

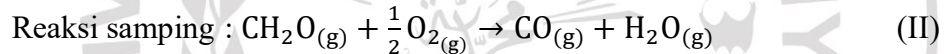
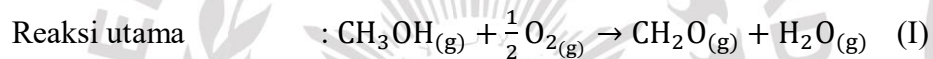


LAMPIRAN A SPESIFIKASI ALAT

1. Reaktor (R-01)

Nama alat	: Reaktor
Kode alat	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan metanol dengan udara menjadi formaldehid
Kondisi operasi	: Suhu = 350 °C
	: Tekanan = 1,3 atm
	: Reaksi = eksotermis

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor :



Reaktor dirancang berjalan pada kondisi adiabatik hal ini dikarenakan panas reaksi tidak terlalu besar sehingga tidak memerlukan media pendingin. Reaksi dibatasi oleh konversi kesetimbangan dan diinginkan konversi methanol menjadi formaldehid sebesar 98,84 %.

Kecepatan reaksi yang terjadi selama proses di dalam reaktor dituliskan pada persamaan (III).

$$(-r_a) = \frac{k_1 \cdot k_2 \cdot P_M^1 \cdot P_{O_2}^{1/2}}{k_1 \cdot P_M^1 + k_2 \cdot P_{O_2}^{1/2}} \quad (\text{III})$$

(Santacesaria,1991)

dengan,

$$k_1 = 1,1072 \times 10^{13} \cdot e^{-\left(\frac{32,75 \text{ kkal/mol}}{RT}\right)} \quad (\text{IV})$$

$$k_2 = 2,0234 \times 10^6 \cdot e^{-\left(\frac{16,90 \text{ kkal/mol}}{RT}\right)} \quad (\text{V})$$

(Santacesaria,1991)

$$P_M = \frac{(1-X)}{(0,5235X+3,7875)} \cdot P \quad (\text{VI})$$

$$P_{O_2} = \frac{(0,5266-0,5225X)}{(0,5235X+3,7875)} \cdot P \quad (\text{VII})$$

A. Physical properties

1) Fraksi umpan yang masuk

Komponen	BM (kg/kmol)	Flowrate		Fraksi mol [y]
		Kg/jam	Kmol/jam	
Metanol	32,04	1.280,27	39,96	0,2640
Air	18,00	1,92	0,11	0,0007
Oksigen	32,00	672,14	21,00	0,1388
Nitrogen	28,01	2.528,54	90,26	0,5965
Total		4.482,89	151,33	1,0000

2) Menentukan volumetric rate fluida campuran.

Tabel A 1. Properties Data Untuk Menentukan Z Umpan

Komponen	ω	Tc (K)	Pc (atm)	$\omega.y$	Tc.y (K)	Pc.y (atm)	BM.y (kg/kmol)
Metanol	0,564	512,6	79,91	0,15	135,41	21,11	8,46
Air	0,345	647,1	217,67	0,00	0,15	0,05	0,00
Oksigen	0,022	154,6	49,77	0,00	21,57	6,91	4,44
Nitrogen	0,038	126,2	33,56	0,02	75,31	20,02	16,72
Total				0,17	232,34	48,10	29,63

(Smith Van Ness, 2018)

$$T_{\text{operasi}} = 350 \text{ } ^\circ\text{C} = 623,15 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$T_R = \frac{T}{T_C} \quad (\text{VIII})$$

$$T_R = \frac{623,15 \text{ K}}{232,34 \text{ K}} = 2,6821$$

$$P_{\text{operasi}} = 1,3 \text{ atm}$$

$$P_R = \frac{P}{P_C} \quad (\text{IX})$$

$$P_R = \frac{1,3 \text{ atm}}{48,10 \text{ atm}} = 0,0270$$

Dengan harga $T_R = 2,83$ dan $P_R = 0,027$, berdasarkan grafik 3.15 (Smith van Ness 6 Ed.) untuk menentukan nilai Z maka dapat menggunakan persamaan koefisien virial :

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{T_R^{1,6}} \quad (\text{X})$$

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{(2,6821)^{1,6}} = -0,00405$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,72}{T_R^{4,2}} \quad (\text{XI})$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,72}{(2,6821)^{4,2}} = 0,1362$$

$$\frac{BP_C}{RT_C} = B^0 + \omega B^1 \quad (\text{XII})$$

$$\frac{BP_C}{RT_C} = -0,00405 + (0,17) \cdot (0,1362) = 0,01977$$

$$Z = 1 + \left(\frac{BP_C}{RT_C}\right) \cdot \left(\frac{P_R}{T_R}\right) \quad (\text{XIII})$$

$$Z = 1 + (0,01977) \cdot \left(\frac{0,0270}{2,6821}\right) = 1,0001993$$

Volumetric rate fluida gas yang masuk reaktor

$$V_g = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P} \quad (\text{XIV})$$

$$V_g = \frac{(1) \cdot \left(42,04 \frac{\text{mol}}{\text{detik}}\right) \cdot (82,0573 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm} \cdot \text{K}^{-1} \cdot \text{mol}^{-1}) \cdot 623,15 \text{ K}}{1,3 \text{ atm}}$$

$$V_g = 1.653.787,37 \frac{\text{cm}^3}{\text{detik}}$$

$$V_g = 1,65 \frac{\text{m}^3}{\text{detik}}$$

3) Menentukan densitas *feed* fluida campuran

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T \cdot Z} \quad (\text{XV})$$

$$\rho = \frac{(1,3 \text{ atm}) \cdot \left(29,63 \frac{\text{g}}{\text{mol}}\right)}{(82,0573 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm} \cdot \text{K}^{-1} \cdot \text{mol}^{-1}) \cdot (623,15 \text{ K}) \cdot (1)}$$

$$\rho = 0,000753275 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$$

$$\rho = 0,753275 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

4) Menentukan viskositas *feed* fluida campuran

Viskositas fluida campuran dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan dari referensi han book Carl Yaws, halaman 452 yang dituliskan pada persamaan (II).

$$\mu_{\text{gas}} (\text{mikropoise}) = A + BT + CT^2 \quad (\text{XVI})$$

dengan nilai konstanta A,B, dan C yang ditunjukkan pada Tabel A.2

Tabel A 2. Konstanta Perhitungan Viskositas

Komponen	Konstanta		
	A	B	C
Metanol	-14,236	0,38	-0,628 x 10 ⁻⁵
Air	-36,826	0,43	-0,162 x 10 ⁻⁵
Oksigen	44,224	0,56	-1,130 x 10 ⁻⁵
Nitrogen	42,606	0,47	-0,988 x 10 ⁻⁵

(Carl Yaws, 1999)

Suhu operasi = 623,15 K

Tabel A 3. Perhitungan Viskositas Fluida Campuran

Komponen	Fraksi mol [y]	Viskositas [μ] (mikropoise)	$\mu \cdot y$ (mikropoise)
Metanol	0,2642	204,02	53,8932
Air	0,0002	224,21	0,0527
Oksigen	0,1389	350,55	48,6806
Nitrogen	0,5967	297,12	177,3027
Total	1,0000		279,9292

μ campuran = 0,0279929 cP = 2,80 x 10⁻⁵ kg/m.s

5) **Menentukan konduktivitas panas fluida campuran**

Konduktivitas panas fluida campuran dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan dari referensi *hand book* Carl Yaws,1990, halaman 505 yang dituliskan pada persamaan (XV).

$$k_{\text{gas}} \left(\frac{\text{W}}{\text{m.K}} \right) = A + BT + CT^2 \quad (\text{XVII})$$

dengan nilai konstanta A,B, dan C yang ditunjukkan pada Tabel A.4.

Tabel A 4. Kostanta Perhitungan Konduktivitas Panas

Komponen	Konstanta		
	A	B	C
Metanol	$2,34 \times 10^{-3}$	$0,543 \times 10^{-5}$	$1,32 \times 10^{-7}$
Air	$0,53 \times 10^{-3}$	$4,71 \times 10^{-5}$	$0,50 \times 10^{-7}$
Oksigen	$1,21 \times 10^{-3}$	$8,62 \times 10^{-5}$	$-0,10 \times 10^{-7}$
Nitrogen	$3,09 \times 10^{-3}$	$7,59 \times 10^{-5}$	$-0,11 \times 10^{-7}$

(Carl Yaws, 1999)

Suhu operasi = 623,15 K

Tabel A 5. Perhitungan Konduktivitas Panas Fluida Campuran

Komponen	Frakasi mol [y]	k (W/m.K)	k . y (W/m.K)
Metanol	0,2642	0,0568	0,01501
Air	0,0002	0,0491	0,00001
Oksigen	0,1389	0,0497	0,00690
Nitrogen	0,5967	0,0461	0,02753
Total	1,0000		0,04945

k campuran = $4,945 \times 10^{-2}$ W/m.K

= $4,256 \times 10^{-2}$ kkal/jam.m.K

6) **Menentukan kapasitas panas fluida campuran**

Kapasitas panas fluida campuran dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan dari referensi *hand book* Carl Yaws,1999, halaman 30 yang dituliskan pada persamaan (XVI).

$$\int_{T_{298}}^T C_{pi} = \int (A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4) dT \quad (\text{XVIII})$$

dengan nilai konstanta A,B, dan C yang ditunjukkan pada Tabel A.6.

Tabel A 6. Kontanta Perhitungan Kapasitas Panas

Komponen	Konstanta (J/mol.K)				
	A	B	C	D	E
Metanol	40,046	-3,83x10 ⁻²	2,45x10 ⁻⁴	-2.17x10 ⁻⁷	-5,99x10 ⁻¹¹
Air	33,933	-8,42x10 ⁻³	2,99x10 ⁻⁵	-1,78x10 ⁻⁸	3,69x10 ⁻¹²
Oksigen	29,526	-8,90x10 ⁻³	3,81x10 ⁻⁵	-3,27x10 ⁻⁸	8,86x10 ⁻¹²
Nitrogen	29,342	-3,54x10 ⁻³	1,01x10 ⁻⁵	-4,31x10 ⁻⁹	2,59x10 ⁻¹³

dengan,

$$T_{reaksi} = 350^{\circ}\text{C} = 623,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

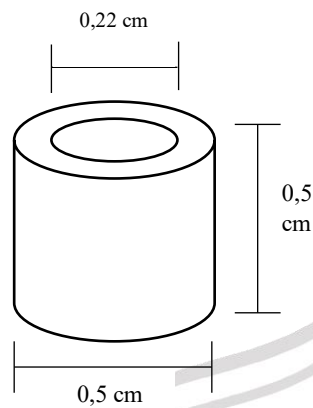
Tabel A 7. Perhitungan Kapasitas Panas (Cp) Campuran (Bagian 1)

Komponen	Fraksi (y _i)	BM (kg/kmol)	Cp (kJ/kmol.K)	C _{pi} =C _p .y _i (kJ/kg.K)
Metanol	0,2642	32,042	18.254,45	4.822,13
Air	0,0002	18,000	11.346,80	2,67
Oksigen	0,1389	32,000	9.995,63	1.388,07
Nitrogen	0,5967	28,014	9.580,69	5.717,14
Total	1,0000			11.930,00

Perhitungan Cp campuran bagian 2

Komponen	Cp (kkal/kg.K)	C _{pj} =C _p .y _i (kkal/kg.K)	F _i (kg/jam)	CP=F _i .C _{pj} (kkal/jam)
Metanol	136,16	35,97	1.280,91	46.072,97
Air	150,66	0,04	0,64	0,02
Oksigen	74,66	10,37	672,48	6.971,85
Nitrogen	81,74	48,78	2.529,80	123.395,21
Total		95,15	4.483,83	176.440,06

7) Data dimensi katalis



Jenis = *Hollow cylindrical*

Diameter dalam = 0,22 cm

Diameter luar = 0,50 cm

Tinggi = 0,5 cm

Bulk density = 0,725 g/cm³

Porositas katalis (ϵ)

$$\text{Sphericity } (\psi) = \frac{L \text{ area bola}}{L \text{ area katalis}}$$

$$\text{Sphericity } (\psi) = \frac{\pi \cdot D_p^3}{\pi \cdot L \cdot (D_{in} + D_{out}) + 2 \cdot \frac{\pi(D_{out}^2 - D_{in}^2)}{4}} \quad (\text{XIX})$$

$$\text{Sphericity } (\psi) = \frac{(3,14) \cdot (0,5327)^3}{3,14 \cdot 0,5 \cdot (0,22 + 0,50) + 2 \cdot \frac{3,14(0,5^2 - 0,22^2)}{4}}$$

$$\text{Sphericity } (\psi) = 0,33$$

Nilai *sphericity* yang diperoleh selanjutnya di plottingkan ke dalam grafik Fig.223 dari buku Brown untuk memperoleh nilai porositasnya.

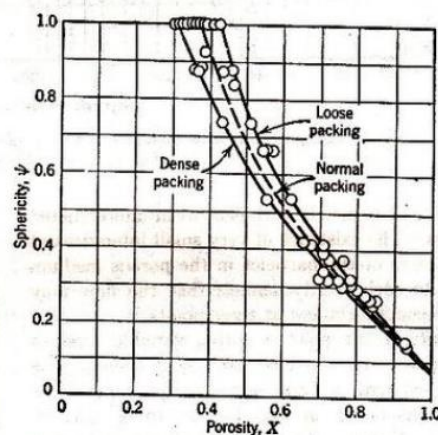


FIG. 223. Sphericity as a function of porosity for random-packed beds of uniform-sized particles.

Nilai porositas yang diperoleh dari grafik = 0,72

B. Dimensi Reaktor

1. Menentukan diameter reaktor

Diameter reaktor dapat dihitung massa jenis dan input kecepatan alir massa superfisial campuran gas. Kecepatan massa superfisial diperoleh dengan memperhitungkan nilai kecepatan gas di area luas penampang reaktor (tanpa bed). Menurut Ulrich (1984) nilai kecepatan gas di penampang pipa reaktor ditentukan di rentang 0,005 – 1 m/s.

$$G = U_g \cdot \rho_g \quad (\text{XX})$$

dengan,

G = kecepatan massa superfisial gas, kg/jam.m²

U_g = kecepatan alir gas, m/jam

ρ_g = massa jenis gas, kg/m³

pada prarancangan reaktor diasumsikan nilai nilai $U_g = 0,5$ m/s

$$G = \left(0,5 \text{ m/det} \cdot \frac{3600 \text{ det}}{\text{jam}} \right) \cdot 0,7531 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$G = 1.355,62 \frac{\text{kg}}{\text{jam} \cdot \text{m}^2}$$

Luas penampang reaktor

$$A = \frac{F_T}{G} \quad (\text{XXI})$$

dengan,

F_T = flowrate feed gas masuk reaktor, kg/jam

A = luas penampang reaktor, m²

Maka diperoleh :

$$A = \frac{4.482,89 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1.355,62 \frac{\text{kg}}{\text{jam} \cdot \text{m}^2}}$$

$$A = 3,3076 \text{ m}^2$$

Diameter dalam reaktor

$$D_i = \left(\frac{4A}{\pi} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (\text{XXII})$$

$$D_i = \left(\frac{4 \cdot 3,3076}{3,14} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$D_i = 2,05 \text{ m}$$

2. Menentukan Tebal dan Diameter Luar Shell Reaktor

Bahan yang dipilih *Carbon Stainless Steel SA-285 grade C*

$$ID_s = 2,05 \text{ m} = 80,71 \text{ in}$$

$$r_i = 1,03 \text{ m} = 40,55 \text{ in}$$

$$P \text{ operasi} = 1,3 \text{ atm} = 19,11 \text{ psi}$$

$$T \text{ operasi} = 350 \text{ }^\circ\text{C} = 623,15 \text{ K}$$

Safety factor yang diambil 10 %

$$P \text{ desain} = 1,43 \text{ atm} = 21,02 \text{ psia}$$

$$T \text{ desain} = 385 \text{ }^\circ\text{C} = 658,15 \text{ K}$$

Dengan $T = 658,15 \text{ K}$ dari Tabel 13.11 Brownell&Young, maka diperoleh max. allowable stress (f) = 13.250 psi

dan dari Tabel 13.12 dipilih type of joint jenis *double welded butt joint* dengan max. efisiensi sambungan (E) = 0,8 dengan faktor korosi (C) = 0,125 in

Tebal shell reaktor diperoleh dengan menggunakan persamaan (XXII).

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{XXIII})$$

$$t_s = \frac{(21,02 \text{ psi}) \cdot (40,35 \text{ in})}{(13.250 \text{ psi}) \cdot (0,80) - 0,6 \cdot (21,02 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,208 \text{ in}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar shell} &= ID_s + 2 t_s \\ &= 80,71 \text{ in} + 2(0,250 \text{ in}) \\ &= 81,21 \text{ in} \\ &= 2,063 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih ODs standar} = 84 \text{ in} = 2,134 \text{ m}$$

3. Menentukan *Head and Bottom* Reaktor

Head and Bottom direncanakan berbentuk *Torisoherical dished head*, karena cocok untuk tekanan rendah ($P = 15 - 200$ psi).

Material bahan yang digunakan Carbon Steel SA 285 Grade C.

Desain perhitungan untuk menentukan tebal *head and bottom* reaktor adalah sebagai berikut.

a. Menentukan tebal head reaktor

Nilai t sebagai tebal head dapat dihitung dengan menggunakan persamaan (XXIII)

$$t_h = \frac{0,885 \cdot P \cdot r_c}{f \cdot E - 0,1 \cdot P} + C \quad (XXIV)$$

dengan,

P : tekanan tangki, psi

r_c : *crown radius*, in

berdasarkan Tabel 5.7, Brownell diperoleh $r_c=84$

f : *stress allowable*, $f = 13.250$ psi

E : faktor pengelasan, $E = 0,80$

C : faktor korosi, $C = 0,125$ in

Diperoleh tebal head :

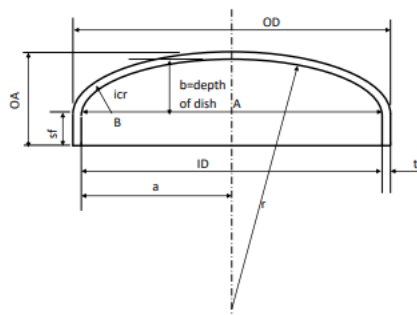
$$t_h = \frac{0,885 \cdot P \cdot r_c}{f \cdot E - 0,1 \cdot P} + C$$

$$t_h = \frac{0,885 \cdot (21,02 \text{ psi}) \cdot (84 \text{ in})}{(13.250 \text{ psi}) \cdot (0.80) - 0,1 \cdot (21.02 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_h = 0,27 \text{ in}$$

dipilih tebal head standar $5/16 \text{ in} = 0,0080 \text{ m}$

b. Menentukan tinggi head reaktor



Keterangan gambar :

ID = diameter dalam *head*

OD = diameter luar *head*

a = jari-jari dalam *head*

t = tebal *head*

r = jari-jari luar *dish*

icr = jari-jari dalam sudut icr

b = tinggi *head*

sf = *straight flange*

OA = tinggi total *head*

Data perhitungan :

dengan,

ODs = 84 in

ts = 1/4 in

dari plotting Tabel 5.7 Brownell, akan diperoleh :

icr = $5\frac{1}{8}$ in

r = 80 in

a = $\frac{80,71 \text{ in}}{2} = 40,35 \text{ in}$

AB = a - icr = 35,23 in

BC = r - icr = 74,88 in

AC = $\sqrt{BC^2 - AB^2} = 66,07 \text{ in}$

b = r - AC = 13,93 in

dengan th = 1/4 in dari hasil plotting Tabel 5.6 Brownell, diperoleh data sf = 1,5 - 3,0 in, dipilih 3,0 in

Tinggi head reaktor (OA) dapat dihitung dengan persamaan :

OA = th + sf + b (XXV)

= 0,3125 in + 3,0 in + 13,93 in

= 17,24 in = 0,44 m

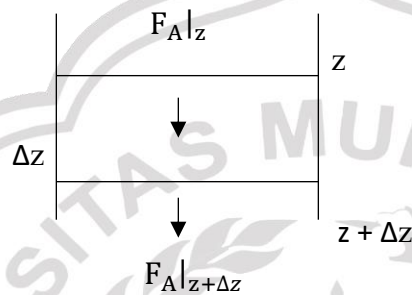
C. Menentukan Tinggi Bed

Untuk menghitung tinggi reaktor dapat menggunakan persamaan numeris dengan mempertimbangkan variable-variable berikut.

1. Neraca massa di bed reaktor

Reaksi metanol dan udara berlangsung dalam keadaan *steady state* dalam katalis setebal ΔZ dengan konversi X. Neraca massa CH_3OH pada elemen volume sebesar

$$\text{Input} - (\text{Output} + \text{Reaksi}) = 0$$



$$F_A|_z - (F_A|_{z+\Delta z} + (-r_a)A \cdot \rho_B \cdot \Delta z) = 0$$

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} - (-r_a) \cdot A \cdot \rho_B \cdot \Delta z = 0$$

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} = (-r_a) \cdot A \cdot \rho_B \cdot \Delta z$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = (-r_a) \cdot A \cdot \rho_B$$

$$\frac{dF_A}{dz} = (-r_a) \cdot \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \cdot \rho_B$$

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

$$F_{A0} \frac{dX_A}{dz} = (-r_a) \cdot \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \cdot \rho_B$$

$$\frac{dX_A}{dz} = (-r_a) \cdot \frac{\pi \cdot D_i^2}{4 \cdot F_{A0}} \cdot \rho_B \tag{XXVI}$$

dengan,

$\frac{dX_A}{dz}$ = perubahan konversi persatuan panjang

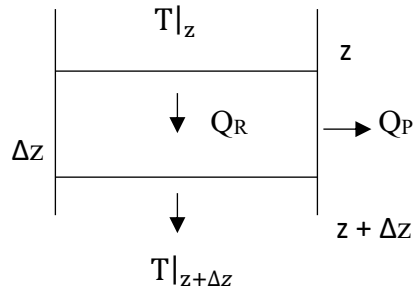
$(-r_a)$ = kecepatan reaksi, kmol/jam.kg

F_{A0} = umpan CH_3OH , kmol/jam

D_i = diameter dalam *shell*, m

ρ_B = *bulk density* katalis di dalam reaktor, kg/m^3

2. Neraca panas elemen volume



Input - (Output + heat of reaction) = Accumulation

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + (-ra) \cdot (-\Delta H_R) \cdot \rho_B \cdot A \cdot \Delta z = 0$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{H|_z - H|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -(-ra) \cdot (-\Delta H_R) \cdot \rho_B \cdot A$$

$$\frac{dH}{dz} = -(-ra) \cdot (-\Delta H_R) \cdot \rho_B \cdot A$$

dimana,

$$H = Q = \sum F_i \cdot C_{pi} \cdot (T - T_{ref})$$

Sehingga,

$$dH = \sum F_i \cdot C_{pi} \cdot dT$$

$$\sum F_i \cdot C_{pi} \cdot \frac{dT}{dz} = -(-ra) \cdot (-\Delta H_R) \cdot A$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{(-\Delta H_R) \cdot F_{A0} \frac{dx}{dz}}{\sum F_i \cdot C_{pi}} \quad (\text{XXVII})$$

Kondisi batas :

Pada saat,

$$z = 0 \quad T = T_{in} = 623,15\text{K}$$

$$z = H \quad T = T_{out}$$

dengan,

$$\frac{dT}{dz} = \text{perubahan suhu persatuan panjang}$$

$$(-ra) = \text{kecepatan reaksi, kmol/jam.kg}$$

$$F_{Ai} = \text{umpan masing-masing komponen, kmol/jam}$$

$$C_{pi} = \text{kapasitas panas masing-masing komponen, kJ/kmol.K}$$

$$T = \text{suhu gas, K}$$

$$T_{ref} = \text{suhu referensi, K}$$

ΔH_R = panas reaksi, kJ/kmol

dimana ΔH_R dalam entalpi panas yang terjadi selama proses reaksi sepanjang bed (Z) yang dituliskan ke dalam bentuk persamaan (XXVIII).

$$\Delta H_{R_x} = \Delta H_R + \int_{298}^T \Delta C_p dT$$

$$\Delta H_{R_x} = (n \cdot H_{f(\text{produk})} - n \cdot H_{f(\text{reaktan})}) + \int_{298}^T \Delta C_p dT$$

(XXVIII)

3. Penurunan tekanan (*Peressure Drop*)

Besar *pressure drop* dalam tube dapat didekati dengan menggunakan persamaan Ergun (Fogler, 1990).

$$\frac{dP}{dz} = - \frac{G}{\rho \cdot g \cdot D_p} \cdot \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \left[\frac{150(1-\epsilon)\mu}{D_p} + 1,75G \right] \quad (\text{XXIX})$$

dengan,

dP = penurunan tekanan dalam tube, kg/m²

dz = panjang pipa, m

ρ = densitas fluida, kg/m³

ϵ = porositas partikel katalis

μ = viskositas fluida, kg/m.detik

g = percepatan gravitasi, m/s²

D_p = diameter partikel katalisator, m

G = kecepatan aliran massa gas dalam pipa, kg/jam.m²

Penentuan tinggi reaktor dapat dihitung dengan menyelesaikan persamaan-persamaan diferensial dengan menggunakan metode numeris *runge kutta* orde 4. Persamaan umum metode *runge kutta* ditunjukkan pada persamaan (XXIX).

$$\frac{dx}{dy} = f(x, y)$$

$$x_{n+1} = x_0 + hf(x, y, z) \quad (\text{XXX})$$

bentuk $f(x, y, z)$ merupakan nilai fungsi terhadap variable di tiap inkremen yang mewakili sebagai suatu interval dimana fungsi tersebut dapat ditulis ke dalam bentuk umum sebagai berikut.

$$x_{n+1} = x_0 + \frac{1}{6}(k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4) \quad (\text{XXXI})$$

dengan,

$$k_1 = hf(x, y)$$

$$k_2 = hf\left(x + \frac{k_1}{2}, y + \frac{k_1}{2}\right)$$

$$k_3 = hf\left(x + \frac{k_2}{2}, y + \frac{k_2}{2}\right)$$

$$k_4 = hf(x + k_3, y + k_3)$$

Berikut hasil perhitungan tinggi reaktor yang diiterasi hingga Xn dengan menggunakan metode *runge kutta* di program *Microsoft Excel*.

Tabel A 8. Perhitungan Tinggi Bed Terhadap Konversi Reaktor

Panjang bed, m (z)	Konversi (x)	Suhu, K (T)	Tekanan, atm (P)
0,00	0,0000	623,1500	1,300000000000
0,10	0,0226	623,6405	1,29999989010
0,20	0,0452	624,1290	1,29999989014
0,30	0,0677	624,6152	1,29999989017
0,40	0,0901	625,0990	1,29999989021
0,50	0,1125	625,5803	1,29999989024
0,60	0,1348	626,0589	1,29999989027
0,70	0,1570	626,5346	1,29999989031
0,80	0,1790	627,0074	1,29999989034
0,90	0,2010	627,4771	1,29999989037
1,00	0,2229	627,9434	1,29999989041
1,10	0,2446	628,4063	1,29999989044
1,20	0,2662	628,8656	1,29999989047
1,30	0,2877	629,3211	1,29999989050
1,40	0,3090	629,7726	1,29999989053
1,50	0,3301	630,2201	1,29999989056

1,60	0,3511	630,6632	1,29999989059
1,70	0,3719	631,1019	1,29999989062
1,80	0,3925	631,5360	1,29999989065
1,90	0,4130	631,9652	1,29999989068
2,00	0,4332	632,3895	1,29999989071
2,10	0,4532	632,8087	1,29999989074
2,20	0,4730	633,2225	1,29999989077
2,30	0,4925	633,6308	1,29999989080
2,40	0,5118	634,0334	1,29999989083
2,50	0,5309	634,4302	1,29999989085
2,60	0,5497	634,8209	1,29999989088
2,70	0,5682	635,2055	1,29999989090
2,80	0,5865	635,5836	1,29999989093
2,90	0,6044	635,9552	1,29999989096
3,00	0,6221	636,3201	1,29999989098
3,10	0,6394	636,6780	1,29999989100
3,20	0,6564	637,0289	1,29999989103
3,30	0,6731	637,3725	1,29999989105
3,40	0,6895	637,7087	1,29999989107
3,50	0,7055	638,0373	1,29999989109
3,60	0,7211	638,3582	1,29999989112
3,70	0,7364	638,6713	1,29999989114
3,80	0,7513	638,9762	1,29999989116
3,90	0,7659	639,2730	1,29999989118
4,00	0,7800	639,5615	1,29999989120
4,10	0,7938	639,8415	1,29999989122
4,20	0,8071	640,1128	1,29999989123
4,30	0,8200	640,3755	1,29999989125
4,40	0,8326	640,6293	1,29999989127
4,50	0,8446	640,8741	1,29999989128
4,60	0,8563	641,1099	1,29999989130

4,70	0,8675	641,3364	1,29999989131
4,80	0,8782	641,5538	1,29999989133
4,90	0,8886	641,7617	1,29999989134
5,00	0,8984	641,9603	1,29999989136
5,10	0,9078	642,1493	1,29999989137
5,20	0,9168	642,3289	1,29999989138
5,30	0,9252	642,4988	1,29999989139
5,40	0,9332	642,6592	1,29999989140
5,50	0,9408	642,8099	1,29999989141
5,60	0,9478	642,9511	1,29999989142
5,70	0,9544	643,0826	1,29999989143
5,80	0,9606	643,2045	1,29999989144
5,90	0,9662	643,3168	1,29999989145
6,00	0,9714	643,4197	1,29999989145
6,10	0,9762	643,5131	1,29999989146
6,20	0,9804	643,5972	1,29999989146
6,30	0,9842	643,6721	1,29999989147
6,40	0,9876	643,7377	1,29999989147
6,50	0,9905	643,7943	1,29999989148
6,60	0,9930	643,8420	1,29999989148
6,70	0,9950	643,8808	1,29999989148
6,80	0,9967	643,9110	1,29999989149
6,90	0,9979	643,9331	1,29999989149
7,00	0,9987	643,9477	1,29999989149
7,10	0,9993	643,9564	1,29999989149
7,20	0,9996	643,9605	1,29999989149
7,30	0,9998	643,9618	1,29999989149
7,40	0,9999	643,9633	1,29999989149
7,50	1,0000	643,9699	1,29999989149

Tinggi *bed* diperoleh saat reaksi mencapai konversi = 6,50 m

Kebutuhan katalisator =

$$\rho_{katalis} = \frac{m_{katalis}}{V_{bed}} \quad (\text{XXXII})$$

$$m_{katalis} = \rho_{katalis} \cdot V_{bed}$$

$$m_{katalis} = \rho_{katalis} \cdot (1 - \varepsilon) \cdot A_{shell} \cdot z_{bed} \quad (\text{XXXIII})$$

$$\begin{aligned} m_{katalis} &= 725 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot (1 - 0,72) \cdot \left(\frac{\pi}{4} \cdot 2,05^2\right) \cdot 6,5 \text{ m} \\ &= 4.356,94 \text{ kg} \end{aligned}$$

D. Menentukan Grid Support

Grid support adalah penyangga katalisator di dalam reaktor *fixed bed* yang berguna untuk meminimalisir terjadinya perubahan *pressure drop* yang berlebihan. *Grid support* yang dirancang dipilih bentuk piringan berlubang-lubang (*perforated plate*). *Grid support* juga dirancang bersifat *corrosive resistant* yang terbuat dari *carbon steel SA-285 grade C* yang dioperasikan pada suhu $\leq 1000^\circ \text{F}$ dengan tekanan maksimum yang diizinkan 13.250 psi dan diasumsikan :

$$A_p = \frac{1}{2} A_{shell} \quad (\text{XXXIV})$$

$$A_p = \frac{1}{2} \left(\frac{\pi}{4} ID_s^2\right)$$

$$A_p = \frac{1}{2} \left(\frac{\pi}{4} 2,05^2\right)$$

$$A_p = 1,65 \text{ m}^2$$

Bagian atas *grid support* diletakkan inert katalisator yang berbentuk bola-bola yang terbuat dari bahan keramik. Inert katalisator memiliki fungsi untuk *supporting* aliran fluida sehingga terdistribusi dengan baik dan mencegah kontaminasi *bed* dari bahan-bahan yang tak diinginkan. Bola-bola inert disusun secara *cubic*. Menurut Rase (1977), bola-bola inert disusun di bagian atas dan bawah *bed* dengan ketebalan masing-masing 12 in. Inert katalisator dipilih rancangan penyusunan sebagai berikut.

Atas bed :

- Layer 1 diisi dengan bola inert berukuran 1/2 in dengan ketebalan layer 6 in.
- Layer 2 diisi dengan bola inert berukuran 1 in dengan ketebalan layer 6 in.

Bawah bed :

- Layer 1 diisi dengan bola inert berukuran 1/4 in dengan ketebalan layer 3 in.
- Layer 2 diisi dengan bola inert berukuran 1/2 in dengan ketebalan layer 4 in.
- Layer 3 diisi dengan bola inert berukuran 3/4 in dengan ketebalan layer 5 in.

1. Menentukan kebutuhan massa inert katalisator

Massa jenis (ρ) inert katalis = 2.000 – 3.000 kg/m³ (dipilih 2.500 kg/m³)

Nilai porositas dari massa inert dapat dihitung dengan menggunakan persamaan (XXXIV).

$$\varepsilon = 0,38 + 0,73 \left[1 + \frac{(D/d_p)^{-2}}{(D/d_p)^2} \right] \quad \text{(XXXV)}$$

(Frogment and Bischoff, 1990)

dengan,

ε = void fraction/porositas inert katalis

D = diameter bed, m

d_p = diameter inert katalis, m

Massa inert katalis di tiap ditumpukan ditunjukkan pada Tabel A.9.

Tabel A 9. Perhitungan Massa Inert di Tiap Tumpukan

Parameter	Tumpukan				
	1	2	3	4	5
Ukuran inert, m	0,0254	0,0127	0,0064	0,0127	0,0191
Tebal tumpukan, m	0,1524	0,1524	0,0762	0,1016	0,1270
E	0,5224	0,5254	0,5251	0,5242	0,5233
Vol. tumpukan, m ³	0,5032	0,5032	0,2516	0,355	0,4194
ρ_{bulk} inert, kg/m ³	12.41,95	1.241,95	1.870,98	1.661,30	1.451,62
Massa inert, kg	624,97	624,97	470,76	557,33	608,74

Total massa inert katalis dari semua tumpukan = 2.886,76 kg.

Berat keseluruhan yang ditahan *grid support* :

massa inert total + massa katalis = 7.243,72 kg

2. Menentukan Beban berat *grid support*

$$F = m \cdot (g/g_c) \quad (\text{XXXVI})$$

$$F = 7.243,72 \text{ kg} \cdot \left(\frac{9,807 \text{ m/s}^2}{1 \text{ kg} \cdot \text{m} / \text{N} \cdot \text{s}^2} \right)$$

$$F = 71.039,15 \text{ N}$$

3. Menghitung tekanan yang dialami *grid support*

$$P_{grid} = F/A_p \quad (\text{XXXVII})$$

$$P_{grid} = \frac{71.039,15 \text{ N}}{1,6510 \text{ m}^2}$$

$$P_{grid} = 43.028,42 \text{ N/m}^2 = 0,42 \text{ atm}$$

4. Menentukan desain tekanan (*overdesign 20%*)

$$P_{design} = 0,42 \cdot (P_{grid})$$

$$P_{design} = 0,51 \text{ atm}$$

5. Menentukan tebal *plate* sebagai *grid support*

Tebal *plate* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan ().

$$t_p = ID_s \left(\frac{3P_{grid}}{16f} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (\text{XXXVIII})$$

dengan,

t_p = tebal *plate*, m

ID_s = diameter dalam *shell*, m

P_{grid} = tekanan desain *grid support*, atm

f = tekanan maksimum yang diijinkan pada bahan, 13.250 psi
 = 901,61 atm

Perhitungan :

$$t_p = 2,05 \text{ m} \left(\frac{3 \cdot 0,51 \text{ atm}}{16 \cdot 901,61 \text{ atm}} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$t_p = 0,021106 \text{ m} = 0,8309 \text{ in}, \text{ dipilih tebal standar } 1 \text{ in} = 0,0254 \text{ m}$$

E. Menghitung Tinggi Reaktor

Tinggi reaktor dapat diperoleh dengan menghitung total tinggi semua elemen reaktor.

$$\text{Tinggi head (top)} = 0,4400 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi ruang kosong atas (asumsi 5 in)} = 0,1270 \text{ m}$$

$$\text{Tumpukan inert katalis 1} = 0,1524 \text{ m}$$

$$\text{Tumpukan inert katalis 2} = 0,1524 \text{ m}$$

Tinggi tumpukan katalis	=	6,5000	m
Tumpukan iner katalis 3	=	0,0762	m
Tumpukan iner katalis 4	=	0,1016	m
Tumpukan iner katalis 5	=	0,1270	m
Tebal <i>plate</i> untuk <i>grid support</i>	=	0,0254	m
Tinggi ruang kosong bawah (asumsi 5 in)	=	0,1270	m
<u>Tinggi head (bottom)</u>	=	0,4378	m
Tinggi total	=	8,2645	m

F. Menentukan Diameter *Man Hole*

Man hole pada sebuah reaktor digunakan untuk area masuk pembersihan atau pemeriksaan di dalam reaktor. Besar diameter yang dirancang pada di bagian bawah reaktor dengan ukuran standar 20 in. Pemilihan standar mengacu pada rekomendasi API standar 12 C dari buku Brownell and Young, Appendix F item 4 dengan spesifikasi sebagai berikut.

Tebal <i>shell</i> reaktor yang dipilih	= 1/4 in	= 0,0061 m
Jumlah yang dipasang	= 1 lubang	
<u>Ukuran potongan</u>		
<i>Weld A</i>	= 3/16 in	= 0,0048 m
<i>Weld B</i>	= 1/4 in	= 0,0061 m
Panjang sisi	= 45½ in	= 1,1557 m
Lebar <i>reinforcement</i>	= 54¼ in	= 1,3780 m
<u>Diameter manhole</u>		
ID minimal	= 20 in	= 0,5080 m
ID maksimal	= 22½ in	= 0,5715 m
Maks. diameter lubang di shell (D_p)	= 24 ½ in	= 0,6223 m
<u>Diameter plat penutup</u>		
<i>Cover plate</i>	= 28¾ in	= 0,7303 m
Diametret <i>bolt circle</i> , D_B	= 26¼ in	= 0,6668 m

G. Menentukan Diameter Nozel *Input* dan *Output*

Diameter nozel penghubung dari aliran *input* dan *output* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan (XXXVIII),

$$D_{i_{opt}} = 3,9 \cdot Q_f^{0,45} \cdot \rho_f^{0,13} \quad (\text{XXXIX})$$

(Peters, 2000)

dengan,

$D_{i_{opt}}$ = diameter nozel optimum, in

Q_f = debit fluida, ft³/s

ρ_f = massa jenis fluida, lb/ft³

1. Nozel untuk *input* produk

Kondisi operasi :

Suhu umpan masuk = 623,15 K

Tekanan masuk = 1,3 atm

Tabel A 10. Komponen Umpan Masuk Reaktor

Komponen	BM (kg/kmol)	Flowrate		Fraksi mol [y]
		Kg/jam	Kmol/jam	
Metanol	32,04	1.280,27	39,96	0,2640
Air	18,00	1,92	0,11	0,0007
Oksigen	32,00	672,14	21,00	0,1388
Nitrogen	28,01	2.528,54	90,26	0,5965
Total		4.482,89	151,33	1,0000

Total BM fluida campuran = 29,63 kg/kmol

Flowrate fluida campuran = 29,63 kg/kmol x 151,33
kmol/jam

= 1,2455 kg/detik

= 2,7459 lb/s

Massa jenis fluida campuran = 0,7531 kg/m³

= 0,0470 lb/ft³

Debit fluida yang masuk :

$$Q_f = \frac{Ft}{\rho_f} = \frac{2,7459 \text{ lb/s}}{0,0470 \text{ lb/ft}^3} = 58,4234 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Diameter nozel optimum

$$Di_{opt} = 3,9 \cdot Q_f^{0,45} \cdot \rho_f^{0,13} \quad (\text{XL})$$

$$Di_{opt} = 3,9 \cdot (58,4234)^{0,45} \cdot (0,0470)^{0,13}$$

$$Di_{opt} = 16,34 \text{ in}$$

Kesesuaian hasil hitung vs data standar pipa di Tabel 11 buku Kern dapat dipilih spesifikasi pipa :

$$\text{IPS} = 18 \text{ in} = 0,4572 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 18 \text{ in} = 0,4572 \text{ m}$$

$$\text{Schedule no.} = 30$$

$$\text{ID} = 17,25 \text{ in} = 0,4382 \text{ m}$$

2. Nozel untuk output produk

Kondisi operasi :

$$\text{Suhu produk keluar} = 643,79 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan keluar} = 1,2999989148 \text{ atm}$$

Komponen produk keluar

Tabel A 11. Komponen Bahan Keluar Reaktor

Komponen	BM (kg/kmol)	Flowrate		Fraksi mol [y]
		Kg/jam	Kmol/jam	
Metanol	32,04	15,30	0,48	0,0028
Air	18,00	744,90	41,35	0,2405
Oksigen	32,00	12,39	0,40	0,0023
Nitrogen	28,01	12.528,54	90,26	0,5249
Formaldehid	30,03	1.132,54	37,72	0,2193
Karbon Monooksida	28,00	49,23	1,76	0,0102
Total		4.482,89	171,95	1,0000

Total BM fluida campuran = 26,07 kg/kmol
Flowrate fluida campuran = 26,07 kg/kmol x 171,96 kmol/jam
 = 1,2453 kg/detik
 = 2,7454 lb/s
 Massa jenis fluida campuran = 0,6417 kg/m³
 = 0,040 lb/ft³

Debit fluida yang keluar :

$$Q_f = \frac{Ft}{\rho_f} = \frac{2,7454 \text{ lb/s}}{0,0400 \text{ lb/ft}^3} = 56,7783 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Diameter nozel optimum

$$Di_{opt} = 3,9 \cdot Q_f^{0,45} \cdot \rho_f^{0,13}$$

$$Di_{opt} = 3,9 \cdot (56,7783)^{0,45} \cdot (0,0400)^{0,13}$$

$$Di_{opt} = 15,81 \text{ in}$$

Kesesuaian hasil hitung vs data standar pipa di Tabel 11 buku Kern dapat dipilih spesifikasi pipa :

$$\text{IPS} = 16 \text{ in} = 0,4064 \text{ m}$$

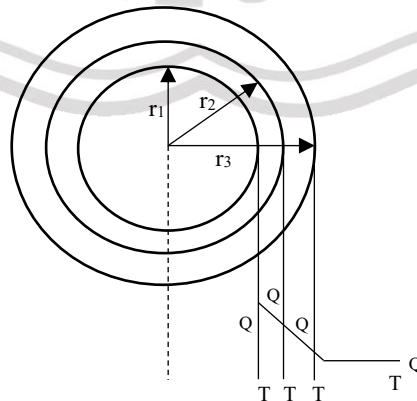
$$\text{OD} = 16 \text{ in} = 0,4064 \text{ m}$$

$$\text{Schedule no.} = 30$$

$$\text{ID} = 15,25 \text{ in} = 0,3874 \text{ m}$$

H. Menentukan Tebal Isolator Reaktor

Perpindahan panas di dalam reaktor ditunjukkan pada Gambar A.1 berikut.



Gambar A 1. Ilustrasi Perpindahan Panas Reaktor ke Lingkungan

Keterangan gambar :

r_1 = jari-jari dalam *shell*, m

r_1 = jari-jari luar *shell*, m

r_3 = jari-jari luar isolator, m

Q_A = perpindahan konveksi dari gas ke dinding *shell* dalam reaktor

Q_B = perpindahan konduksi dari dinding *shell* dalam ke dinding *shell* luar

Q_C = perpindahan konduksi melalui isolator

Q_D = perpindahan konveksi dari permukaan luar isolator ke udara

Q_R = perpindahan panas radiasi

T_1 = suhu dinding dalam reaktor

T_2 = suhu dinding luar reaktor

T_3 = suhu dinding luar isolator

T_u = suhu udara luar

1. Asumsi yang digunakan untuk mendesain tebal isolator sebagai berikut.

Keadaan *steady state* dimana nilai $Q_A=Q_B=Q_C=(Q_D+Q_R)$.

2. Sifat-sifat fisis bahan yang digunakan.

a. Bahan konstruksi reaktor

Bahan konstruksi *shell* reaktor menggunakan *carbon stainless steel* (C=0,5%) dengan sifat-sifat fisis sebagai berikut (Holman, 2010).

Konduktivitas (k_1) = 43 W/m.K

Emisivitas (ϵ) = 0,63

Densitas (ρ) = 7,833 kg/m³

b. Bahan Isolator

Bahan isolator menggunakan asbesos dengan sifat-sifat fisis sebagai berikut (Holman, 2010).

Konduktivitas (k_2) = 0,161 W/m.K

$$\begin{aligned} \text{Emisivitas } (\epsilon) &= 0,96 \\ \text{Densitas } (\rho) &= 570 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

c. Udara luar

Sifat-sifat fisis udara pada suhu T_f (Holman, 2010)

$$\begin{aligned} T_f &= 40 \text{ }^\circ\text{C} = 313,15 \text{ K} \\ \text{Densitas } (\rho) &= 1,0860 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Konduktivitas } (C_p) &= 1,0068 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C} \\ \text{Kecepatan } (v) &= 1,702 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s} \\ \text{Konduktivitas } (k_f) &= 0,02724 \text{ W/m.}^\circ\text{C} \\ Pr_f &= 0,7062 \\ \text{Viskositas } (\mu) &= 1,906 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s} \\ \alpha &= 2,42 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s} \\ \text{kecepatan gravitasi } (g) &= 9,8 \text{ m/s}^2 \end{aligned}$$

3. Data perhitungan

Suhu luar diketahui dengan asumsi 30°C dan suhu yang diinginkan dipermukaan luar isolator (T_3) = 50°C , maka suhu *bulk* (T_f):

$$T_f = \frac{50^\circ\text{C} + 30^\circ\text{C}}{2} = 40^\circ\text{C}$$

Suhu terluar isolator (T_f) ditargetkan = 50°C

Suhu udara luar (T_u) = 30°C

Jari-jari dalam reaktor (r_1) = 1,025 m

Jari-jari luar reaktor (r_2) = 1,031 m

Jari-jari luar isolator (r_3) = 1,031 m + x

4. Menentukan tebal isolator

a. Perpindahan panas secara konduksi

$$Q_B = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_1 \cdot L \cdot (T_1 - T_2)}{\ln(r_2/r_1)} \quad (\text{XLI})$$

$$Q_C = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_2 \cdot L \cdot (T_2 - T_3)}{\ln(r_3/r_2)} \quad (\text{XLII})$$

b. Perpindahan panas konveksi

$$Q_D = h_c \cdot A \cdot (T_3 - T_f)$$

$$Q_D = h_c \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_f) \quad (\text{XLIII})$$

Menentukan nilai koefisien perpindahan panas konveksi (h_c)

$$h_c = \frac{Nu \cdot k_f}{L} \quad (\text{XLIV})$$

Dengan,

$$\overline{Nu}_f = C(Gr_f \cdot Pr_f)^m \quad (\text{XLV})$$

Nilai Gr_f dapat dihitung dengan menggunakan persamaan (XLVI)

$$Gr_f = \frac{g \cdot \beta \cdot \Delta T \cdot x^3}{\nu^2} \quad (\text{XLVI})$$

dengan $\beta = 1/T_f$ dalam satuan K^{-1}

$$Gr_f = \frac{9,28 \text{ m/s}^2 \cdot 0,003193358K^{-1} \cdot (323,15 - 303,15)K \cdot (8,2645 \text{ m})^3}{(0,00001702)^2}$$

$$Gr_f = 1,22 \times 10^{12}$$

Dengan melakukan plotting nilai Gr_f yang diketahui pada Tabel 7.1 (Holman, 2010) maka diperoleh nilai :

$$C = 0,1$$

$$m = 1/3$$

Kemudian Bilangan Nusselt (Nu) dapat dihitung dan diperoleh nilai :

$$\overline{Nu}_f = C(Gr_f \cdot Pr_f)^m$$

$$\overline{Nu}_f = 0,1 \cdot (1,22 \times 10^{12} \cdot 0,7051)^{\frac{1}{3}}$$

$$\overline{Nu}_f = 950,84$$

Sehingga nilai h_c :

$$h_c = \frac{Nu \cdot k_f}{L}$$

$$h_c = \frac{950,84 \cdot 0,02724 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}}{8,2645 \text{ m}} = 3,13 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

c. Perpindahan panas radiasi

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot (T_3^4 - T_u^4)$$

$$Q_R = \varepsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3^4 - T_u^4) \quad (\text{XLVII})$$

Menghitung koefisien perpindahan panas radiasi (h_r) :

$$Q_D = Q_R$$

$$h_c \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_f) = \varepsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3^4 - T_u^4)$$

$$h_c \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_f) = \varepsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3^4 - T_u^4)$$

$$h_r = \frac{\varepsilon \cdot \sigma \cdot (T_3^4 - T_u^4)}{(T_3 - T_f)} \quad (\text{XLVIII})$$

$$h_r = \frac{0,96 \cdot \sigma \cdot [(323,15 \text{ K})^4 - (303,15 \text{ K})^4]}{(50 - 30)^\circ\text{C}}$$

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

$$h_r = \frac{0,96 \cdot 5,669 \times 10^{-8} \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}^4 \cdot [(323,15 \text{ K})^4 - (303,15 \text{ K})^4]}{(50 - 30)^\circ\text{C}}$$

$$h_r = 6,6917 \text{ W/m}^2 \cdot \text{C}$$

d. Menghitung suhu T_2 dan r_3 dari neraca panas di tiap lapisan.

$$Q_B = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_1 \cdot L \cdot (T_1 - T_2)}{\ln(r_2/r_1)}$$

$$Q_C = \frac{2 \cdot \pi \cdot k_2 \cdot L \cdot (T_2 - T_3)}{\ln(r_3/r_2)}$$

$$Q_D = (h_c + h_r) \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_u)$$

Karena nilai panas diasumsikan *steady state* maka $Q_B = Q_C = Q_D$

$$Q_B = Q_D$$

$$\frac{2 \cdot \pi \cdot L \cdot k_1 \cdot (T_1 - T_2)}{\ln(r_2/r_1)} = (h_c + h_r) \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_u)$$

$$r_3 = \frac{k_1 \cdot (T_1 - T_2)}{(h_c + h_r) \cdot (T_3 - T_u) \cdot \ln(r_2/r_1)} \quad (\text{XLIX})$$

$$Q_C = Q_D$$

$$\frac{2 \cdot \pi \cdot L \cdot k_2 \cdot (T_2 - T_3)}{\ln(r_3/r_2)} = (h_c + h_r) \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_u)$$

$$r_3' = \frac{k_2 \cdot (T_2 - T_3)}{(h_c + h_r) \cdot (T_3 - T_u) \cdot \ln(r_3/r_2)} \quad (\text{L})$$

Dilakukan trial iterasi nilai T_2 sampai $r_3 = r_3'$ dengan bantuan *Microsoft Excel* sehingga dari trial diperoleh data :

$$T_2 = 370,6085 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$r_3 = 1,2699 \text{ m}$$

maka tebal isolator :

$$x = r_3 - r_2$$

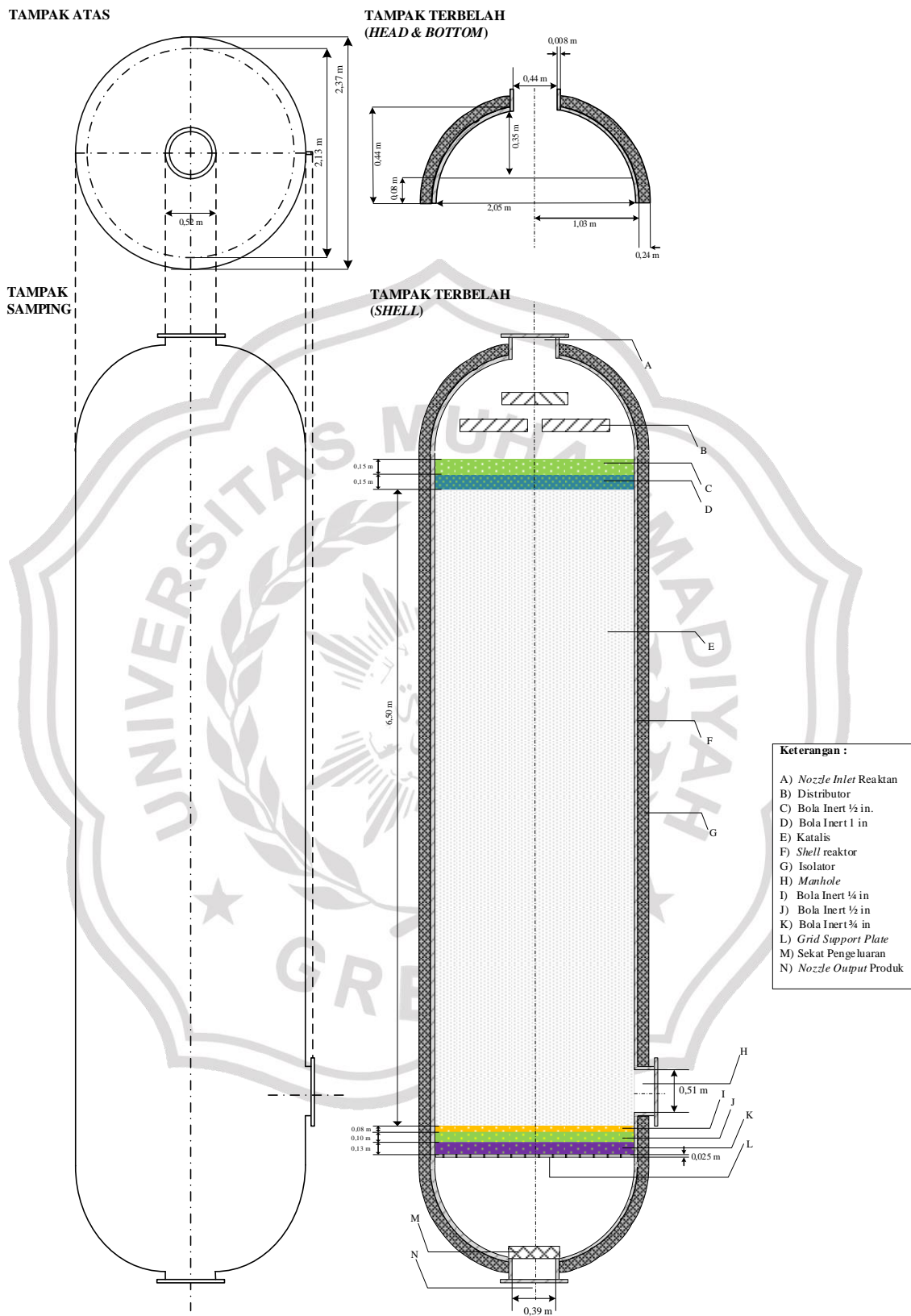
(LI)

$$x = 1,2699 \text{ m} - 1,0313 \text{ m}$$

$$x = 0,2386 \text{ m}$$

RESUME REAKTOR (R-01)

Fungsi	: Mereaksikan metanol dengan oksigen dalam fase gas
Jenis	: Reaktor <i>Catalytic Fixed Bed</i>
Fasa	: Gas
Tekanan operasi	: 1,3 atm
Suhu masuk bahan	: 350 °C
Suhu keluar produk	: 370,64 °C
Katalis	: Fe-MoO <i>catalyst</i>
Diameter katalis	: ID = 0,0022 m ; OD = 0,0050 m
Buk density katalis	: 725 kg/m ³
Spesifikasi	:
Diameter dalam <i>shell</i>	: 2,05 m
Tinggi <i>bed</i> katalis	: 6,5 m
Tinggi reaktor (total)	: 8,26 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,00635 m
Tebal isolator	: 0,2388 m
Jenis <i>head</i>	: <i>Torisoherical dished head</i>
Jumlah	: 1 buah
Konversi	: 98,84 %
Bahan <i>shell</i>	: <i>Carbon steel SA 285 grade C</i>
Bahan isolator	: asbestos



2. Absorber (AB-01)

Nama alat	: Menara Absorber
Kode alat	: AB-01
Fungsi	: Menyerap formaldehid dengan absorbent air demin
Tipe	: Packing Tower

A. Physical properties

1. Komposisi Pada Absorber

a) Komposisi gas masuk

Tabel A 12. Komposisi Gas Masuk Absorber

Komponen	Mol (kmol/jam)	Massa (Kg/jam)
Metanol (CH ₃ OH)	0,4776	15,3046
Air (H ₂ O)	41,3488	744,8985
Oksigen (O ₂)	0,3871	12,3884
Nitrogen (N ₂)	90,2599	2.528,5400
Formaldehid (CH ₂ O)	37,7186	1.132,5375
Karbon Monoksida (CO)	1,7581	49,2259
Total	171,9501	4.482,8949

b) Komposisi gas keluar/off gas

Tabel A 13. Komposisi Gas Keluar Absorber

Komponen	Mol (kmol/jam)	Massa (Kg/jam)
Metanol (CH ₃ OH)	0,0048	0,1530
Air (H ₂ O)	0,4135	7,4490
Oksigen (O ₂)	0,3871	12,3884
Nitrogen (N ₂)	90,2599	2.528,5400
Formaldehid (CH ₂ O)	0,3772	11,3254
Karbon Monoksida (CO)	1,7581	49,2259
Total	93,2005	2.609,0817

c) Komposisi larutan keluar/produk absorber

Tabel A 14. Komposisi Produk Absorber

Komponen	Mol (kmol/jam)	Massa (Kg/jam)
Metanol (CH ₃ OH)	0,4729	15,1515
Air (H ₂ O)	105,1312	1.893,9394
Formaldehid (CH ₂ O)	37,3414	1.121,2121
Total	142,9455	3.030,3030

d) Komposisi absorben

Tabel A 15. Komposisi Absorben Masuk Absorber

Komponen	Mol (kmol/jam)	Massa (Kg/jam)
Air (H ₂ O)	64,1950	1.156,4724

2. Menentukan Karakteristik Fluida

a) Menentukan massa jenis gas

Komponen	ω	T _c (K)	P _c (atm)	$\omega \cdot y$	T _{c,y} (K)	P _{c,y} (atm)	BM _y (kg/kmol)
Metanol	0,56	512,60	80,97	0,00	1,42	0,22	0,09
Air	0,35	647,10	220,55	0,08	155,33	52,94	4,32
Oksigen	0,02	154,60	50,43	0,00	0,36	0,12	0,07
Nitrogen	0,04	126,20	34,00	0,02	66,29	17,86	14,71
Formaldehid	0,28	408,00	65,90	0,06	89,51	14,46	6,59
Karbon Monoksida	0,05	132,90	34,99	0,00	1,36	0,36	0,29
Total				0,17	314,27	85,96	26,08

(Smith Van Ness, 2018)

$$T_{\text{operasi}} = 70 \text{ }^{\circ}\text{C} = 343,15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

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

$$T_R = \frac{343,15 \text{ K}}{314,2703 \text{ K}} = 1,0919$$

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

$$P_R = \frac{P}{P_C}$$

$$P_R = \frac{1 \text{ atm}}{85,9574 \text{ atm}} = 0,0116$$

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

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{(1,0919)^{1,6}} = -0,2836$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,72}{T_R^{4,2}}$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,72}{(1,0919)^{4,2}} = 0,0201$$

$$\frac{BP_C}{RT_C} = B^0 + \omega B^1$$

$$\frac{BP_C}{RT_C} = -0,2836 + (0,1668) \cdot (0,0201) = -0,2803$$

$$Z = 1 + \left(\frac{BP_C}{RT_C}\right) \cdot \left(\frac{P_R}{T_R}\right)$$

$$Z = 1 + (-0,2803) \cdot \left(\frac{0,0116}{1,0919}\right) = 0,9970$$

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T \cdot Z}$$

$$\rho = \frac{(1 \text{ atm}) \cdot \left(26,0755 \frac{\text{g}}{\text{mol}}\right)}{(82,0573 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm} \cdot \text{K}^{-1} \cdot \text{mol}^{-1}) \cdot (343,15 \text{ K}) \cdot (0,9970)}$$

$$\rho = 0,0009 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$$

$$\rho = 0,9288 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

b) Menentukan massa jenis gas output

Komponen	ω	Tc (K)	Pc (atm)	$\omega \cdot y$	Tc.y (K)	Pc.y (atm)	BM.y (kg/kmol)
Metanol	0,56	512,60	80,97	0,00	0,03	0,00	0,00
Air	0,35	647,10	220,55	0,00	2,86	0,98	0,08
Oksigen	0,02	154,60	50,43	0,00	0,66	0,22	0,14
Nitrogen	0,04	126,20	34,00	0,04	122,21	32,92	27,13
Formaldehid	0,28	408,00	65,90	0,00	1,65	0,27	0,12

Karbon Monoksida	0,05	132,90	34,99	0,00	2,51	0,66	0,53
Total				0,04	129,91	35,05	27,99

(Smith Van Ness, 2018)

$$T_{\text{operasi}} = 70 \text{ }^{\circ}\text{C} = 343,15 \text{ }^{\circ}\text{K}$$

$$T_{\text{R}} = \frac{T}{T_{\text{C}}}$$

$$T_{\text{R}} = \frac{343,15 \text{ K}}{129,9122 \text{ K}} = 2,6414$$

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

$$P_{\text{R}} = \frac{P}{P_{\text{C}}}$$

$$P_{\text{R}} = \frac{1 \text{ atm}}{35,0457 \text{ atm}} = 0,0285$$

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{T_{\text{R}}^{1,6}}$$

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{(2,6414)^{1,6}} = -0,0062$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,72}{T_{\text{R}}^{4,2}}$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,72}{(2,6414)^{4,2}} = 0,1361$$

$$\frac{BP_{\text{C}}}{RT_{\text{C}}} = B^0 + \omega B^1$$

$$\frac{BP_{\text{C}}}{RT_{\text{C}}} = -0,0062 + (0,0405) \cdot (0,1361) = -0,0007$$

$$Z = 1 + \left(\frac{BP_{\text{C}}}{RT_{\text{C}}}\right) \cdot \left(\frac{P_{\text{R}}}{T_{\text{R}}}\right)$$

$$Z = 1 + (-0,0007) \cdot \left(\frac{0,0285}{2,6414}\right) = 1$$

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T \cdot Z}$$

$$\rho = \frac{(1 \text{ atm}) \cdot \left(27,9948 \frac{\text{g}}{\text{mol}}\right)}{(82,0573 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm} \cdot \text{K}^{-1} \cdot \text{mol}^{-1}) \cdot (343,15 \text{ K}) \cdot (1)}$$

$$\rho = 0,0010 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}$$

$$\rho = 0,9942 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

c) Menentukan massa jenis solvent

Data konstanta untuk menentukan densitas solvent diperoleh dari buku perry, Tabel 2-30

No	Komponen	Konstanta			
		C ₁	C ₂	C ₃	C ₄
1	Air	5,4590	0,3054	647,13	0,0810

Densitas solvent dapat dihitung dengan persamaan yang diperoleh dari buku perry halaman 2-98, sebagai berikut :

$$\rho \left(\frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} \right) = C_1 \cdot C_2^{-\left(1 + \left(1 - \frac{T}{C_3}\right)\right)^{C_4}}$$

Densitas solvent : 982,590 kg/m³

: 61,34 lb/ft³

d) Menentukan massa jenis produk

Data konstanta untuk menentukan densitas masing-masing komponen diperoleh dari buku perry, Tabel 2-30

No	Komponen	Konstanta			
		C ₁	C ₂	C ₃	C ₄
1	Formaldehid	1,9415	0,2231	408,00	0,2857
2	Metanol	2,2880	0,2685	512,64	0,2453
3	Air	5,4590	0,3054	647,13	0,0810

Densitas masing-masing komponen dapat dihitung dengan persamaan yang diperoleh dari buku perry halaman 2-98, sebagai berikut :

$$\rho \left(\frac{\text{kmol}}{\text{m}^3} \right) = C_1 \cdot C_2^{-\left(1 + \left(1 - \frac{T}{C_3}\right)\right)^{C_4}}$$

No	Komponen	Fraksi [x]	[BM] (kg/kmol)	Densitas [ρ] (kg/m ³)	ρ · x (kg/m ³)
1	Formaldehid	37,0%	30,026	646,612	239,2465

2	Metanol	0,5%	32,042	749,253	3,7463
3	Air	62,5%	18,015	984,040	615,0253

Densitas campuran : 858.018 kg/m³

: 53.57 lb/ft³

e) Menentukan harga viskositas gas input

Data konstanta untuk menentukan viskositas masing-masing komponen gas diperoleh dari buku Perry, buku Carl Yaws, Tabel 1-2 halaman 1-100.

Komponen	Konstanta			
	A	B	C	D
Metanol	-13,612	0,385	-5,5E-05	-4,2E-09
Air	22,821	0,174	0,000325	-1,4E-07
Oksigen	-4,943	0,807	-0,0004	1,01E-07
Nitrogen	4,466	0,638	-0,00027	5,41E-08
Formaldehid	-18,734	0,539	-0,00019	4,01E-08
Karbon Monoksida	18,049	0,638	-0,00036	1,03E-07

Viskositas masing-masing komponen dapat dihitung dengan persamaan yang diperoleh dari buku Carl Yaws, halaman 1, sebagai berikut:

$$\eta_{\text{gas}} = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Komponen	fraksi mol (x)	Viskositas (μP)	Viskositas (cP)	x.μ (cP)
Metanol	0,0028	111,9017	0,0112	0,0000
Air	0,2405	114,9209	0,0115	0,0028
Oksigen	0,0023	228,3810	0,0228	0,0001
Nitrogen	0,5253	194,3126	0,0194	0,0102
Formaldehid	0,2194	145,4097	0,0145	0,0032
Karbon Monoksida	0,0102	198,8898	0,0199	0,0002
Total	1,0000			0,0164

Viskositas campuran : 0,0164 cP
 : $1,64423 \times 10^{-5}$ kg/m.s

f) Menentukan harga viskositas gas output

Viskositas masing-masing komponen dapat dilihat pada tabel berikut:

Komponen	fraksi mol (x)	Viskositas (μ P)	Viskositas (cP)	x. μ (cP)
Metanol	0,0001	111,9017	0,0112	0,0000
Air	0,0044	114,9209	0,0115	0,0001
Oksigen	0,0042	228,3810	0,0228	0,0001
Nitrogen	0,9684	194,3126	0,0194	0,0188
Formaldehid	0,0040	145,4097	0,0145	0,0001
Karbon Monoksida	0,0189	198,8898	0,0199	0,0004
Total	1,0000			0,0194

Viskositas campuran : 0,0194 cP
 : $1,93991 \times 10^{-5}$ kg/m.s

g) Menentukan harga viskositas solvent

Data konstanta untuk menentukan viskositas solvent diperoleh dari buku Perry, buku Carl Yaws, Tabel 22-1.

Komponen	Konstanta			
	A	B	C	D
Air	-10,2158	1792,5	0,01773	-0,000012631

Viskositas solvent dapat dihitung dengan persamaan yang diperoleh dari buku Carl Yaws, halaman 478, sebagai berikut :

$$\text{Log } \mu \text{ (cP)} = A + \frac{B}{T} + C \cdot T + D \cdot T^2$$

Viskositas liquid : 0,0004 cP
 : $4,02335 \times 10^{-7}$ kg/m.s

h) Menentukan harga viskositas produk

Data konstanta untuk menentukan viskositas masing-masing komponen gas diperoleh dari buku Carl Yaws, Tabel 22-1.

Komponen	Konstanta			
	A	B	C	D
Formaldehid	-6,3673	658,48	0,01941	-0,000027279
Metanol	-9,0562	1254,2	0,02238	-0,000023538
Air	-10,2158	1792,5	0,01773	-0,000012631

Viskositas masing-masing komponen dapat dihitung dengan persamaan yang diperoleh dari buku Carl Yaws, halaman 478, sebagai berikut :

$$\text{Log } \mu \text{ (cP)} = A + \frac{B}{T} + C \cdot T + D \cdot T^2$$

No	Komponen	Fraksi [x]	Viskositas [μ] (cP)	$\mu \cdot x$ (cP)
1	Formaldehid	0,1061	0,0001	0,039
2	Metanol	0,3390	0,0003	0,002
3	Air	0,4327	0,0004	0,270

Viskositas campuran : 0,3114 cP

: 0,0003 kg/m.s

i) Menentukan Harga Diffusivitas Gas

$$D_v = \frac{1,013 \times 10^{-7} T^{1,75} \left(\frac{1}{M_a} + \frac{1}{M_b}\right)^{1/2}}{P[(\sum a v_i)^{1/3} (\sum b v_i)^{1/3}]^2} \quad (\text{Pers. 8.21 Coulson hal. 332})$$

Keterangan :

D_v : Diffusivitas gas, m^2/s

T : Temperatur, K = 343,15 °K

M_a, M_b : Berat molekul komponen a dan b

P : Tekanan total, bar = 1,013 bar

$(\sum_a v_i), (\sum_b v_i)$: Jumlah koefisien volum untuk komponen a dan b

dengan menggunakan persamaan diatas untuk masing-masing diffusivitas gas pada masing masing komponen dapat dilihat dalam Tabel A 16.

Tabel A 16. Perhitungan Diffusivitas Gas

Komponen	x_i	D_v	$D_v \times x_i$
CH ₂ O	0,2194	0,0003	0,0001
CH ₃ OH	0,0028	0,0002	0,0000
N ₂	0,5252	0,0003	0,0001
O ₂	0,0023	0,0003	0,0000
CO	0,0102	0,0003	0,0000
H ₂ O	0,2400	0,0003	0,0001
Total	1,0000	0,0017	0,0003

Diffusivitas gas campuran : 0,0003 m²/s

j) Menentukan Harga Diffusivitas Liquid

$$D_L = \frac{1,173 \times 10^{-3} (\phi M)^{0,5} T}{\mu V_m^{0,6}} \quad (\text{Pers. 8.22 Coulson hal. 333})$$

Keterangan :

D_L : Diffusivitas liquid, m²/s

ϕ : an association for the solvent, 2,6 for water

M : Berat molekul komponen = 21,20

T : Temperatur, K = 338,15 °K

μ : Viskositas dari solvent, mNs/m²

V_m : Molar volume of the solute at its boiling point, m³/kmol

dengan menggunakan persamaan diatas diffusivitas liquid yang didapatkan adalah: $7,85868 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$

k) Menentukan Harga Surface Tension

$$\sigma = \left[\frac{P_{ch}(\rho_L - \rho_v)}{M} \right]^4 \times 10^{-12} \quad (\text{Pers. 8.32 Coulson hal. 335})$$

Keterangan :

σ : Surface tension. mJ/m^2 (dyne/cm)

P_{ch} : Sugden's parachor

ρ_L : Densitas liquid, kg/m^3

ρ_v : Densitas of the saturated vapour, kg/m^3

M : Berat molekul

dengan menggunakan persamaan diatas surface tension yang diperoleh sebagai berikut : $0,077 \text{ N}/\text{m}$

B. Menghitung Diameter Menara

$$\begin{aligned} \text{Liquid Leaving} &= \text{Jumlah liquid yang keluar dari absorber} \\ &= 3.030,30 \text{ kg/jam} \\ &= 0,8418 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Gas in} &= 4.482,8949 \text{ kg/jam} \\ &= 1,2453 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \left[\frac{L'}{G'} \right] \left[\frac{p_G}{p_L - p_G} \right]^{0,5} &= \left[\frac{0,8418}{1,2453} \right] \left[\frac{0,9288}{982,5898 - 0,9288} \right]^{0,5} \\ &= 0,0223 \end{aligned}$$

Dari figure 6.34 Treyball hal. 195 mempolting $\left[\frac{L'}{G'} \right] \left[\frac{p_G}{p_L - p_G} \right]^{0,5}$ dengan garis approximate flooding, diperoleh 0,32. Sehingga,

$$\frac{G' \cdot C_f \cdot \mu L^{0,1} J}{p_G (p_L - p_G) g_c} = 0,32$$

Keterangan :

$$J = 1$$

$$g_c = 1$$

Dari tabel 6.3, tabel 6.4, dan 6.5 *Treyball* hal 196,199, 205, dan 206 diperoleh,

Jenis packing = *Cramic Rasching Ring*

Nominal size = 50 mm = 2 in

Wall Thickness = 6 mm

$$C_D = 135,6$$

$$C_f = 65$$

$$\varepsilon = 0,74$$

$$a_p = 92 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$m = 31,52$$

$$n = 0$$

$$p = 0,481$$

$$d_s = 0,0725 \text{ m}$$

$$G' = \frac{0,32 \times p_G (p_L - p_G) g_c}{C_f \times \mu L^{0,1} J}$$

$$= \frac{0,32 \times 0,9288 (858,0181 - 0,9288) 1}{65 \times 0,0003^{0,1} 1}$$

$$= 2,96 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

Jika diasumsikan flooding sebesar 60%, maka G' menjadi

$$G' = 0,6 \times 2,96$$

$$= 1,78 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

Cross-sectional area tower

$$A = \frac{G}{G'}$$

$$= \frac{1,2453 \text{ kg/s}}{1,78 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}}$$

$$= 0,700 \text{ m}^2$$

Diameter kolom absorber

$$\begin{aligned} D &= \left(\frac{4 \times A}{\pi} \right)^{0,5} \\ &= \left(\frac{4 \times 0,700}{3,14} \right)^{0,5} \\ &= 0,94 \text{ m} \end{aligned}$$

C. Menghitung Tinggi Menara

$$\begin{aligned} G_1 &= 171,9272 \text{ kmol/jam} \\ &= 0,0478 \text{ kmol/detik} \end{aligned}$$

$$y_{1(\text{basis campuran})} = \frac{0,2810}{1+0,2810} = 0,2194$$

$$Y_{1(\text{basis murni})} = \frac{37,72}{(171,94-37,72)} = 0,2810$$

$$X_2 = 0$$

$$x_2 = 0$$

$$Y_{2(\text{basis murni})} = \frac{0,3772}{(93,2554-0,3772)} = 0,0041$$

$$y_{2(\text{basis campuran})} = \frac{0,0041}{1+0,0041} = 0,0040$$

$$X_1 = \frac{37,3414}{(142,9455-37,3414)} = 0,3536$$

$$x_1 = \frac{0,3536}{1+0,3536} = 0,2612$$

- 1) Menentukan S_{CL} dan S_{CG} untuk liquid dan gas

$$\begin{aligned} S_{CL} &= \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \\ &= \frac{4,0234 \times 10^{-7}}{982,5898 \times 7,8587 \times 10^{-6}} \\ &= 0,0001 \end{aligned}$$

$$S_{CG} = \frac{\mu_G}{\rho_G D_G}$$

$$= \frac{1,64423 \times 10^{-5}}{0,9288 \times 0,0003}$$

$$= 0,0621$$

$$G'_{top} = \frac{2.609,0817/3600}{0,448} = 1,7786 \frac{kg}{m2.s}$$

$$G'_{bottom} = \frac{4.482,8949/3600}{0,448} = 1,0358 \frac{kg}{m2.s}$$

$$G'_{average} = \frac{1,7786 + 1,0358}{2} = 1,4072 \frac{kg}{m2.s}$$

$$L'_{top} = \frac{1.156,4724/3600}{0,448} = 0,4592 \frac{kg}{m2.s}$$

$$L'_{bottom} = \frac{3.030,3030/3600}{0,448} = 1,2022 \frac{kg}{m2.s}$$

$$L'_{average} = \frac{0,4592 + 1,2022}{2} = 0,8307 \frac{kg}{m2.s}$$

2) Menentukan Hold up

Untuk *Ceramic Rasching Ring*, nominal size 50 mm atau 2 in dari tabel 6.5 *Treyball* hal. 206 diperoleh,

d_s : 0,0725 m

$$\beta = 1,508 d_s^{0.376}$$

$$= 1,508 \times 0,0725^{0.376}$$

$$= 0,56$$

Dari tabel 6.5 *Treyball*, untuk $\mu_L < 0,012$ kg/m.s, diperoleh persamaan :

$$\varphi_{LSW} = \frac{2,47 \times 10^{-4}}{d_s^2}$$

$$= \frac{2,47 \times 10^{-4}}{0,0725^2}$$

$$= 0,006 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$\begin{aligned}\varphi_{LtW} &= \frac{(2,09 \times 10^{-6})(737,5xL')^\beta}{d_s^2} \\ &= \frac{(2,09 \times 10^{-6})(737,5 \times 0,831)^{0,56}}{0,0725^2} \\ &= 0,015 \text{ m}^3/\text{m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\varphi_{LoW} &= \varphi_{LtW} - \varphi_{LsW} \\ &= 0,015 - 0,006 \\ &= 0,009 \text{ m}^3/\text{m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}H &= \frac{975,7 L'^2 \mu L^{0,13}}{\rho L^{0,84} (2,024 L'^{0,430} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0,073} \right)^{0,1737 - 0,262 \log L'} \\ &= \frac{975,7 \times 0,831^2 \times 0,0003^{0,13}}{982,5898^{0,84} (2,024 \times 0,831^{0,430} - 1)} \left(\frac{0,0768}{0,073} \right)^{0,1737 - 0,262 \log 0,831} \\ &= 1,0948\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\varphi_{Lo} &= \varphi_{LoW} \times H \\ &= 0,009 \times 1,0948 \\ &= 0,0096 \text{ m}^3/\text{m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\varphi_{Ls} &= \frac{0,0486 \mu L^{0,02} \sigma^{0,99}}{d_s^{1,21} \rho L^{0,37}} \\ &= \frac{0,0486 \times 0,0003^{0,02} \times 0,0768^{0,99}}{0,0725^{1,21} 982,5898^{0,37}} \\ &= 0,0061 \text{ m}^3/\text{m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\varphi_{Lt} &= \varphi_{Lo} + \varphi_{Ls} \\ &= 0,0096 + 0,0061 \\ &= 0,0157 \text{ m}^3/\text{m}^3\end{aligned}$$

3) Interfacial area

dari tabel 6.4 Tryball hal. 205 untuk *Ceramic Rasching Ring*, nominal size 50 mm atau 2 in dengan range $L' = 0.68 - 2.0$ diperoleh,

$$m : 31,52$$

$$n : 0$$

$$p : 0,481$$

$$\begin{aligned} a_{AW} &= m \left(\frac{808 G'}{\rho_G^{0.5}} \right) L'^p \\ &= 31,52 \left(\frac{808 \times 2,6031}{0,9288^{0.5}} \right) 0,831^{0.481} \\ &= 28,830 \text{ m}^2/\text{m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a_{vw} &= 0,85 a_{AW} \frac{\varphi_{Ltw}}{\varphi_{LoW}} \quad (\text{pers. 6.73 Treyball hal 204}) \\ &= 0,85 \times 28,830 \frac{0,015}{0,009} \\ &= 41,0444 \text{ m}^2/\text{m}^3 \end{aligned}$$

4) Menentukan *Operating Void Space* dalam *Packing* dari tabel 6.3 Tryball diperoleh,

$$\varepsilon = 0,74$$

$$\varepsilon_{Lo} = \varepsilon - \varphi_{Lt} \quad (\text{pers. 6.71 Treyball hal 203})$$

$$= 0,74 - 0,0157$$

$$= 0,724 \text{ m}^3/\text{m}^3$$

$$\frac{F_G S C_G^{2/3}}{G} = 1,195 \left[\frac{d_s G'}{\mu_G (1 - \varepsilon_{Lo})} \right]^{-0.36} \quad (\text{pers. 6.70 Treyball hal 203})$$

$$\frac{F_G \times 0,0621^{2/3}}{0,0526} = 1,195 \left[\frac{0,0725 \times 1,4072}{1,64423 \times 10^{-5} (1 - 0,724)} \right]^{-0.36}$$

$$F_G = 0,0108 \text{ kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$$

5) Menentukan Koefisien Fase Liquid

$$\frac{k_L d_s}{D_L} = 25,1 \left[\frac{d_s L'}{\mu_L} \right]^{0,45} S C_L^{0,5} \quad (\text{pers. 6.72 Treyball hal 204})$$

$$\frac{k_L 0,0725}{2,2234 \times 10^{-5}} = 25,1 \left[\frac{0,0725 \times 0,831}{0,0003} \right]^{0,45} 0,0001^{0,5}$$

$$k_L = 0,0058$$

$$F_L = k_L C$$

$$= 0,0058 \times \frac{982,5898}{18,0150}$$

$$= 0,3185 \text{ kmol/m}^2 \cdot \text{s}$$

6) Menentukan Koefisien Volumetrik

$$F_G a_A = 0,0108 \times 41,0444 = 0,4462 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

$$F_L a_A = 0,3185 \times 41,0444 = 13,0734 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

7) Menentukan *Height of Transfer Unit*

$$H_{tG} = \frac{G}{F_G a_A} \quad (\text{pers. 8.24 Treyball hal. 303})$$

$$= \frac{0,0526}{0,4462}$$

$$= 0,1179 \text{ m}$$

8) Menentukan *Number of Transfer Unit*

$$N_{tG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y-y_i} + \frac{1}{2} \ln \frac{1-y_2}{y-y_1} \quad (\text{pers. 8.27 Treyball hal. 303})$$

$$= 26,3959$$

9) Tinggi *Packing*

$$Z = H_{tG} \times N_{tG}$$

$$= 0,1179 \times 26,3959$$

$$= 3,1 \text{ m}$$

$$\text{Safety factor } 10\% = 3,42 \text{ m}$$

D. Menghitung Tebal dan Diameter Luar *Shell*

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi *Carbon steel SA 285 grade C* dengan karakteristik sebagai berikut :

$$ID_s = 0,94 \text{ m}$$

$$r_i = 0,4722 \text{ m} = 18,5908 \text{ in}$$

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

$$T_{\text{operasi}} = 70 \text{ }^\circ\text{C} = 343,15 \text{ K}$$

Safety factor yang diambil 10 %

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

$$T_{\text{desain}} = 77 \text{ }^\circ\text{C} = 350,15 \text{ K}$$

Dengan $T = 350,15 \text{ K}$ dari Tabel 13.11 Brownell&Young, maka diperoleh max. allowable stress (f) = 12.650 psi

dan dari Tabel 13.12 dipilih type of joint jenis *double welded butt joint* dengan max. efisiensi sambungan (E) = 0,8 dengan faktor korosi (C) = 0,125 in

Tebal shell reaktor diperoleh :

$$t_s = \frac{P r_i}{f E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Pers. 14.34, Brownell \& Young, hal. 275})$$

$$t_s = \frac{(16,17 \text{ psi}) \times (18,5908 \text{ in})}{(12650 \text{ psi}) \times (0,80) - 0,6 \times (16,17 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,1547 \text{ in}$$

$$= 0,0039 \text{ m}$$

Dipilih tebal *shell* standar $3/16 \text{ in} = 0,0048 \text{ m}$

$$\text{Diameter luar shell} = ID_s + 2 t_s$$

$$= 37,1816 \text{ in} + 2(0,1547 \text{ in})$$

$$= 37,5566 \text{ in}$$

$$= 0,9539 \text{ m}$$

E. Menghitung Tebal *Head* dan *Bottom*

Tebal *head* dan *bottom* direncanakan berbentuk *Torisoherical dished head* dengan bahan konstruksi *Carbon steel SA 285 grade C*. Untuk menghitung tebal *head* dapat digunakan persamaan berikut:

$$t_h = \frac{0,885 \cdot P \cdot r_c}{f \cdot E - 0,1 \cdot P} + C \quad (\text{Pers 13.12, Brownell \& Young, hal. 258})$$

dimana

P : tekanan tangki, psi

r_c : *crown radius*, in berdasarkan Tabel 5.7, Brownell diperoleh $r_c = 36$

f : *stress allowable*, f = 12650 psi

E : faktor pengelasan, E = 0,80

C : faktor korosi, C = 0,125 in

Diperoleh tebal *head* :

$$t_h = \frac{0,885 \cdot P \cdot r_c}{f \cdot E - 0,1 \cdot P} + C$$
$$t_h = \frac{0,885 \times (16,17 \text{ psi}) \times (36 \text{ in})}{(12650 \text{ psi}) \times (0,80) - 0,1 \times (16,17 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$
$$t_h = 0,1759 \text{ in}$$
$$= 0,0045 \text{ m}$$

dipilih tebal *head* standar $3/16 \text{ in} = 0,0048 \text{ m}$

F. Menghitung Tinggi *Head* dan *Bottom*

Dari Tabel 5.7 *Brownell*, untuk OD = 36,7293 in, dengan tebal *head* $3/16 \text{ in}$ didapatkan data sebagai berikut,

$$icr = 2 \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$r = 36 \text{ in}$$

$$a = 18,5908 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 16,2158 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 33,6250 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 29,4566 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 6,5434 \text{ in}$$

dengan $th = 3/16 \text{ in}$ dari hasil plotting Tabel 5.6 Brownell, diperoleh

data $sf = 1,25 - 2 \text{ in}$, dipilih 2 in

Tinggi head reaktor (OA) dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} OA &= th + sf + b \\ &= 0,1875 \text{ in} + 2 \text{ in} + 6,5434 \text{ in} \\ &= 8,7309 \text{ in} \\ &= 0,2218 \text{ m} \end{aligned}$$

G. Menghitung Tinggi Absorber

Tinggi menara absorber dapat diperoleh dengan menghitung semua elemen menara.

Tinggi head	=	0,22	m
Tinggi ruang kosong atas	=	0,73	m
Tinggi Packing	=	3,42	m
Tebal Plate	=	0,05	m
Tinggi ruang kosong bawah	=	0,73	m
Tinggi bottom	=	0,22	m
Tinggi total	=	5,38	m

H. Menghitung Pressure drop

$$CD = 135,6$$

$$Z = 3,4 \text{ m}$$

$$\rho_G = 0,9288 \text{ kg/m}^3$$

$$G' = 1,4072 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$\Delta P = CD \times \frac{G'^2}{\rho_G} \times Z \quad (\text{Pers. 5.6, Treyball, hal. 88})$$

$$\Delta P = 135,6 \times \frac{1,4072^2}{0,9288} \times 3,4$$

$$= 289,0898 \text{ N/m}^2$$

$$= 0,0029 \text{ atm}$$

I. Menentukan jumlah dan berat packing

1. Jumlah packing

$$Z = 3,42 \text{ m}$$

$$D = 0,94 \text{ m}$$

Jenis packing = *Rasching ring*

dengan nominal size 2 in dengan bahan keramik, volume bahan isian dapat dihitung dengan menggunakan rumus di bawah ini,

$$\begin{aligned} V &= \frac{1}{4} \pi d^2 z \\ &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 0,94^2 \times 3,42 \\ &= 2,3966 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Approx. average. Number per cubic foot = 162 buah/cuft

$$\begin{aligned} n &= V \times \text{number per cubic foot} \\ &= 2,3966 \times 162 \times 3,281 \\ &= 1.274 \text{ buah} \end{aligned}$$

2. Berat bahan isian

$$\text{Bulk density bahan isian} = 651 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Berat bahan isian} &= \rho \times V \\ &= 651 \text{ kg/m}^3 \times 2,3966 \text{ m}^3 \\ &= 1.560 \text{ kg} \end{aligned}$$

J. Menghitung Nozzle Input dan Output

1. Nozzle input gas

$$Q_f = \frac{F}{\rho}$$

Dengan,

$$F = \text{Flow rate}$$

P = Densitas

$$Q_f = \frac{4.482,89 \times 2,204}{0,06 \times 3600}$$
$$= 47,334 \frac{ft^3}{s}$$

Safety factor 10% : $52,0678 \frac{ft^3}{s}$

Diameter optimal pipa

Asumsi : Fluida yang mengalir terjadi pada aliran turbulen ($NRe > 21000$)

$$D_{i,opt} = 3,9 \cdot Q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$
$$= 3,9 \times 52,0678^{0,45} \times 0,06^{0,13}$$
$$= 15,95 \text{ in}$$
$$= 0,4051 \text{ m}$$

Kesesuaian hasil hitung vs data standar pipa di Appendix C buku Faoust maka diperoleh,

D Nominal	16 in	0,4064 m
OD	16 in	0,4064 m
ID	15 in	0,3810 m
Cross Section Area (A_m)	24,35 in ²	0,0157 m ²
Schedule Numb.	40	

a. Kecepatan linier fluida

$$\bar{v} = \frac{Q_f}{A_m}$$
$$= \frac{1,474}{0,0157}$$
$$= 93,8520 \frac{m}{s}$$

b. Velocity head

Pipa yang digunakan berukuran sama sehingga kecepatan fluida dalam pipa seragam

$$v_1 = v_2$$

$$\Delta v = m/s$$

$$\bar{v}_h = \frac{\Delta \bar{v}^2}{2 \cdot g_c \cdot \alpha}$$

Velocity head = 0

c. Perhitungan konfirmatif NRe

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \cdot D \cdot \bar{v}}{\mu} \\ &= \frac{0,9288 \times 0,3810 \times 93,8520}{1,64423 \times 10^{-5}} \\ &= 2.019.930,700 \end{aligned}$$

Asumsi penentuan D_{opt} = benar

2. Nozzle input absorbent

$$Q_f = \frac{F}{\rho}$$

Dengan,

F = Flow rate

P = Densitas

$$\begin{aligned} Q_f &= \frac{1.156,4724 \times 2,204}{61,34 \times 3600} \\ &= 0,0116 \frac{ft^3}{s} \end{aligned}$$

$$\text{Safety factor 10\%} : 0,0127 \frac{ft^3}{s}$$

Diameter optimal pipa

Asumsi : Fluida yang mengalir terjadi pada aliran turbulen (NRe > 21000)

$$\begin{aligned} Di_{opt} &= 3,9 \cdot Q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0127^{0,45} \times 61,34^{0,13} \\ &= 0,93 \text{ in} \\ &= 0,0237 \text{ m} \end{aligned}$$

Kesesuaian hasil hitung vs data standar pipa di Appendix C buku Faoust maka diperoleh,

D Nominal	0,75 in	0,0191 m
OD	1,05 in	0,0267 m
ID	0,824 in	0,0209 m
Cross Section Area (Am)	0,333 in ²	0,0002 m ²
Schedule Numb.	40	

a) Kecepatan linier fluida

$$\begin{aligned}\bar{v} &= \frac{Q_f}{A_m} \\ &= \frac{0,00036}{0,00002} \\ &= 1,67481 \frac{m}{s}\end{aligned}$$

b) Velocity head

Pipa yang digunakan berukuran sama sehingga kecepatan fluida dalam pipa seragam

$$v_1 = v_2$$

$$\Delta v = m/s$$

$$\bar{v}_h = \frac{\Delta \bar{v}^2}{2 \cdot g_c \cdot \alpha}$$

$$\text{Velocity head} = 0$$

c) Perhitungan konfirmatif NRe

$$\begin{aligned}N_{Re} &= \frac{\rho \cdot D \cdot \bar{v}}{\mu} \\ &= \frac{982,6204 \times 0,0209 \times 1,67481}{0,0003} \\ &= 85.609.821,752\end{aligned}$$

Asumsi penentuan $D_{opt} = \text{benar}$

3. Nozzle output gas

$$Q_f = \frac{F}{\rho}$$

Dengan,

F = Flow rate

P = Densitas

$$Q_f = \frac{2.609,08 \times 2,204}{0,06 \times 3600}$$
$$= 25,7515 \frac{ft^3}{s}$$

$$\text{Safety factor 10\%} : 28,3266 \frac{ft^3}{s}$$

Diameter optimal pipa

Asumsi : Fluida yang mengalir terjadi pada aliran turbulen (NRe > 21000)

$$D_{i,opt} = 3,9 \cdot Q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$
$$= 3,9 \times 28,3266^{0,45} \times 0,06^{0,13}$$
$$= 12,24 \text{ in}$$
$$= 0,3108 \text{ m}$$

Kesesuaian hasil hitung vs data standar pipa di Appendix C buku Faoust maka diperoleh,

D Nominal	12 in	0,3048 m
OD	12,75 in	0,3239 m
ID	11,938 in	0,3032 m
Cross Section Area (Am)	15,77 in ²	0,0102 m ²
Schedule Numb.	40	

a) Kecepatan linier fluida

$$\bar{v} = \frac{Q_f}{A_m}$$
$$= \frac{0,8021}{0,0102}$$
$$= 78,8381 \frac{m}{s}$$

b) Velocity head

Pipa yang digunakan berukuran sama sehingga kecepatan fluida dalam pipa seragam

$$v_1 = v_2$$

$$\Delta v = m/s$$

$$\bar{v}_h = \frac{\Delta \bar{v}^2}{2 \cdot g_c \cdot \alpha}$$

$$\text{Velocity head} = 0$$

c) Perhitungan konfirmatif NRe

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \cdot D \cdot \bar{v}}{\mu} \\ &= \frac{0,9942 \times 0,3032 \times 78,8381}{1,64423 \times 10^{-5}} \\ &= 1.225.180,817 \end{aligned}$$

Asumsi penentuan D_{opt} = benar

4. Nozzle output produk

$$Q_f = \frac{F}{\rho}$$

Dengan,

F = Flow rate

P = Densitas

$$\begin{aligned} Q_f &= \frac{3.030,3 \times 2,204}{53,57 \times 3600} \\ &= 0,0346 \frac{ft^3}{s} \end{aligned}$$

$$\text{Safety factor } 10\% : 0,0381 \frac{ft^3}{s}$$

Diameter optimal pipa

Asumsi : Fluida yang mengalir terjadi pada aliran turbulen (NRe > 21000)

$$\begin{aligned} D_{i_{opt}} &= 3,9 \cdot Q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0381^{0,45} \times 53,57^{0,13} \\ &= 1,50 \text{ in} \\ &= 0,03820 \text{ m} \end{aligned}$$

Kesesuaian hasil hitung vs data standar pipa di Appendix C buku Faoust maka diperoleh,

D Nominal	1,25 in	0,0318 m
OD	1,9 in	0,0483 m
ID	1,38 in	0,0351 m
Cross Section Area (Am)	0,669 1,25	0,0004 m ²
Schedule Numb.	40	

a) Kecepatan linier fluida

$$\begin{aligned}\bar{v} &= \frac{Q_f}{A_m} \\ &= \frac{0,00108}{0,0004} \\ &= 2,4995 \frac{m}{s}\end{aligned}$$

b) Velocity head

Pipa yang digunakan berukuran sama sehingga kecepatan fluida dalam pipa seragam

$$\begin{aligned}v_1 &= v_2 \\ \Delta v &= m/s\end{aligned}$$

$$\bar{v}_h = \frac{\Delta \bar{v}^2}{2 \cdot g_c \cdot \alpha}$$

$$\text{Velocity head} = 0$$

c) Perhitungan konfirmatif NRe

$$\begin{aligned}N_{Re} &= \frac{\rho \cdot D \cdot \bar{v}}{\mu} \\ &= \frac{858,0448 \times 0,0351 \times 2,4995}{0,0003} \\ &= 241.414,416\end{aligned}$$

Asumsi penentuan D_{opt} = benar

RESUME ABSORBER (AB-01)

1) Spesifikasi Alat

Kode alat	= AB -01
Tipe	= Packed Tower
Fungsi	= untuk memisahkan formaldehid dan inert gas dengan menggunakan air (Q ⁵) sebagai media penyerapnya
Bahan	= <i>Carbon steel SA 285 grade C</i>
Kondisi operasi	
Suhu	= 70 °C
Tekanan	= 1 atm
Diameter Menara	= 0,94 m
Tinggi bed	= 3,42 m
Jumlah bed	= 1 buah
Jenis bahan isian	= <i>Cramic Rasching Ring</i>
Tebal <i>shell</i>	= 0,0048 m
Jenis <i>head</i>	= <i>Torispherical Dished</i>
Tebal <i>head</i>	= 0,0048 m
Tinggi <i>head</i>	= 0,22 m
Tinggi total Menara	= 5,38 m
<i>Pressure drop</i>	= 0,0029 atm

2) Spesifikasi Nozzle input dan output

a) Nozzle gas input

D Nominal	16 in	0,4064 m
OD	16 in	0,4064 m
ID	15 in	0,3810 m
Cross Section Area (Am)	24,35 in ²	0,0157 m ²
Schedule Numb.	40	

b) Nozzle gas output

D Nominal	12 in	0,304800 m
OD	12,75 in	0,323850 m
ID	11,938 in	0,303225 m
Cross Section Area (Am)	15,77 in ²	0,010174 m ²
Schedule Numb.	40	

c) Nozzle absorbent

D Nominal	0,75 in	0,0191 m
OD	1,05 in	0,0267 m
ID	0,824 in	0,0209 m
Cross Section Area (Am)	0,333 in ²	0,0002 m ²
Schedule Numb.	40	

d) Nozzle produk

D Nominal	1,25 in	0,0318 m
OD	1,9 in	0,0483 m
ID	1,38 in	0,0351 m
Cross Section Area (Am)	0,669 in ²	0,0004 m ²
Schedule Numb.	40	

3) Spesifikasi Bahan Isian

Jenis = *Rasching Ring*

Bahan = keramik

Nominal size	= 2 inch
Wall thickness	= 6 mm
Jumlah bahan isian	= 1.274 buah
Berat bahan isian total	= 1.560 kg

4) Mechanical design

Design Internal menara absorber terdiri atas :

a) Distributor cairan

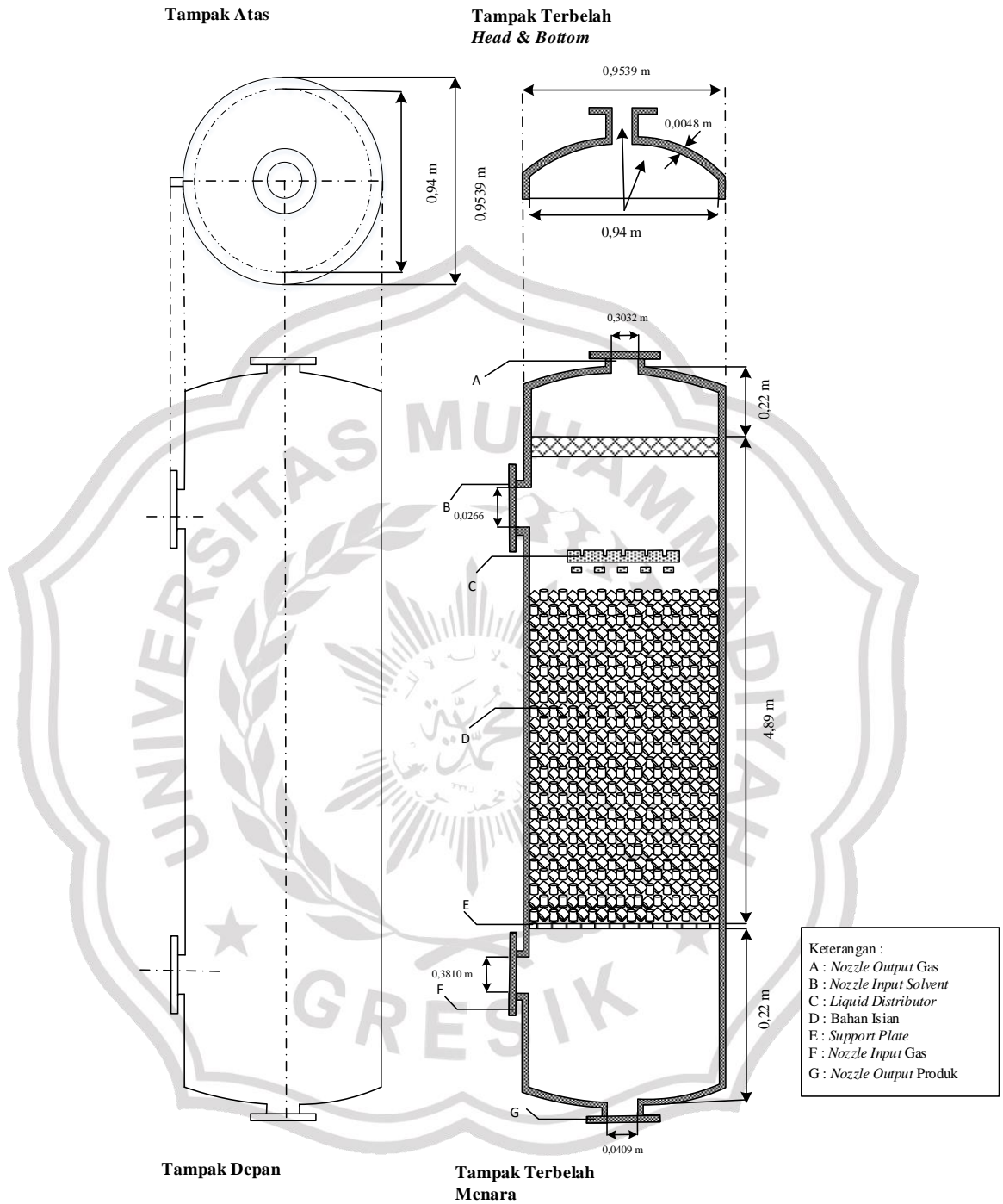
Distributor cairan berfungsi untuk mengalirkan cairan secara merata ke seluruh penampang menara dengan gaya gravitasi. Untuk operasi ini dipilih distributor jenis trough distributor sebab diameter menara cukup besar. Dimensi distributor yang digunakan adalah sebagai berikut:

Jenis	= Trough distributor
Bahan	= Stainless steel
Jumlah trough	= 3

b) Packing Support

★ Packing support berfungsi untuk menahan berat packing basah dan membantu aliran gas dan cairan. Packing support yang digunakan berjenis grid plate dengan bahan stainless steel. Dimensi grid plate yang digunakan adalah sebagai berikut :

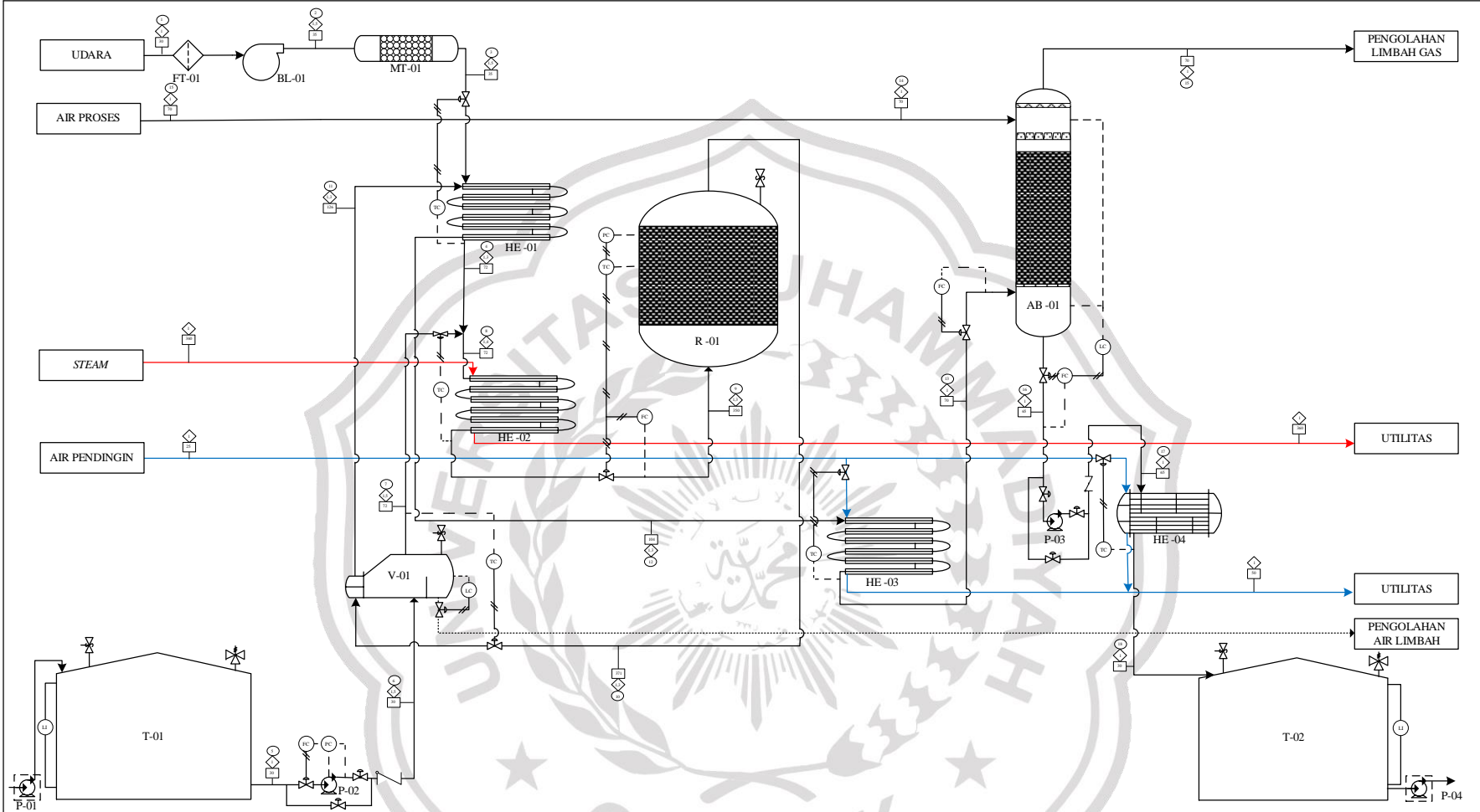
Jenis	= Grid plate
Bahan	= Stainless steel
H	= 2 inc





LAMPIRAN B
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK FORMALDEHID DARI METANOL DENGAN KAPASITAS 24.000 TON/TAHUN**



Komponen	Nomor Arus																	
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
CH ₃ OH	-	-	-	-	1.280,27	1.280,27	1.280,27	1.280,27	1.280,27	15,30	15,30	15,30	15,30	-	0,15	15,15	15,15	15,15
H ₂ O	-	-	-	-	1,92	1,92	1,92	1,92	1,92	744,90	744,90	744,90	744,90	1.156,47	7,45	1.893,94	1.893,94	1.893,94
O ₂	672,14	672,14	672,14	672,14	-	-	-	672,14	672,14	12,39	12,39	12,39	12,39	-	12,39	-	-	-
N ₂	2.528,54	2.528,54	2.528,54	2.528,54	-	-	-	2.528,54	2.528,54	2.528,54	2.528,54	2.528,54	2.528,54	-	2.528,54	-	-	-
CH ₂ O	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1.132,54	1.132,54	1.132,54	1.132,54	-	11,33	1.121,21	1.121,21	1.121,21
CO	-	-	-	-	-	-	-	-	-	49,23	49,23	49,23	49,23	-	49,23	-	-	-
Total	3.200,68	3.200,68	3.200,68	3.200,68	1.282,19	1.282,19	1.282,19	4.482,87	4.482,87	4.482,90	4.482,90	4.482,90	1.156,47	2.609,09	3.030,30	3.030,30	3.030,30	3.030,30

NOTASI		INSTRUMEN	
	: ALIRAN PROSES	FC	: FLOW CONTROLLER
	: ALIRAN PENDINGIN	LC	: LEVEL CONTROLLER
	: ALIRAN STEAM	LI	: LEVEL INDICATOR
	: SIGNAL UDARA	TC	: TEMPERATURE CONTROLLER
	: TEKAN	PC	: PRESSURE CONTROLLER
	: ELECTRIC CONNECTION	KETERANGAN ALAT	
	: UNSTEADY FLOW	T	: TANGKI PENYIMPAN
	: NOMOR ARUS	R	: REAKTOR
	: TEKANAN ADM	AB	: MENARA ABSORBER
	: SUHU, CELCIUS	HE	: HEAT EXCHANGER
	: CONTROL VALVE	V	: VAPORIZER
	: PRESSURE RELIEF	BL	: BLOWER
	: FAN	P	: POMPA
	: CHECK VALVE	FT	: FILTER
		MT	: MOISTURE TRAP

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK FORMALDEHID DARI
METANOL DENGAN KAPASITAS 24.000 TON/TAHUN**

Dibersihkan oleh:
Zan Nubah Arifah C.R. (190606001)
Choirul Anam (190606024)

Dosen Pembimbing:
Rini Puji Asutik, S.T., M.T
Fiska Yohana Purwaningtyas, S.T., M.Eng

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS MUHAMMADIYAH GRESIK
2023