$$

$$R_m = 1,8816$$

8. Reflux Operasi (R)

Reflux ratio operasi untuk pendingin air berkisar antara 1,2 sampai 1,5 dikali

R_{min} Berdasarkan Geankoplis, 1993

Dipilih = 1,5

$$\begin{aligned} \text{Reflux Operasi} &= 1,5 \times R_{min} \\ &= 1,5 \times 1,8816 \\ &= 2,8224 \end{aligned}$$

9. Jumlah Plate Teoritis

$$\frac{R_{op}}{R_{op} + 1} = \frac{2,8224}{2,8224 + 1} = 0,7384$$

$$\frac{R_m}{R_m + 1} = \frac{1,8816}{1,8816 + 1} = 0,6530$$

Dari grafik *figure 11.7-3* diperoleh :

$$\frac{N_m}{N} = 0,61$$

$$N_m = 9,64 \text{ plate}$$

$$N = 15,80 \text{ stage termasuk reboiler}$$

$$= 15,80 - 1 = 14,80 \text{ plate}$$

Tabel A. 25. Data Viskositas

Komponen	A	B	C	D
C ₃ H ₄ O ₂	-15,9215	2.440,80	0,0344	-2,77×10 ⁻⁵
CH ₃ OH	-9,0562	1.250,00	0,0224	-2,35×10 ⁻⁵
C ₄ H ₆ O ₂	-12,1755	1.685,90	0,0286	-2,32×10 ⁻⁵
H ₂ O	-10,2158	1.790,00	0,0177	-1,26×10 ⁻⁵
H ₂ SO ₄	-18,7045	3.396,20	0,0331	-1,70×10 ⁻⁵

10. Menghitung Efisiensi

Efisiensi dapat dihitung menggunakan persamaan empiris O'Connell :

$$E_0 = 51 - 32,5 \cdot \log(\mu_{avg} \cdot \alpha_{Lk avg})$$

Keterangan :

E_0 = efisiensi total (%)

μ_{avg} = viskositas mol cairan (mNs/m²)

$\alpha_{Lk avg}$ = volatilitas relatif rata-rata *light key*

Maka perhitungan efisiensi :

$$\begin{aligned} E_0 &= 51 - 32,5 \cdot \log(0,57 \text{ mNs/m}^2 \cdot 1,9006) \\ &= 49,92 \% \end{aligned}$$

11. Jumlah Real Stage

$$E = N_i/N$$

$$N = N_i/E$$

$$= \frac{15,80 - 1}{0,4992} = 29,64 \approx 30$$

Jadi, jumlah real stage pada MD-02 adalah 30 *stage*

12. Letak Plate Umpan

Dihitung menggunakan persamaan Kirk Bridge, Towler, G, Ray Sinnott, *Chemical Engineering Design*, Elsevier, San Diego, 2008, hal 676

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0,206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_{f,hk}}{x_{f,lk}} \right) \left(\frac{x_{B,lk}}{x_{D,hk}} \right)^2 \right]$$

Keterangan:

B = Kecepatan mol *bottom* (kmol/jam)

D = Kecepatan mol *distilat* (kmol/jam)

N_r = Jumlah *stage* pada seksi *rectifying*

N_s = Jumlah *stage* pada seksi *stripping*

Indeks :

B = *Bottom*

D = *Distilat*

F = *Feed*

hk = *Heavy Key*

lk = *Light Key*

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0,206 \log \left[\left(\frac{79,4063}{71,4838} \right) \left(\frac{0,5038}{0,4379} \right) \left(\frac{0,0250}{0,0662} \right)^2 \right]$$
$$= -0,1527$$

$$\frac{N_r}{N_s} = 10^{-0,1527} = 0,7036$$

$$N = 30 \text{ stage}$$

Maka :

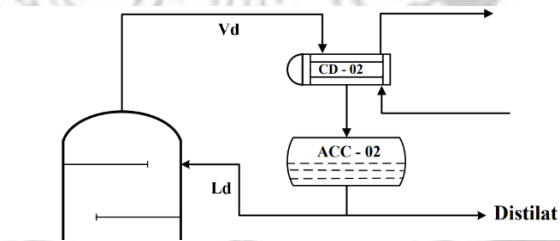
$$N_s = \frac{30}{1+0,7036} = 17,40 \text{ dikatakan } 18$$

$$N_r = N - N_s = 30 - 18 = 12$$

Artinya, umpan masuk berada pada *stage* 12 dari atas atau pada *stage* 18 dari bawah.

13. Menghitung Massa Mol Cairan dan Gas

a. Bagian atas



Gambar A. 7. Diagram bagian atas Menara Distilasi 02

$$R = 2,8224$$

$$D = 71,4838 \text{ kmol/jam}$$

Maka :

$$L_d = R \times D$$

$$= 2,8224 \times 71,4838 \text{ kmol/jam}$$

$$= 201,7549 \text{ kmol/jam}$$

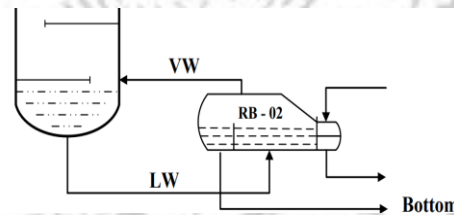
Prarancangan Pabrik Metil Akrilat Dari Asam Akrilat Dan Metanol Dengan Kapasitas 45.000 Ton/Tahun

$$\begin{aligned}
 V_d &= L_d + D \\
 &= 201,7549 \text{ kmol/jam} + 71,4838 \text{ kmol/jam} \\
 &= 273,2387 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel A. 26. Neraca Massa Bagian Atas

Komponen	BM (kg/kmol)	Fraksi (xi)	D		Ld		Vd	
			kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
CH ₃ OH	32	0,0373	2,6634	85,2273	7,5170	240,5442	10,1804	325,7714
C ₄ H ₆ O ₂	86	0,8965	64,0856	5.511,3636	180,8743	15.555,1892	244,9599	21.066,5528
H ₂ O	18	0,0662	4,7348	85,2273	13,3636	240,5442	18,0984	325,7714
Total		1,0000	71,4838	5.681,8182	201,7549	16.036,2775	273,2387	21.718,0957

b. Bagian bawah



Gambar A. 8. Diagram bagian bawah Menara Distilasi 02

Diketahui :

$$W = 79,4063 \text{ kmol/jam}$$

Asumsi :

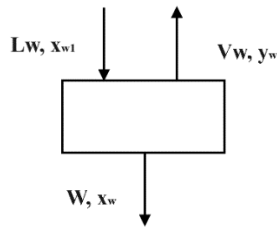
$$V_d = V_w$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 L_w &= W + V_w \\
 &= 79,4063 \text{ kmol/jam} + 273,2387 \text{ kmol/jam} \\
 &= 352,6450 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_w &= L_w - W \\
 &= 352,6450 \text{ kmol/jam} - 79,4063 \text{ kmol/jam} \\
 &= 273,2387 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Fraksi mol *liquid* bagian bawah (L_w) disajikan dengan gambar berikut :



Gambar A. 9. Neraca Massa pada *Bottom*

Sedangkan fraksi mol yang telah diketahui yakni x_w dan y_w berikut nilainya:

Tabel A. 27. Fraksi mol pada bagian *Bottom*

komponen	x_w	y_w
$C_3H_4O_2$	0,0084	0,0021
CH_3OH	0,0089	0,0317
$C_4H_6O_2$	0,0250	0,0453
H_2O	0,8978	0,9208
H_2SO_4	0,0600	$6,04 \times 10^{-6}$
Total	1,0000	1,000

Fraksi mol (x_{w1}) pada fase cair (L_w) dihitung dengan persamaan berikut :

$$\begin{aligned}
 y_w &= \frac{L_w}{V_w} (x_{w1}) - \frac{W}{V_w} (x_w) \\
 0,0021 &= \frac{352,6450}{273,2387} (x_{w1}) - \frac{79,4063}{273,2387} (0,0084) \\
 0,0021 &= 1,2906 (x_{w1}) - 0,2906 (0,0084) \\
 x_{w1} &= 0,0035
 \end{aligned}$$

Melalui perhitungan sebelumnya diperoleh hasil mol masing-masing komponen *liquid* pada bagian bawah sebagai berikut:

Tabel A. 28. Hasil Fraksi mol komponen *liquid* (Lw)

komponen	x_{w1}
C ₃ H ₄ O ₂	0,0035
CH ₃ OH	0,0266
C ₄ H ₆ O ₂	0,0407
H ₂ O	0,9156
H ₂ SO ₄	0,0135
Total	0,9999

Setelah diperoleh massa mol total *liquid* (Lw) dan *vapor* serta masing-masing fraksi mol, hasil tersebut akan dikalikan dengan fraksi mol masing-masing komponen pada *bottom* (W).

Tabel A. 29. Neraca Massa Bagian Bawah

komponen	BM (kg/kmol)	W		Vw		Lw	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C ₃ H ₄ O ₂	72	0,6674	48,0492	0,5777	41,5913	1,2450	89,6405
CH ₃ OH	32	0,7068	22,6165	8,6617	277,1748	9,3685	299,7913
C ₄ H ₆ O ₂	86	1,9820	170,4545	12,3790	1.064,5904	14,3610	1.235,0449
H ₂ O	18	71,2896	1.283,2136	251,5852	4.528,5338	322,8749	5.811,7474
H ₂ SO ₄	98	4,7605	466,5337	0,0017	0,1617	4,7622	466,6954
Total		79,4063	1.990,8675	273,2052	5.912,0521	352,6115	7.902,9196

Tabel A. 30. Data Rapat Massa

komponen	A	B	n	Tc
C ₃ H ₄ O ₂	0,34645	0,25822	0,30701	615
CH ₃ OH	0,27197	0,27192	0,2331	512,58
C ₄ H ₆ O ₂	0,32153	0,25534	0,28571	536
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13
H ₂ SO ₄	0,42169	0,19356	0,2857	925

- *Densitas cair*

$$\rho = AB^{-1}\left(\frac{T}{T_c}\right)^n$$

Keterangan :

ρ = *densitas* (kg/m³)

T = suhu operasi (K)

- *Massa Molekul Campuran*

$$M_{wv} = \frac{\text{kecepatan massa uap total}}{\text{kecepatan mol uap total}}$$

- *Densitas gas*

$$\rho = \frac{M_{wv} \times P_t}{R \times T}$$

Keterangan :

M_{wv} = massa molekul uap (kg/kmol)

P_t = tekanan operasi (bar)

R = konstanta gas ideal (0,0821 m³.bar/kmol.K)

Tabel A. 31. Data Surface Tension

komponen	A	T _c	n
C ₃ H ₄ O ₂	65,495	615	1,2549
CH ₃ OH	68,329	512,58	1,2222
C ₄ H ₆ O ₂	58,83	536	1,092
H ₂ O	132,674	647,13	0,955
H ₂ SO ₄	99,899	925	1,2222

$$\sigma = A\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Keterangan :

σ = *surface tension* (dynes/cm)

T = suhu (K)

14. Diameter Column

a. FLV (*Flow Liquid Factor*)

$$FLV = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$$

Keterangan :

- L = massa *liquid* (kg/s)
V = massa *vapor* (kg/s)
 ρ = massa jenis *liquid* atau *vapor* (kg/m³)

Diketahui :

L (<i>top</i>)	= 16.036,2775 kg/jam	= 4,4545 kg/s
V (<i>top</i>)	= 21.718,0957 kg/jam	= 6,0328 kg/s
L (<i>bottom</i>)	= 7.902,9196 kg/jam	= 2,1953 kg/s
V (<i>bottom</i>)	= 5.912,0521 kg/jam	= 1,6422 kg/s
ρ <i>liquid</i> (<i>top</i>)	= 874,9941 kg/m ³	
ρ <i>vapor</i> (<i>top</i>)	= 2,7500 kg/m ³	
ρ <i>liquid</i> (<i>bottom</i>)	= 1.050,4459 kg/m ³	
ρ <i>vapor</i> (<i>bottom</i>)	= 0,7121 kg/m ³	

Jadi perhitungan *Flow liquid Factor* (FLV) untuk bagian atas dan bawah sebagai berikut :

$$FLV_{top} = \frac{4,4545 \text{ kg/s}}{6,0328 \text{ kg/s}} \sqrt{\frac{2,7500 \text{ kg/m}^3}{874,9941 \text{ kg/m}^3}}$$
$$= 0,04$$

$$FLV_{bottom} = \frac{2,1953 \text{ kg/s}}{1,6422 \text{ kg/s}} \sqrt{\frac{0,7121 \text{ kg/m}^3}{1.050,4459 \text{ kg/m}^3}}$$
$$= 0,03$$

Nilai FLV yang telah diperoleh digunakan untuk mencari nilai K_1 . Nilai K_1 dapat dilihat melalui *figure* 11.27 buku Coulson dengan memilih jarak *plate* 0,25 meter, sehingga didapatkan nilai K_1 sebesar sebagai berikut :

$$K_1_{top} = 0,062$$

$$K_1_{bottom} = 0,065$$

b. Correction for surface tension

$$\sigma_{top} = 23,7958 \text{ dynes/cm} = 0,0238 \text{ N/m}$$

$$\sigma_{bottom} = 53,5135 \text{ dynes/cm} = 0,0535 \text{ N/m}$$

Koreksi *surface tension* (σ) dengan cara mengalikan K1 dengan $(\frac{\sigma}{0,02})^{0,2}$

$$\begin{aligned} K1_{top} &= K1 \left(\frac{\sigma}{0,02}\right)^{0,2} \\ &= 0,062 \left(\frac{0,0238}{0,02}\right)^{0,2} \\ &= 0,0642 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} K1_{bottom} &= K1 \left(\frac{\sigma}{0,02}\right)^{0,2} \\ &= 0,065 \left(\frac{0,0535}{0,02}\right)^{0,2} \\ &= 0,0791 \end{aligned}$$

Flooding Vapor Velocity (U_f)

$$U_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$\begin{aligned} U_{f\ top} &= 0,0642 \sqrt{\frac{874,9941 \text{ kg/m}^3 - 2,7500 \text{ kg/m}^3}{2,7500 \text{ kg/m}^3}} \\ &= 1,1432 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_{f\ bottom} &= 0,0791 \sqrt{\frac{1.050,4459 \text{ kg/m}^3 - 0,7121 \text{ kg/m}^3}{0,7121 \text{ kg/m}^3}} \\ &= 3,0386 \text{ m/s} \end{aligned}$$

c. Design percent flooding

Persen *flooding* dirancang 85%, sehingga nilai U_v

$$U_v = U_f \times \text{flooding\%}$$

$$\begin{aligned} U_{v\ top} &= 1,1432 \text{ m/s} \times 0,85 \\ &= 0,9718 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_{v\ bottom} &= 3,0386 \text{ m/s} \times 0,85 \\ &= 2,5828 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Maximum volumetric flowrate (Q_v)

$$Q_v = \frac{V}{\rho_v}$$

$$Q_{v\ top} = \frac{6,0328 \text{ kg/s}}{2,7500 \text{ kg/m}^3}$$

$$\begin{aligned}
 &= 2,1937 \text{ m}^3/\text{s} \\
 Q_v \text{ bottom} &= \frac{1,6422 \text{ kg/s}}{0,7121 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 2,3063 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

e. *Net area* (A_n) yang diperlukan

$$\begin{aligned}
 \text{Net area } (A_n) &= \frac{Q_v}{U_v} \\
 \text{Top} &= \frac{2,1937 \text{ m}^3/\text{s}}{0,9718 \text{ m/s}} \\
 &= 2,2575 \text{ m}^2 \\
 \text{Bottom} &= \frac{2,3063 \text{ m}^3/\text{s}}{2,5828 \text{ m/s}} \\
 &= 0,8929 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

f. *Column cross area* (A_t)

Sebagai uji coba pertama, ambil *area downcomer* sebesar 15% dari total.
Maka $100\% - 15\% = 85\%$ (0,85)

$$\begin{aligned}
 A_t &= \frac{\text{Net Area } (A_n)}{\% \text{ downcomer area}} \\
 \text{Top} &= \frac{2,2575 \text{ m}^2}{0,85} \\
 &= 2,6559 \text{ m}^2 \\
 \text{Bottom} &= \frac{0,8929 \text{ m}^2}{0,85} \\
 &= 1,0505 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

g. *Diameter column* (D_c)

$$\begin{aligned}
 D_c &= \sqrt{\frac{4 \times \text{Column Cross Area}}{\pi}} \\
 \text{Top} &= \sqrt{\frac{4 \times 2,6559 \text{ m}^2}{3,14}} \\
 &= 1,8394 \text{ m} \\
 \text{Bottom} &= \sqrt{\frac{4 \times 1,0505 \text{ m}^2}{3,14}} \\
 &= 1,1568 \text{ m}
 \end{aligned}$$

15. Plate Design

Diambil diameter bawah dikarenakan diameter yang paling besar

$$D_c = 1,8394 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Column area (A}_c) &= \frac{\pi \times D_c^2}{4} \\ &= \frac{3,14 \times (1,8394 \text{ m})^2}{4} \\ &= 2,6559 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Downcomer area (A}_d) &= A_c \times \% \text{ downcomer area} \\ &= 2,6559 \text{ m}^2 \times 0,15 \\ &= 0,3984 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Net area (A}_n) &= A_c - A_d \\ &= 2,6559 \text{ m}^2 - 0,3984 \text{ m}^2 \\ &= 2,2575 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Active area (A}_a) &= A_c - 2(A_d) \\ &= 2,6559 \text{ m}^2 - 2(0,3984 \text{ m}^2) \\ &= 1,8591 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Hole area (A_h)

Luas lubang diambil dari 5% (A_a) sebagai percobaan pertama = 0,0930 m²

$$\begin{aligned} \frac{A_d}{A_c} &= \frac{0,3984 \text{ m}^2}{2,6559 \text{ m}^2} \\ &= 0,15 \end{aligned}$$

Hubungan antara daerah *downcomer* dan panjang *weir* (l_w/D_c) dapat ditentukan dengan melihat grafik yang terdapat di buku Coulson *figure* 11.31. Melalui hal tersebut diperoleh nilai panjang *weir* = 0,80.

$$\begin{aligned} l_w &= D_c (l_w/D_c) \\ &= 1,8394 \text{ m} (0,80) \\ &= 1,4715 \text{ m} \end{aligned}$$

Perancangan dipilih beberapa besaran sebagai berikut :

$$\text{Weir height (h}_w) = 40 \text{ mm}$$

$$\text{Hole diameter (d}_h) = 5 \text{ mm}$$

$$\text{Plate thickness} = 3 \text{ mm (bahan yang digunakan adalah stainless steel)}$$

16. Check Weeping

$$\text{Maximum liquid rate} = 16.036,2775 \text{ kg/jam} = 4,4545 \text{ kg/s}$$

$$\text{Minimum liquid rate} = 7.902,9196 \text{ kg/jam} = 2,1953 \text{ kg/s}$$

Ketinggian puncak cairan diatas *weir* dapat diperkirakan dengan menggunakan rumus *Francis weir*. Untuk *downcomer* segmental ini dapat ditulis sebagai:

$$\text{How} = 750 \left[\frac{L_w}{\rho_L l_w} \right]^{2/3}$$

Keterangan :

How = puncak *weir* (mm liquid)

Lw = laju alir massa cairan (kg/s)

lw = panjang *weir* (m)

Jadi untuk minimal dan maksimal puncak *weir* adalah :

$$\begin{aligned} \text{Max how} &= 750 \left[\frac{4,4545 \text{ kg/s}}{1,050,4459 \text{ kg/m}^3 \times 1,4715 \text{ m}} \right]^{2/3} \\ &= 15,1882 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Min how} &= 750 \left[\frac{2,1953 \text{ kg/s}}{1,050,4459 \text{ kg/m}^3 \times 1,4715 \text{ m}} \right]^{2/3} \\ &= 9,4761 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Pada kecepatan min} &= \text{hw} + \text{min how} \\ &= 40 \text{ mm} + 9,4761 \text{ mm} \\ &= 49,4761 \text{ mm} \end{aligned}$$

Berdasarkan *figure* 11.30 buku Coulson, diperoleh harga $K_2 = 29,9$

$$U_h = \frac{K_2 - 0,90(25,4 - dh)}{\rho_v^{1/2}}$$

Keterangan :

Uh = vapor velocity through the holes (m/s)

dh = hole diameter (mm)

K2 = konstanta dari *figure* 11.30

Nilai vapor velocity through the holes (Uh) :

$$\begin{aligned} U_h &= \frac{29,9 - 0,90(25,4 - 5 \text{ mm})}{2,7500 \text{ kg/m}^3^{1/2}} \\ &= 18,8285 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\text{Actual minimum vapor velocity} = \frac{\text{max volumetric rate} \times \% \text{percent turndown}}{A_h}$$

$$= \frac{2,3063 \text{ m}^3/\text{s} \times 0,85}{0,0930 \text{ m}^3}$$

$$= 21,0891 \text{ m/s}$$

Jadi *actual minimum vapor velocity* > U_h artinya tidak terjadi *weeping*

17. Plate Pressure Drop

Dry pressure drop

Maximum vapor velocity through hole

$$U_h = \frac{\text{max volumetric rate}}{A_h}$$

$$= \frac{2,3063 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0930 \text{ m}^2}$$

$$= 24,8107 \text{ m/s}$$

Dari *figure 11.34* buku Coulson, untuk *plate thickness/hole diameter* = 0,6.

Maka nilai $C_0 = 0,74$

$$h_d = 51 \left[\frac{U_h}{C_0} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

$$= 51 \left[\frac{24,8107 \text{ m/s}}{0,74} \right]^2 \frac{0,7121 \text{ kg/m}^3}{1.050,4459 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 38,8624 \text{ mm liquid}$$

$$h_r = \frac{1,25 \times 10^3}{\rho_L}$$

$$= \frac{1,25 \times 10^3}{1.050,4459 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 11,8997 \text{ mm liquid}$$

$$h_{\text{total}} = (h_w + \text{min } h_{ow}) + h_d + h_r$$

$$= 49,4761 \text{ mm} + 38,8624 \text{ mm} + 11,8997 \text{ mm}$$

$$= 100,2382 \text{ mm liquid}$$

Plate pressure drop :

$$\Delta P_t = 9,81 \times 10^{-3} h_t \rho_L$$

$$= 9,81 \times 10^{-3} \times 100,2382 \text{ mm} \times 1.050,4459 \text{ kg/m}^3$$

$$= 1.032,9425 \text{ pa(N/m}^2) = 0,0102 \text{ atm/plate}$$

Keterangan :

h_d = *dry plate drop (mm liquid)*

h_r = *residual head (mm liquid)*

h_t = *total plate pressure drop (mm liquid)*

ΔP_t = pressure drop per plate (pa)

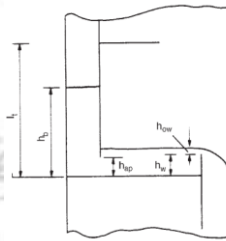
Pressure drop atas dan bawah :

Pressure drop = $\Delta P_t \times \text{Number of stage}$

Pressure drop atas = $0,0102 \text{ atm} \times 12$
= 0,12 atm

Pressure drop bawah = $0,0102 \text{ atm} \times 18$
= 0,18 atm

18. Downcomer Liquid Back Up



Gambar A. 10. Downcomer back-up

$$\begin{aligned} H_{ap} &= h_w - 5 \\ &= 40 \text{ mm} - 5 \\ &= 35 \text{ mm} = 0,035 \text{ m} \\ \text{Area under apron} &= H_{ap} \times l_w \\ &= 0,035 \text{ m} \times 1,4715 \text{ m} \\ &= 0,0515 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{dc} &= 166 \left[\frac{L_{wd}}{\rho_L A_{ap}} \right]^2 \\ &= 166 \left[\frac{2,1953 \text{ kg/s}}{1,050,4459 \text{ kg/m}^3 \times 0,0515 \text{ m}^2} \right]^2 \\ &= 0,2733 \text{ mm} \end{aligned}$$

Backup in downcomer

$$\begin{aligned} h_b &= (h_w + \min h_{ow}) + h_t + h_{dc} \\ &= 49,4761 \text{ mm} + 100,2382 \text{ mm} + 0,2733 \text{ mm} \\ &= 149,9877 \text{ mm} = 0,1500 \text{ m} \end{aligned}$$

Plate spacing diterima jika h_b tidak lebih besar dari $\frac{1}{2}$ (plate spacing + h_w)

$$0,1500 \text{ m} < \frac{1}{2} (0,3 \text{ m} + 0,040 \text{ m})$$

$$0,1500 \text{ m} < 0,1700 \text{ m} \text{ (Plate diterima)}$$

19. Waktu Tinggal

$$\begin{aligned}t_r &= \frac{A_d h_b \rho L}{L_{wd}} \\&= \frac{0,3984 \text{ m}^2 \times 0,15000 \text{ m} \times 1.050,4459 \text{ kg/m}^3}{2,1953 \text{ kg/s}} \\&= 28,59 \text{ s} > 3 \text{ s}\end{aligned}$$

20. Perforated Area

Data yang diketahui :

$$(A_d/A_c)100\% = 15\%$$

Diperoleh rasio l_w/D_c dibuku Coulson *figure* 11.31 :

$$l_w/D_c = 0,8$$

Melalui rasio l_w/D_c didapatkan data θ_c pada *figure* 11.32 :

$$\theta_c = 108^\circ$$

$$\text{Sudut yang dibatasi oleh tepi plate} = 180^\circ - 108^\circ = 72^\circ$$

$$\begin{aligned}\text{Panjang rata-rata, strip tepi tidak berlubang} &= \frac{(D_c - h_w)\pi \times \theta}{180^\circ} \\&= \frac{(1,8394 \text{ m} - 0,040 \text{ m})3,14 \times 72^\circ}{180^\circ} \\&= 2,2600 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Area strip tepi yang tidak berlubang} &= h_w \times \text{panjang rata-rata} \\&= 0,040 \text{ m} \times 2,2600 \text{ m} \\&= 0,0904 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Area of calming zone} &= 2(h_w \times l_w) \\&= 2(0,040 \text{ m} \times 1,4715 \text{ m}) \\&= 0,1177 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total area untuk performasi (A_p)} &= 1,8591 \text{ m}^2 - 0,1177 \text{ m}^2 - 0,0904 \text{ m}^2 \\&= 1,6510 \text{ m}^2\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}A_h/A_p &= \frac{0,0930 \text{ m}^2}{1,6510 \text{ m}^2} \\&= 0,0563\end{aligned}$$

Melalui *figure* 11.33 $l_p/d_h = 3,4$; *satisfactory, within 2,5 to 4,0.*

21. Number Of Hole

$$\begin{aligned} \text{Hole area (Ah)} &= 0,0930 \text{ m}^2 \\ \text{Area of one hole} &= \frac{\pi}{4} d_h^2 \\ &= \frac{3,14}{4} (0,005 \text{ m})^2 = 1,9625 \times 10^{-5} \\ \text{Number of hole} &= \frac{Ah}{\text{area of one hole}} \\ &= \frac{0,0930 \text{ m}^2}{1,9625 \times 10^{-5}} = 4.736,61 \end{aligned}$$

22. Plate Spesification

$$\begin{aligned} \text{Jumlah plate} &= 29 \text{ plate} \\ \text{Plate ID} &= 1,8394 \text{ m} \\ \text{Hole size} &= 5 \text{ mm} \\ \text{Hole pitch} &= \text{hole size} \times (\text{lp/dh}) = 5 \text{ mm} \times 3,4 = 17 \text{ mm} \\ \text{Number of hole} &= 4.736,61 \text{ buah} \\ \text{Turndown} &= 0,85 \\ \text{Bahan plate} &= \text{stainless steel} \\ \text{Bahan downcomer} &= \text{stainless steel} \\ \text{Plate spacing} &= 0,3 \text{ m} \\ \text{Plate pressure drop} &= 100,2382 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Penggunaan *stainless steel* dipilih sebagai bahan *plate* dan *downcomer* dengan alasan :

1. Memiliki *allowable stress* yang besar
2. Lebih tahan terhadap korosif

23. Tebal Shell

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= 1 \text{ atm} \\ P \text{ design} &= P \text{ operasi} + (P \text{ operasi} \times 10 \%) \\ &= 1 \text{ atm} + 0,1 \text{ atm} \\ &= 1,1 \text{ atm} = 16,1656 \text{ psi} \end{aligned}$$

Digunakan bahan *Stainlees Steel* SA 240 tipe 316 (brownell & young, 1959 halaman 342) dengan spesifikasi berikut :

$$\text{Allowable stress (f)} = 18.750 \text{ psi}$$

Prarancangan Pabrik Metil Akrilat Dari Asam Akrilat Dan Metanol Dengan Kapasitas 45.000 Ton/Tahun

$$\text{Effisiensi sambungan (e)} = 0,8$$

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

Ukuran MD-02 :

$$\text{ID kolom} = 1,8394 \text{ m} = 72,4161 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari} = 0,9197 \text{ m} = 36,2080 \text{ in}$$

Tebal *shell* :

$$t_s = \frac{P \times R_i}{f \times E - 0,6 \times P} + C$$

$$= \frac{16,1656 \text{ psi} \times 36,2080 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 16,1656 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1640 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih tebal standar} = 0,1875 \text{ in} = 0,00476 \text{ m}$$

Outside diameter :

$$\text{OD} = \text{ID shell} + 2 \times t_s$$

$$= 72,4161 \text{ in} + (2 \times 0,1875 \text{ in})$$

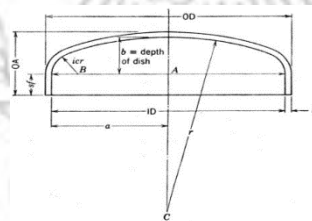
$$= 72,7911 \text{ in} = 1,8489 \text{ m}$$

$$\text{OD standar yang dipilih} = 78 \text{ in} = 1,98 \text{ m}$$

24. *Head dan Bottom*

Tipe = *Torispherical Flanged and Dished Head*

Bahan = *Stainless Steel SA*



Gambar A. 11. *Torispherical Flanged and Dished Head* (Brownell and Young,1959)

Tebal head :

$$t_h = \frac{P \times R_i}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + C$$

$$= \frac{16,1656 \text{ psi} \times 36,2080 \text{ in}}{2 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,2 \times 16,1656 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1445 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih tebal standar head} = 0,1875 \text{ in}$$

Menghitung tinggi *head* dan *bottom* :

$$Sf = 1 \frac{1}{2} - 2 \text{ in} = 1 \frac{1}{2} \text{ in}$$

$$icr = 4,75 \text{ in}$$

$$r = 78 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{72,4161 \text{ in}}{2} = 36,2080 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 36,2080 \text{ in} - 4,75 \text{ in} = 31,4580 \text{ in}$$

$$Bc = r - icr = 78 \text{ in} - 4,75 \text{ in} = 73,2500 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{73,2500^2 \text{ in} - 31,4580^2 \text{ in}} \\ &= 66,1510 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= 78 \text{ in} - 66,1510 \text{ in} \\ &= 11,8490 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AO &= th + sf + b \\ &= 0,1875 \text{ in} + 1 \frac{1}{2} \text{ in} + 11,8490 \text{ in} \\ &= 13,5365 \text{ in} \\ &= 0,3438 \text{ m} \end{aligned}$$

25. Tinggi Menara Distilasi (MD-02)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi shell} &= \text{plate spacing} \times \text{jumlah plate} \\ &= 0,3 \text{ m} \times 29 \text{ plate} \\ &= 8,59 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Ruang kosong atas} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Ruang kosong bawah} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi head} = 0,3438 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi bottom} = 0,3438 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total} = 11,2796 \text{ m}$$

26. Pipa Pemasukkan dan keluar

a. Pipa masuk

T_{input}	$= 90,39 \text{ }^\circ\text{C}$	$= 363,54 \text{ K}$
P_{input}	$= 1 \text{ atm}$	
$Flowrate$	$= 7.672,6857 \text{ kg/jam}$	$= 2,1313 \text{ kg/s}$
Densitas	$= 906,2329 \text{ kg/m}^3$	

Diameter optimum pipa masuk dapat ditentukan menggunakan persamaan dari buku coulson :

$$\begin{aligned} Di &= 226 \times G^{0,5} \times \rho^{-0,35} \\ &= 226 \times 2,1313^{0,5} \text{ kg/s} \times 906,2329^{-0,35} \text{ kg/m}^3 \\ &= 30,4367 \text{ mm} \quad = 1,1983 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih ukuran pipa standar dari appendix buku kern :

ID	$= 1,38 \text{ in}$	$= 0,0351 \text{ m}$
OD	$= 1,66 \text{ in}$	$= 0,0422 \text{ m}$
Nominal <i>Pipe Size</i> (IPS)	$= 1,25 \text{ in}$	$= 0,0318 \text{ m}$
$Flowarea$	$= 1,5 \text{ in}^2$	

b. Pipa hasil atas menuju kondensor

T_{output}	$= 82,42 \text{ }^\circ\text{C}$	$= 355,57 \text{ K}$
P_{output}	$= 1 \text{ atm}$	
$Flowrate$	$= 21.718,0957 \text{ kg/jam}$	$= 6,0328 \text{ kg/s}$
Densitas	$= 872,9419 \text{ kg/m}^3$	

Diameter optimum pipa hasil atas menuju kondensor dapat ditentukan menggunakan persamaan dari buku coulson :

$$\begin{aligned} Di &= 226 \times G^{0,5} \times \rho^{-0,35} \\ &= 226 \times 6,0328^{0,5} \text{ kg/s} \times 872,9419^{-0,35} \text{ kg/m}^3 \\ &= 51,8828 \text{ mm} \quad = 2,0426 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih ukuran pipa standar dari appendix buku kern :

ID	$= 2,067 \text{ in}$	$= 0,0525 \text{ m}$
OD	$= 2,38 \text{ in}$	$= 0,0605 \text{ m}$
Nominal <i>Pipe Size</i> (IPS)	$= 2 \text{ in}$	$= 0,0508 \text{ m}$
$Flowarea$	$= 3,35 \text{ in}^2$	

c. Pipa hasil bawah menuju reboiler

$$\begin{aligned}T_{output} &= 100,72 \text{ }^\circ\text{C} && = 373,87 \text{ K} \\P_{output} &= 1 \text{ atm} \\Flowrate &= 7.902,9196 \text{ kg/jam} && = 2,1953 \text{ kg/s} \\Densitas &= 949,1252 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

Diameter optimum pipa hasil bawah menuju reboiler dapat ditentukan menggunakan persamaan dari buku coulson :

$$\begin{aligned}Di &= 226 \times G^{0,5} \times \rho^{-0,35} \\&= 226 \times 2,1953^{0,5} \text{ kg/s} \times 949,1252^{-0,35} \text{ kg/m}^3 \\&= 30,3940 \text{ mm} && = 1,1966 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipilih ukuran pipa standar dari appendix buku kern :

$$\begin{aligned}ID &= 1,38 \text{ in} && = 0,0351 \text{ m} \\OD &= 1,66 \text{ in} && = 0,0422 \text{ m} \\Nominal Pipe Size (IPS) &= 1,25 \text{ in} && = 0,0318 \text{ m} \\Flowarea &= 1,5 \text{ in}^2\end{aligned}$$

d. Pipa reflux distilat

$$\begin{aligned}T_{input} &= 82,42 \text{ }^\circ\text{C} && = 355,57 \text{ K} \\P_{input} &= 1 \text{ atm} \\Flowrate &= 16.036,2775 \text{ kg/jam} && = 4,4545 \text{ kg/s} \\Densitas &= 872,9419 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

Diameter optimum pipa refluks distilat dapat ditentukan menggunakan persamaan dari buku coulson :

$$\begin{aligned}Di &= 226 \times G^{0,5} \times \rho^{-0,35} \\&= 226 \times 4,4545^{0,5} \text{ kg/s} \times 872,9419^{-0,35} \text{ kg/m}^3 \\&= 44,5852 \text{ mm} && = 1,7552 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipilih ukuran pipa standar dari appendix buku kern :

$$\begin{aligned}ID &= 2,067 \text{ in} && = 0,0525 \text{ m} \\OD &= 2,38 \text{ in} && = 0,0605 \text{ m} \\Nominal Pipe Size (IPS) &= 2 \text{ in} && = 0,0508 \text{ m} \\Flowarea &= 3,35 \text{ in}^2\end{aligned}$$

e. Pipa refluks bottom

$$T_{input} = 100,72 \text{ } ^\circ\text{C} = 373,87 \text{ K}$$

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

$$Flowrate = 5.912,0521 \text{ kg/jam} = 1,6422 \text{ kg/s}$$

$$Densitas = 919,2666 \text{ kg/m}^3$$

Diameter optimum pipa refluks bottom dapat ditentukan menggunakan persamaan dari buku Coulson :

$$\begin{aligned} Di &= 226 \times G^{0,5} \times \rho^{-0,35} \\ &= 226 \times 1,6422^{0,5} \text{ kg/s} \times 919,2666^{-0,35} \text{ kg/m}^3 \\ &= 26,5841 \text{ mm} = 1,0466 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih ukuran pipa standar dari appendix buku Kern :

$$ID = 1,049 \text{ in} = 0,0266 \text{ m}$$

$$OD = 1,32 \text{ in} = 0,0335 \text{ m}$$

$$\text{Nominal Pipe Size (IPS)} = 1 \text{ in} = 0,0254 \text{ m}$$

$$Flowarea = 0,864 \text{ in}^2$$

27. Man Hole

Tangki bertekanan yang didalamnya terdapat operasi dengan alat seperti *packing*, *plate* dan *impler* serta lainnya lebih baik dilengkapi dengan *man hole*. *Man hole* dirancang dengan tujuan sebagai tempat masuknya teknisi guna melakukan perbaikan, perawatan dan pembersihan pada alat menara distilasi. Ukuran diameter *man hole* dirancang sedemikian rupa untuk memudahkan pekerjaan teknisi. Diameter *man hole* pada menara distilasi menggunakan ukuran standar yakni 20 in (0,508 m) dengan ketebalan *cover plate* 5/8 in (0,0158 m) (Brownell and Young, 1959).

28. Perancangan Isolator

Asumsi yang digunakan :

1. Keadaan *steady state*, maka $Q_1 = Q_2 = Q_3 = Q_4$
2. x_{is} = Tebal isolator
3. r_1 = Jari-jari dalam tangki
4. r_2 = Jati-jari luar tangki
5. r_3 = Jari-jari isolator

6. T_1 = Suhu permukaan tangki bagian dalam
7. T_2 = Suhu permukaan tangki bagian luar
8. T_3 = Suhu permukaan luar isolator
9. T_u = Suhu udara luar

Bahan isolator

Isolator yang digunakan adalah asbeston karena temperatur operasi didalam distilasi besar, memiliki konduktivitas termal yang kecil sehingga efektif sebagai isolator.

Spesifikasi bahan sebagai berikut :

$$\text{Konduktivitas termal (k}_{is}) = 0,161 \text{ W/m.K}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 570 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Emissivity } (\epsilon) = 0,96$$

Bahan konstruksi distilasi

Bahan konstruksi yang digunakan adalah carbon steel.

Spesifikasi bahan sebagai berikut :

$$\text{Konduktivitas termal (k}_s) = 0,45 \text{ W/m.K}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 7.833 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Emissivity } (\epsilon) = 0,61$$

Menghitung T_{bulk} (T_f) :

$$T_f = \frac{T_3 - T_u}{2}$$

$$T_f = \frac{323,15 \text{ K} - 303,15 \text{ K}}{2}$$

$$= 313,15 \text{ K (40}^\circ\text{C)}$$

Data sistem isolator

$$T_1 = 100,72 \text{ }^\circ\text{C} = 373,87 \text{ K}$$

$$T_2 = \text{didapatkan dari trial}$$

$$T_3 = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 323,15 \text{ K}$$

$$T_u = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$\text{IDs} = 1,8394 \text{ meter}$$

$$\text{ODs} = 1,8489 \text{ meter}$$

$$r_1 = 0,9197 \text{ meter}$$

$$r_2 = 0,9244 \text{ meter}$$

$$L = 11,2796 \text{ meter}$$

Sifat properties udara pada suhu 313,15 K (40°C) didapatkan dari buku geankoplis, tabel A3-3,1979. Dengan cara interpolasi sehingga didapatkan data sebagai berikut :

$$k = 0,0272 \text{ W/m.K}$$

$$\rho = 1,1297 \text{ kg/m}^3$$

$$C_p = 1,0051 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\mu = 1,910 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s}$$

$$\beta = 1/T_f = 0,0032 \text{ K}$$

Menghitung bilangan *Grasshof*

$$\begin{aligned} Gr &= \frac{L^3 \times \rho^2 \times g \times \beta \times \Delta T}{\mu^2} \\ &= \frac{11,2796 \text{ m}^3 \times 1,1297 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,0032 \text{ K} \times (323,15 \text{ K} - 303,15 \text{ K})}{(1,910 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s})^2} \\ &= 3,148 \times 10^{+12} \end{aligned}$$

Menghitung bilangan *Prandtl* (Pr)

$$\begin{aligned} Pr &= \frac{C_{p\text{udara}} \times \mu_{\text{udara}}}{k_{\text{udara}}} \\ &= \frac{1,0051 \text{ kJ/kg.K} \times 1,910 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s}}{0,0272 \text{ W/m.K}} \\ &= 0,0007065 \end{aligned}$$

Menghitung bilangan *Nusselt* (Nu)

$$\begin{aligned} Nu &= 0,1 \times (Gr \times Pr)^{0,333} \\ &= 0,1 \times (3,148 \times 10^{+12} \times 0,0007065)^{0,333} \\ &= 129,5971 \end{aligned}$$

Menghitung koefisien perpindahan panas konversi (hc)

$$\begin{aligned} Nu &= \frac{hc \times L}{k_{\text{udara}}} \\ hc &= \frac{Nu \times k_{\text{udara}}}{L} \\ &= \frac{129,5971 \times 0,0272 \text{ W/m.K}}{11,2796 \text{ meter}} \\ &= 0,3122 \text{ W/K} \end{aligned}$$

Menghitung (h_r) asbes-udara :

$$\sigma = 5,669 \times 10^{-8} \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}^4$$

$$\text{koefisien radiasi } (\epsilon) = 0,96$$

$$\begin{aligned} h_r &= \frac{\sigma \times \epsilon \times (T_3^4 - T_u^4)}{(T_3 - T_u)} \\ &= \frac{5,669 \times 10^{-8} \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \times 0,96 \times (323,15 \text{ K}^4 - 303,15 \text{ K}^4)}{(323,15 \text{ K} - 303,15 \text{ K})} \\ &= 6,6917 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} \end{aligned}$$

Sehingga $q_2 = q_4$:

$$\begin{aligned} \frac{2\pi L(T_1 - T_2)k_s}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} &= (h_c + h_r)2\pi r_3 L(T_3 - T_u) \\ r_3 &= \frac{(T_1 - T_2)k_s}{(h_c + h_r)(T_3 - T_u)\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \\ &= \frac{(373,87 \text{ K} - T_2) \times 45 \text{ W/m} \cdot \text{K}}{\left(0,3122 \frac{\text{W}}{\text{K}} + 6,6917 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}\right) (323,15 \text{ K} - 303,15 \text{ K}) \ln\left(\frac{0,9244 \text{ m}}{0,9197 \text{ m}}\right)} \\ \frac{2\pi L(T_2 - T_3)k_{is}}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} &= (h_c + h_r)2\pi r_3 L(T_3 - T_u) \\ \acute{r}_3 &= \frac{(T_2 - T_3)k_{is}}{(h_c + h_r)(T_3 - T_u)\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} \\ &= \frac{(T_2 - 323,15 \text{ K})0,161 \text{ W/m} \cdot \text{K}}{\left(0,3122 \frac{\text{W}}{\text{K}} + 6,6917 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}\right) (323,15 \text{ K} - 303,15 \text{ K}) \ln\left(\frac{r_3}{0,9244 \text{ m}}\right)} \end{aligned}$$

Trial nilai T_2 hingga nilai $r_3 = \acute{r}_3$, maka diperoleh :

$$T_2 = 99,09 \text{ }^\circ\text{C} = 372,24 \text{ K}$$

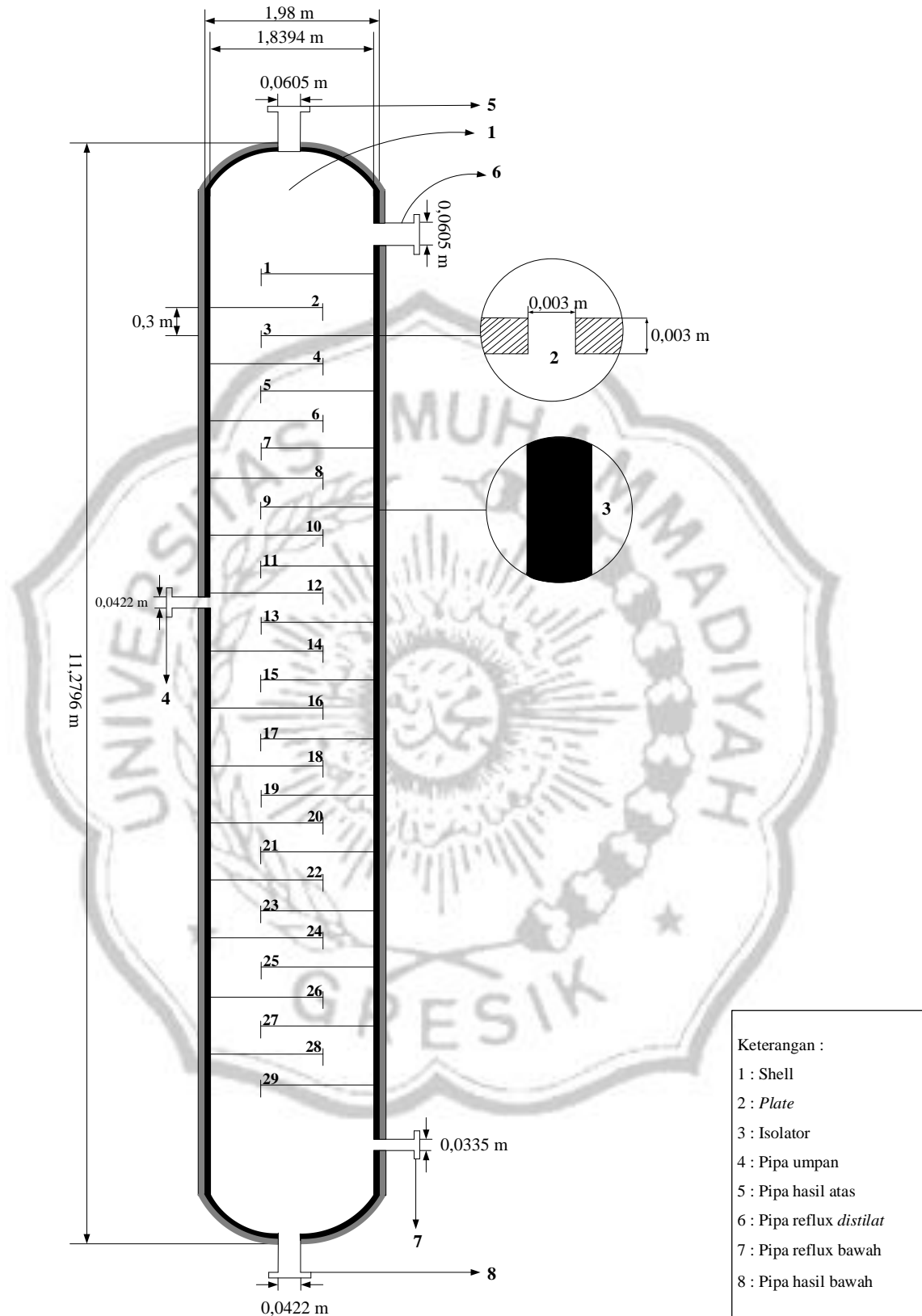
$$r_3 = 0,97 \text{ m}$$

sehingga tebal isolator (x_{is}) :

$$\begin{aligned} x_{is} &= r_3 - r_2 \\ &= 0,97 \text{ meter} - 0,9244 \text{ meter} \\ &= 0,0456 \text{ meter} \end{aligned}$$

RESUME MD-02

Fungsi	: Memisahkan metil akrilat dari air dan sedikit metanol
Tipe	: <i>Sieve Tray Distillation Column</i>
Jumlah <i>stage</i>	: 30 <i>stage</i>
<i>Plate spacing</i>	: 0,3 meter
<i>Feed</i> masuk	: stage ke 12 dari atas
ID <i>shell</i>	: 1,8394 meter
OD <i>shell</i>	: 1,98 meter
Tinggi <i>shell</i>	: 8,59 meter
Tinggi <i>head</i>	: 0,3438 meter
Tebal isolator	: 0,0456 meter
OD pipa MD-02	
Pipa umpan	: 0,0422 meter
Pipa hasil atas	: 0,0605 meter
Pipa hasil bawah	: 0,0422 meter
Pipa refluks atas	: 0,0605 meter
Pipa refluks bawah	: 0,0335 meter



Gambar A. 12. Tampak Luar Samping Kanan



Gambar A. 13. Tampak Depan Terbelah

*Prarancangan Pabrik Metil Akrilat Dari Asam Akrilat Dan Metanol
Dengan Kapasitas 45.000 Ton/Tahun*