



REAKTOR

Fungsi : Mereaksikan asam metakrilat dan n-butanol dengan katalis asam sulfat membentuk produk utama n-butil metakrilat

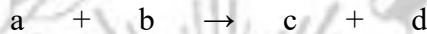
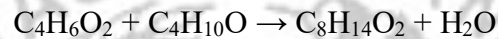
Jenis Reaktor : Tangki alir berpengaduk

Proses : Kontinyu

Kondisi operasi : Suhu = 80 °C

Tekanan = 1,3 atm

Reaksi yang terjadi dalam reaktor :

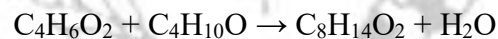


Perbandingan mol umpan :



(US Patent No. 5883288A)

Perhitungan Stoikiometri pada reactor :



Mula-mula : 27,699 27,568 0,267 27,145

Reaksi : 27,145 27,145 27,145 27,145

Sisa : 0,553 0,422 27,413 27,145

1. Menghitung laju alir volumetric

Tabel A.1 laju alir volumetric

Komponen	rho (kg/m ³)	Fm (kmol/jam)	Fw (kg/jam)	Fv (m ³ /jam)
C ₄ H ₆ O ₂	955,3237	27,7000	2401,5899	2,5139
C ₄ H ₁₀ O	758,4405	27,5684	2059,3551	2,7152
H ₂ SO ₄	1764,4989	0,9019	88,3847	0,0501
H ₂ O	975,4938	3,7420	67,4825	0,0692
C ₈ H ₁₄ O ₂	838,8776	0,2685	38,1306	0,0455
Total		60,1808	4622,0871	5,3551

Untuk C_{A0} diperoleh :

$$C_{A0} = \frac{Fv}{F_{mA}}$$

$$C_{A0} = \frac{5,3551}{27,700}$$

$$C_{A0} = 5,1726$$

Untuk C_{B0} diperoleh :

$$C_{B0} = \frac{Fv}{F_{mB}}$$

$$C_{B0} = \frac{5,3551}{27,5684}$$

$$C_{B0} = 5,1481$$

Sehingga untuk nilai M diperoleh :

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

$$M = \frac{5,1726}{5,1481}$$

$$M = 0,9952 \text{ (diasumsikan 1)}$$

$$C_{A0} \approx C_{B0}$$

2. Mencari waktu

Laju A masuk – Laju A keluar – Laju reaksi A = Laju Akumulasi

$$F_{A0} - F_A - ((-r_a) \cdot V) = 0$$

$$(-r_a)V = Fv (C_{A0} - C_A)$$

$$k \cdot C_{A0}^2 (1 - X_A) (M - X_A) V = F_v \cdot C_{A0} \cdot X_A$$

Dimana,

$$\frac{V}{F_v} = t$$

Maka,

$$t = \frac{X_A}{k C_{A0} (1 - X_A)(M - X_A)}$$

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

Dengan :

$$M = 1$$

$$X_A = 0,98$$

3. Perhitungan optimasi jumlah reaktor

Jumlah reaktor 1

Tabel A.2 Perhitungan Jumlah Reaktor 1

Reaktor ke-	X _{a,N-1}	X _{a,N}	t (jam)	Error t
1	0,0000	0,9800	23,0396	0,0000
Total			23,0396	0,0000

$$N : 1$$

$$t, \text{ rata-rata} : 46,1554 \text{ jam}$$

$$V_i = t \cdot F_v : 247,1672 \text{ m}^3$$

$$V = N \cdot V_i : 247,1672 \text{ m}^3$$

$$C \text{ relatif} : 1$$

Jumlah reaktor 2

Tabel A.3 Perhitungan Jumlah Reaktor 2

Reaktor ke-	X _{a,N-1}	X _{a,N}	t (jam)	Error t
1	0,0000	0,92099	2,7794	0
2	0,9210	0,98	2,7794	0,0000
Total			2,5586	0,0000

N : 2
 t, rata-rata : 2,7793 jam
 $V_i = t.F_v$: 14,8834 m³
 $V = N.V_i$: 29,7669 m³
 C relatif : 0,3706
 Jumlah reaktor 3

Tabel A.3 Perhitungan Jumlah Reaktor 3

Reaktor ke-	X _{a,N-1}	X _{a,N}	t (jam)	Error t
1	0,0000	0,87106	0,9870	0
2	0,8710	0,959033	0,9875	0,0005
3	0,9590	0,98	0,9875	0,0000
Total			2,9620	0,0005

N : 3
 t, rata-rata : 0,9873 jam
 $V_i = t.F_v$: 5,2873 m³
 $V = N.V_i$: 15,8619 m³
 C relatif : 0,2987
 Jumlah reaktor 4

Tabel A.4 Perhitungan Jumlah Reaktor 4

Reaktor ke-	X _{a,N-1}	X _{a,N}	t (jam)	Error t
1	0,0000	0,83089	0,5473	0
2	0,8309	0,939	0,5473	0,0000
3	0,9390	0,9683	0,5493	0,0019
4	0,9683	0,98	0,5510	0,0017
Total			2,1950	0,0037

N : 4
 t, rata-rata : 0,5488 jam
 $V_i = t.F_v$: 2,9387 m³

$$V = N.V_i : 11,7546 \text{ m}^3$$

$$C \text{ relatif} : 0,2800$$

Untuk menentukan harga reaktor, dapat digunakan persamaan :

$$E = \left(E_y \frac{N_x}{N_y} \right) (\text{jumlah reaktor})$$

(Aries, newton 1955 hal.16)

Dimana :

E_y : Tahun y

N_x : Index di tahun x

N_y : Index di tahun y

Sehingga diperoleh harga pada masing masing reaktor

Tabel A.5 Harga Reaktor

Jumlah Reaktor	Volume (m ³)	Harga Tiap Unit (USD)		Total (USD)
		2014	2029	
1	247,1672	3.741.600,00	4.972.145,41	4.972.145,41
2	14,8834	1.062.500,00	1.411.937,27	2.823.874,54
3	5,2873	668.200,00	887.959,04	2,663.877,13
4	2,9387	513.600,00	682.513,87	2.730.055,47

Dari data yang diperoleh dalam tabel dapat terlihat bahwa harga Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) akan paling murah jika menggunakan 3 reaktor. Namun optimasi diatas tidak memperhitungkan kebutuhan space dan perlengkapan lain di reaktor, seperti kebutuhan pompa, kebutuhan pengaduk dan lain-lain. Kebutuhan diatas akan semakin besar dengan semakin banyak jumlah reaktor yang dipilih. Oleh karena itu jumlah reaktor yang dipakai adalah 3, karena harga yang paling murah menggunakan 3 reaktor.

Sehingga susunan reaktor yang dipilih sebagai berikut :

1. 3 buah reaktor disusun secara seri.
2. Volume masing-masing reaktor sebesar 5,2873 m³
3. Waktu tinggal tiap reaktor = 0,9873 jam

3. Hasil konversi tiap reaktor

Dimana :

$$X_{A1} = 0,8711$$

$$X_{A1} = 0,9590$$

$$X_{A1} = 0,9800$$

Reaktor (R-01)

Tabel A.6 Konversi Tiap Reaktor (R-01)

Komponen	Input (Kmol/Jam)	Output (Kmol/jam)
C ₄ H ₆ O ₂	27,7000	3,5716
C ₄ H ₁₀ O	27,5683	3,4400
H ₂ SO ₄	0,9019	0,9019
H ₂ O	3,7490	27,8774
C ₈ H ₁₄ O ₂	0,2685	24,3969
Total	60,1878	60,1878

Reaktor (R-02)

Tabel A.7 Konversi Tiap Reaktor (R-02)

Komponen	Input (Kmol/Jam)	Output (Kmol/jam)
C ₄ H ₆ O ₂	3,5716	1,1348
C ₄ H ₁₀ O	3,4400	1,0031
H ₂ SO ₄	0,9019	0,9019
H ₂ O	27,8774	30,3142
C ₈ H ₁₄ O ₂	24,3969	26,8337
Total	60,1878	60,1878

Reaktor (R-03)

Tabel A.8 Konversi Tiap Reaktor (R-03)

Komponen	Input (Kmol/Jam)	Output (Kmol/jam)
C ₄ H ₆ O ₂	1,1348	0,5540
C ₄ H ₁₀ O	1,0031	0,4223
H ₂ SO ₄	0,9019	0,9019
H ₂ O	30,3142	30,8950
C ₈ H ₁₄ O ₂	26,8337	27,4145
Total	60,1878	60,1878

4. Perancangan Reaktor

Volume design = 6,3448 m³

Bahan yang dipakai = Stainless steel SA tipe 316

Efisiensi (E) = 85%

Allowable stress (f) = 18750 psia

Corrosion allowance (C) = 0,0032 m

a) Perhitungan shell

➤ Menghitung diameter dan tinggi reaktor

Dipilih $H = D \cdot 2$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{3\pi}} = 1,39 \text{ m}$$

$$H = 2,78 \text{ m}$$

➤ Menghitung Tekanan

$$P_d = 1,3 \text{ atm}$$

$$P_{\text{operasi}} = P_d \text{ Up } 20 \%$$

$$P_{\text{operasi}} = 1,56 \text{ atm}$$

➤ Menghitung tebal *shell*

$$t_s = \frac{P \cdot r}{fE - 0,6P} + c \quad (\text{Brownell and Young, Pers. 13.1 Hal 254})$$

Diketahui :

$$r = D/2$$

$$r = 0,6957 \text{ m}$$

$$r = 27,3912 \text{ in}$$

Dari tabel A-1a API 650, standar untuk 1 plate adalah 1,8m, maka diperoleh :

Tabel A.9 Tebal Shell Tiap Plate

courses	H (m)	ts (m)	ts (in)
1	0,98	0,0041	0,1644
2	1,80	0,0040	0,1588

Karena perbedaanya tiap plate sangat kecil dilakukan standarisasi ts dengan diameter vessel 1,1 m (brownel, hal 46.)

$$ts = 0,28 \text{ in}$$

$$ts = 7 \text{ mm}$$

b) Perhitungan Head

➤ Menghitung tebal head

Jenis : Torishperical Head

Bahan : *Stainless stell* grade 316

Tebal head dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$th = \frac{p \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot p} + C$$

Sehingga diperoleh :

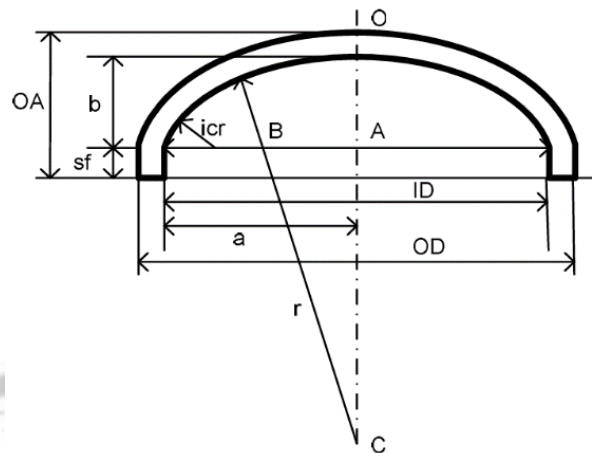
$$th = 0,2225 \text{ in}$$

Dipilih tebal head standard :

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

$$= 6,3452 \text{ mm}$$

- Menentukan tinggi *head* tangki (*Torispherical*)
(Berdasarkan Fig 5.8 Brownell & young)



Berdasarkan head 0,25 in, diperoleh :

Standart straight flange = 1,5 – 2 in

Dipilih sf = 1,5 in

ID = 54,7823 in

icr = 1,64 in

a = 23,3911 in

BC = 53,1388 in

AB = 25,7476 in

b = 30 in

Dengan penyelesaian sebagai berikut :

$$a = \frac{ID}{2} = 23,3911 \text{ in}$$

$$BC = ID - icr = 53,1388 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 20,4204 \text{ in}$$

$$b = rc - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = 30 \text{ in}$$

$$OA = th + b + sf$$

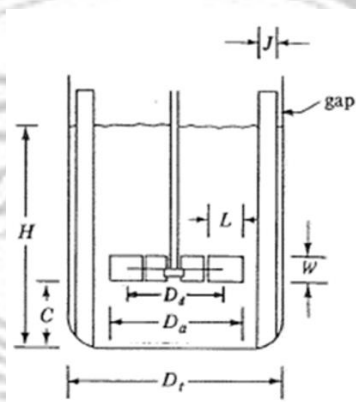
$$= 31,74 \text{ in}$$

$$= 0,81 \text{ m}$$

➤ Menghitung tinggi total head

$$\begin{aligned} H \text{ total} &= (2.\text{head}) + H \text{ shell} + (2.\text{isolator}) \\ &= (2 \times 0,81) + 2,78 + (2 \times 0,0364) \\ &= 4,47 \text{ m} \end{aligned}$$

c) Menentukan diameter pengaduk



➤ Menghitung dimensi pengaduk

$$H \text{ (tinggi tangki)} = 173,04 \text{ in}$$

$$D_t \text{ (diameter tangki)} = 54,78 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} C \text{ (jarak pengaduk dari dasar)} &= \frac{1}{3} \times D_t \\ &= 18,26 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_a \text{ (diameter pengaduk)} &= 0,3 \times D_t \\ &= 16,43 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} W \text{ (lebar pengaduk)} &= \frac{1}{5} \times D_a \\ &= 3,29 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L \text{ (panjang pengaduk)} &= \frac{1}{4} \times D_a \\ &= 4,11 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} J \text{ (lebar baffle)} &= \frac{1}{12} \times D_t \\ &= 4,57 \text{ in} \end{aligned}$$

➤ Menghitung kecepatan pengadukan

Data densitas :

Tabel A.10 Data Densitas

Komponen	A	B	n	Tc	rho
C ₄ H ₆ O ₂	0,31044	0,24380	0,28570	643	0,955
C ₄ H ₁₀ O	0,26891	0,26674	0,24570	562,93	0,758
H ₂ SO ₄	0,42169	0,19356	0,2857	925	1,764
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	0,975
C ₈ H ₁₄ O ₂	0,28691	0,2545	0,2857	616	0,839

Maka densitas campuran sebagai berikut :

Tabel A.11 Data Densitas Campuran

Komponen	massa (Kg)	BM	Mol	Fraksi	Densitas	f.densitas
C ₄ H ₆ O ₂	2401,5900	86	27,92547	0,460	0,9553	0,4397
C ₄ H ₁₀ O	2059,3820	74	27,82949	0,459	0,7584	0,3479
H ₂ SO ₄	88,3847	98	0,901884	0,015	1,7645	0,0262
H ₂ O	67,4826	18	3,749033	0,062	0,9755	0,0603
C ₈ H ₁₄ O ₂	38,1306	142	0,268525	0,004	0,8389	0,0037
TOTAL	4654,9699		60,67439	1		0,8778

Data Viskositas :

Tabel A.12 Data Viskositas

Komponen	A	B	C	D	miu Cp
C ₄ H ₆ O ₂	-4,2607	846,54	0,007605	-7,7782E-06	0,712462
C ₄ H ₁₀ O	-5,397	1325,6	0,006222	-5,5062E-06	0,738908
C ₈ H ₁₄ O ₂	-5,1723	957,1	0,008667	-7,8972E-06	0,411581
H ₂ O	-10,2158	1792,5	0,01773	-0,000012631	0,352255
H ₂ SO ₄	-18,705	3496,2	0,03308	-0,000017018	5,706809
TOTAL					7,922016

Maka viskositas campuran sebagai berikut :

Tabel A.13 Data Densitas Campuran

Komponen	massa (Kg)	BM	Mol	Fraksi	Cp	f.Cp
C ₄ H ₆ O ₂	2401,5900	86	27,92547	0,460	0,7125	0,3279
C ₄ H ₁₀ O	2059,3820	74	27,82949	0,459	0,7389	0,3389
C ₈ H ₁₄ O ₂	88,3847	98	0,901884	0,015	0,4116	0,0061
H ₂ O	67,4826	18	3,749033	0,062	0,3523	0,0218
H ₂ SO ₄	38,1306	142	0,268525	0,004	5,7068	0,0253
TOTAL	4654,9699		60,67439	1		0,7200

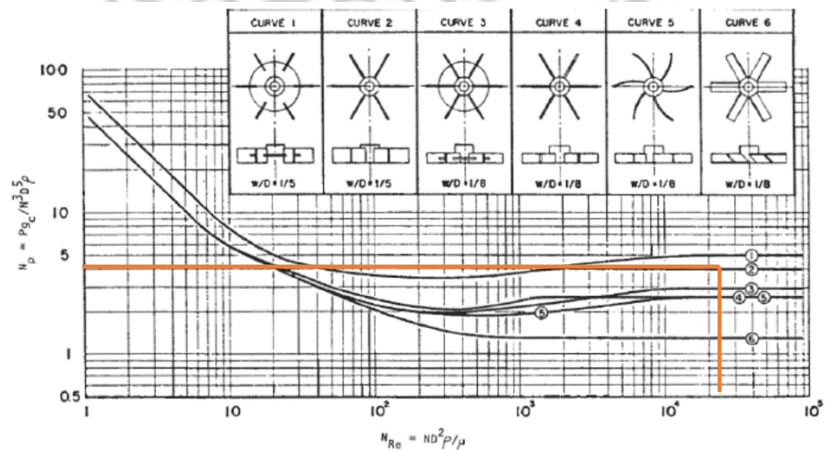
$$\text{Water equipment liquid height (WELH)} = H \times \frac{\rho_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{air}}} = 8,30 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan putaran pengaduk} &= \frac{600}{\pi \times Di} \sqrt{\frac{WELH}{2 \times Da}} \\ &= 103,25 \text{ rpm} \\ &= 1,72 \text{ rps} \end{aligned}$$

➤ Menentukan *power* pengaduk

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{N \times Da^2 \times \rho}{\mu} \\ &= 20678,807 \end{aligned}$$

Dengan plot N_{re} dengan jenis impeller pada Fig.10.59 Coulson didapat hasil :



$$W/D = 1/5$$

$$NP = 4$$

Sehingga dapat dihitung power pengaduk yang digunakan :

$$\begin{aligned} \text{Power} &= \frac{gc}{NP \times \rho \times N^3 \times Da^5} \\ &= 0,0219 \text{ ft.lbs/s} \end{aligned}$$

Dari Fig.10.59, Coulson maka didapat pengaduk nomor 2 dengan jumlah 6 *blades* dan 4 *baffle*.

Efisiensi yang digunakan sebesar 80%, maka daya motor yang digunakan adalah :

$$\begin{aligned} \text{Daya motor} &= \frac{P}{\text{Efisiensi}} \\ &= 0,0274068 \text{ ft.lbf/s} \end{aligned}$$

Dengan standarisasi berdasarkan NEMA standart motor, digunakan daya motor 0,25 Hp.

d) Menentukan desain isolator

➤ Bahan Isolator

Isolator yang digunakan adalah asbestos karena memiliki sifat isolasi termal yang baik, membantu menjaga suhu dalam reaktor tetap stabil. Selain itu, asbestos juga ringan dan dapat menahan tekanan. Sifat-sifat fisis asbestos :

$$\text{Konduktivitas termal (k)} = 0,1039 \text{ Btu/(hr.ft.F)}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 32 \text{ lb/ft}^3$$

Perpindahan panas yang melewati dinding reaktor adalah perpindahan panas secara radiasi, panas dari udara luar secara konveksi, lalu melalui dinding isolasi dan dinding tangki secara konduksi.

➤ Panas yang hilang dari dinding isolasi ke udara

1) Koefisien perpindahan panas secara radiasi

$$hr = \frac{\varepsilon \cdot \sigma (Ts^4 - Tu^4)}{(Ts - Tu)}$$

$$hr = 8,947853 \text{ W/m}^2.\text{K}$$

Keterangan :

hr = Koefisien perpindahan panas (W/m².k)

ε = Emisivitas bahan isolator

Ts = Temperature permukaan luar isolator (F)

Tu = Temperature udara (F)

2) Koefisien perpindahan panas konveksi

$$Tf = \frac{1}{2} (Ts + Tu)$$

$$= 158,9 \text{ F}$$

$$= 343,5 \text{ K}$$

Sifat propertis udara pada T = K

(Geankoplis, Tabel.A3-3)

$$\rho_f = 0,0642 \text{ lb/(cu.ft)}$$

$$C_{pf} = 0,2223 \text{ btu/(lb.F)}$$

$$\mu_f = 0,0210 \text{ cp}$$

$$= 0,0508 \text{ lbm/(ft.hr)}$$

$$k_f = 0,0171 \text{ btu/(hari.ft.F)}$$

$$\beta = 0,0062 \text{ 1/k}$$

$$L = 15,938 \text{ ft}$$

$$N_{gr} = \frac{L^3 \cdot \rho_f^2 \cdot \beta \cdot g_c \cdot \Delta T}{\mu_f^2}$$

$$= 4763,6122$$

$$N_{pr} = \frac{C_{p_f} \cdot \mu}{k}$$

$$= 0,6603$$

$$N_{ra} = N_{gr} \times N_{pr}$$

$$= 3145,8274$$

Berdasarkan Tabel 4.7-2 (Geankoplis,1992 hal 256),

Untuk nilai $N_{ra} = 10E+3 - 10E+9$, maka nilai hc

sebagai berikut :

$$H_c = 0,29 \left(\frac{\Delta T}{2} \right)^{0,25}$$

$$H_c = 0,7125 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{jam.F}$$

Dimana H_c adalah koefisien perpindahan panas konveksi.

➤ Cek L

$$\frac{35}{GR^{\frac{1}{4}}} = 4,2129$$

$$\frac{ID}{L} = 0,3114 \text{ m}$$

Karena $\frac{ID}{L} > \frac{35}{NGR^{\frac{1}{4}}}$ maka asumsi $\ell = L$ dapat digunakan.

(Holman, 1996)

➤ Perpindahan panas konduksi melalui dinding reaktor dan isolasi :

$$qk = \frac{2\pi L(T_3 - T_u)}{\frac{1}{h_{avr}r_2}}$$

$$qk = 8,9478 \frac{W}{m} \cdot K$$

➤ Tebal isolasi (Xis)

$$\begin{aligned} Xis &= r_3 - r_2 \\ &= 0,8863 - 0,8277 \text{ m} \\ &= 0,04 \text{ m} \\ &= 4 \text{ mm} \end{aligned}$$

e) Penentuan pipa umpan dan produk

➤ Pipa umpan masuk $C_4H_{10}O$, $C_4H_6O_2$.

$$G \text{ (laju alir massa)} = 4484,7863 \text{ kg/jam}$$

$$\rho L = 864,9047 \text{ kg/m}^3$$

Diameter pipa optimum menggunakan persamaan :

Staineless steel

$$D, \text{ optimum} = 260 G^{0,52} \rho^{-0,37}$$

$$= 23,8106 \text{ mm}$$

$$= 0,9374 \text{ in}$$

Dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

NPS = 1 in
Sch.No = 40
ID = 1,049 in
OD = 1,315 in

➤ Pipa umpan masuk H₂SO₄

G (laju alir massa) = 90,1884 kg/jam
ρL = 1685,5984 kg/m³

Diameter pipa optimum menggunakan persamaan :

Stainless steel

D, optimum = $260 G^{0,52} \rho^{-0,37}$
= 2,4396 mm
= 0,0960 in

Dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

NPS = 0,125 in
Sch.No = 40
ID = 0,269 in
OD = 0,405 in

➤ Pipa umpan *recycle*

G (laju alir massa) = 79,8481 kg/jam
ρL = 817,4168 kg/m³

Diameter pipa optimum menggunakan persamaan :

Stainless steel

D, optimum = $260 G^{0,52} \rho^{-0,37}$
= 2,9992 mm
= 0,1181 in

Dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

NPS = 0,25 in
Sch.No = 40
ID = 0,269 in
OD = 0,405 in

➤ Pipa keluaran produk

$$G \text{ (laju alir massa)} = 4654,9428 \text{ kg/jam}$$

$$\rho L = 922,8623 \text{ kg/m}^3$$

Diameter pipa optimum menggunakan persamaan :

Staineless steel

$$D, \text{ optimum} = 260 G^{0,52} \rho^{-0,37}$$

$$= 23,8026 \text{ mm}$$

$$= 0,9371 \text{ in}$$

Dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{NPS} = 1 \text{ in}$$

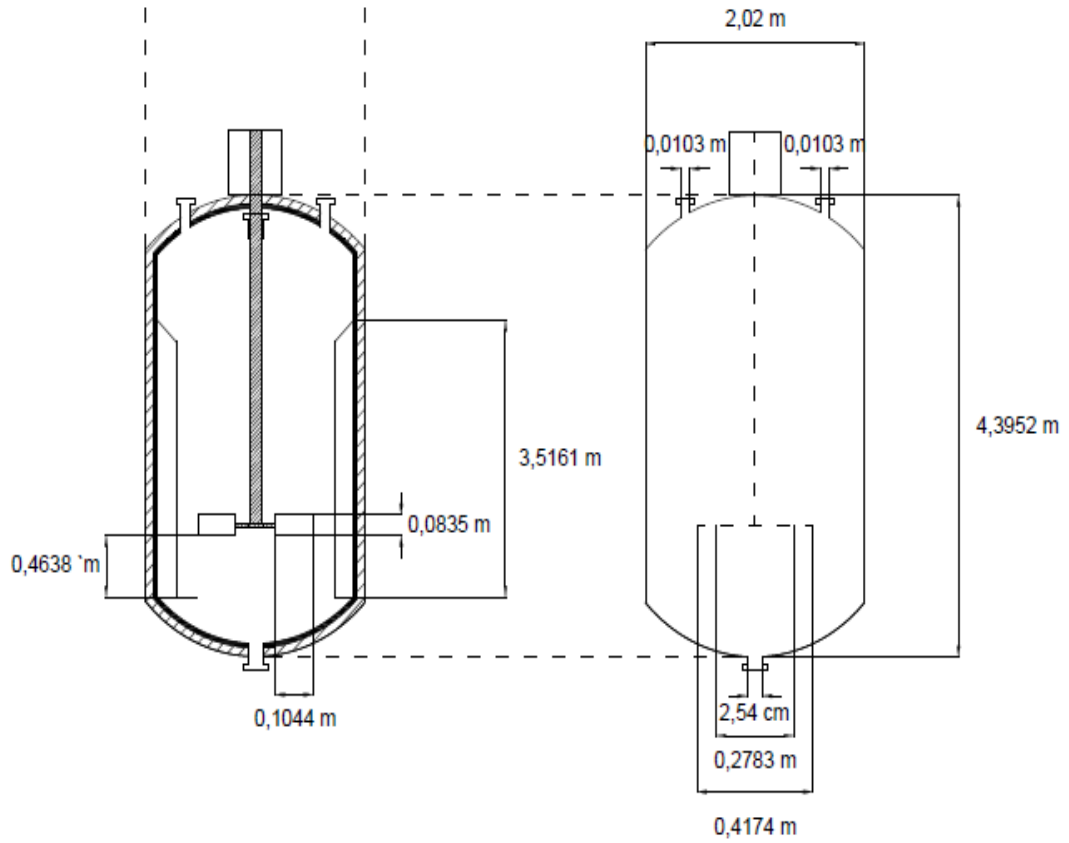
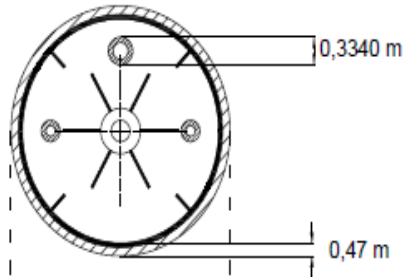
$$\text{Sch.No} = 40$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,315 \text{ in}$$



Gambar Tampak Atas



Gambar Tampak Depan Terbelah

Gambar Tampak Samping

MENARA DISTILASI 01

Kode alat : MD-01

Tugas : Memisahkan produk N-butil metakrilat, asam metakrilat, dan butanol

A. Penentuan Tipe Kolom Distilasi

Dalam perancangan menara distilasi ini dipilih jenis *Tray* dengan pertimbangan diameter kolom lebih dari 3 ft (0,91 m) (Walas, 1990).

B. Kondisi Operasi

Langkah-langkah perhitungannya sebagai berikut :

1. Menghitung kondisi operasi atas dan bawah menara distilasi
2. Menentukan Volatilitas rata-rata
3. Mengecek pemilihan *light key component* (LK) dan *heavy key component* (HK) dengan persamaan Shira's et al. pada Rm.

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

(Treybal, 1981 pers.9.164)

Batasan :

Komponen i tidak terdistribusi jika :

$$\frac{x_{j,D} \cdot D}{x_{j,F} \cdot F} > 0 \text{ atau } \frac{x_{j,D} \cdot D}{x_{j,F} \cdot F} < 1$$

Komponen i terdistribusi jika :

$$0 < \frac{x_{j,D} \cdot D}{x_{j,F} \cdot F} < 1$$

4. Menghitung jumlah *plate* minimum dengan persamaan Fenske.

$$Nm = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_B \right]}{\log \alpha_{avg,LK}} \quad (\text{Coulson, 1983, pers, 11.58})$$

5. Menghitung *refluks* minimum dengan persamaan Colburn & Underwood.

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,D}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1 \quad (\text{Coulson, 1983, pers, 11.60})$$

Nilai θ dapat dicari dengan persamaan :

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,D}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad (\text{Coulson, 1983, pers, 11.60})$$

6. Menentukan lokasi *feed plate* dengan persamaan Kirkbride.

$$\log \left(\frac{N_r}{N_s} \right) = 0,206 \cdot \log \left[\frac{B}{D} \left(\frac{x_{HK,F}}{x_{LK,F}} \right) \cdot \left(\frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}} \right)^2 \right] \quad (\text{Coulson, 1983, pers, 11.62})$$

1) Menentukan kondisi operasi Menara Distilasi

Data tetapan antoine masing-masing komponen.

Tabel 1. Konstanta Tekanan Cair

Komponen	A	B	C
C ₄ H ₁₀ O	7,3013	1285,0227	173,247
C ₈ H ₁₄ O ₂	7,2251	1624,2467	212,325
C ₄ H ₆ O ₂	7,2453	1518,5097	185,373

Persamaan Antoine

Umpan dalam kondisi cair jenuh. Tekanan cair tiap komponen dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$\log P = A - \frac{B}{T+C} \quad (\text{Yaws, 199})$$

Keterangan :

A, B, C = konstanta

P = tekanan uap komponen (mmHg)

T = temperatur (K)

- Kondisi umpan

Kondisi umpan pada keadaan cair jenuh. Dengan cara *trial and error* suhu

(T) dan tekanan (P), sampai didapat nilai $\sum y_i = K.X_i = 1$

$$T = 163,56 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 436,56 \text{ K}$$

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

Tabel 2. Hasil trial untuk penentuan kondisi umpan

Komponen	Fi,kmol/jam	xi	Poi	Ki	Yi
C ₄ H ₁₀ O	0,4096	0,0150	4,0292	3,6629	0,0550
C ₈ H ₁₄ O ₂	26,8525	0,9849	1,0550	0,9591	0,9447
C ₄ H ₆ O ₂	0,2686	0,0098	1,0296	0,9360	0,0092
Total	27,2622	1			0,9997

- Kondisi Atas

Kondisi atas tercapai pada keadaan titik embun (Dew Point) dengan cara

trial and error nilai suhu (T) dan tekanan (P), sampai diperoleh nilai $\sum y_i =$

$$K.X_i = 1$$

$$T = 145,52 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 418,52 \text{ K}$$

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

Tabel 3. hasil trial untuk penentuan kondisi atas

Komponen	Fi,kmol/jam	xi	Poi	Ki	yi
C ₄ H ₁₀ O	0,4055	0,5033	2,4506	2,4506	0,2053
C ₈ H ₁₄ O ₂	0,2685	0,3332	0,6388	0,6388	0,5216
C ₄ H ₆ O ₂	0,1316	0,1633	0,5962	0,5962	0,2740
Total	0,8057	1			1,0010

- Kondisi Bawah

Kondisi bawah tercapai pada keadaan titik cair jenuh (Bubble Point) dengan

cara *trial and error* nilai suhu (T) dan tekanan (P), sampai diperoleh nilai

$$\sum y_i = K.X_i = 1$$

$$T = 168,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 441,53 \text{ K}$$

$$P = 1,2 \text{ atm}$$

Tabel 4. Hasil trial untuk penentuan kondisi bawah

Komponen	Fi,kmol/jam	xi	Poi	Ki	yi
C ₄ H ₁₀ O	0,0040	0,0001	4,5738	3,8115	0,0005
C ₈ H ₁₄ O ₂	26,5840	0,9947	1,2001	1,0001	0,9948
C ₄ H ₆ O ₂	0,1370	0,0051	1,1839	0,9866	0,0050
Total	26,72516171	1			1,0004

2) Relatif Volatilitas Rata-rata

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{top} \alpha_{bottom}} \quad (\text{Coulson, 1985})$$

Keterangan :

α_{avg} = Volatilitas relatif rata-rata

α_{top} = Volatilitas relatif pada distilat

α_{bottom} = Volatilitas relatif pada bottom

Dengan menggunakan persamaan tersebut diperoleh nilai α_{avg} sebagai berikut :

Tabel 5. Nilai α_{avg} tiap komponen

Komponen	α_{top}	α_{bottom}	α_{avg}
C ₄ H ₁₀ O	3,8324	3,8110	3,8203
C ₈ H ₁₄ O ₂	1	1	1
C ₄ H ₆ O ₂	0,8949	0,9864	0,9575
Total	5,7273	5,7975	5,7779

3) Cek pemilihan Light key (LK) dan Heavy key (HK)

Adapun pemilihan komponen kunci sebagai berikut :

- Light komponen (LK) = Butanol (C₄H₁₀O)
- Heavy komponen (HK) = N-butyl metakrilat (C₈H₁₄O₂)

Menentukan distribusi komponen dengan Metode Shira's

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

(Treybal, 1981 pers.9.164)

Komponen i tidak terdistribusi jika :

$$\frac{x_{j,D} \cdot D}{x_{j,F} \cdot F} > 0 \text{ atau } \frac{x_{j,D} \cdot D}{x_{j,F} \cdot F} < 1$$

Komponen i terdistribusi jika :

$$0 < \frac{x_{j,D} \cdot D}{x_{j,F} \cdot F} < 1$$

Tabel 6. Penentuan distribusi komponen

Komponen	$x_{j,D}$	$x_{j,F}$	x_{jD}/x_{jF}	Keterangan
$C_4H_{10}O$	0,99	0	0,99	Terdistribusi
$C_8H_{14}O_2$	0	0,3383	0,3383	Terdistribusi
$C_4H_6O_2$	0,0211	0,3455	0,3243	Terdistribusi
Total	0,9688	0,6839		

Pengambilan Light key dan heavy key tepat karena dari hasil perhitungan diatas butanol dan n-butyl metakrilat terdistribusi.

4) Menghitung Jumlah *Plate* Minimum (N_m)

$$N_m = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_B \right]}{\log \alpha_{avg,LK}} \quad (\text{Coulson, 1983, pers, 11.58})$$

$$N_m = 7 \text{ plate}$$

Keterangan

N_m = Jumlah *plate* minimum

x_{LK} = Fraksi mol *Light Key*

x_{HK} = Fraksi mol *Heavy Key*

$\alpha_{avg,LK}$ = relatif volatilitas *Light Key* rata-rata

5) Menentukan Refluks Minimum

Persamaan yang digunakan untuk menentukan refluks minimum adalah dengan persamaan Underwood :

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,D}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad (\text{Coulson, 1983, pers, 11.60})$$

Karena feed yang masuk adalah liquid pada boiling point, maka $q = 1$. Substitusi persamaan (12) menjadi:

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

Untuk menghitung refluks minimum, digunakan persamaan Underwood:

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

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

Keterangan :

α_i = Relatif volatilitas rata-rata komponen i

$x_{i,F}$ = Fraksi mol komponen i dalam *feed*

$x_{i,D}$ = Fraksi mol komponen i dalam distilat

R_m = Refluks minimum

R = Refluks

Nilai θ ditrial hingga $\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,D}}{\alpha_i - \theta} = 2,9$ Nilai θ harus berada di antara nilai

volatilitas relatif komponen LK dan HK, diperoleh hasil sebagai berikut :

Tabel 7. Hasil trial nilai θ

Komponen	α_{avg}	$x_{i,F}$	$\alpha_{avg} \cdot x_{i,F}$	$\frac{\alpha_i \cdot x_{i,D}}{\alpha_i - \theta}$
C ₄ H ₁₀ O	3,8203	0,0150	0,0574	0,06237
C ₈ H ₁₄ O ₂	1	0,9849	0,9849	-0,0511
C ₄ H ₆ O ₂	0,9575	0,0098	0,0094	-0,0048
Total	5,7779	1,0098	1,0518	0,00741

Tabel 8. Hasil perhitungan R_m

Komponen	α_{avg}	$x_{i,D}$	$\frac{\alpha_i \cdot x_{i,D}}{\alpha_i - \theta}$
C ₄ H ₁₀ O	3,8203	0,6000	2,4909
C ₈ H ₁₄ O ₂	1	0,3973	-0,2091
Total	4,8203	0,9973	2,2818

Maka,

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

$$2,2818 = R_m + 1$$

$$R_m = 1,2818$$

R operasi berkisar antasa 1,2 – 1,5 R_m

Dipilih R operasi = 1,5 x R_m

$$R \text{ operasi} = 1,5 \times 1,2818$$

$$R \text{ operasi} = 1,9227$$

6) Penentuan jumlah *plate*

Persamaan yang cukup akurat menjabarkan korelasi Gilliland ini adalah persamaan Molokanov.

$$Y = \frac{N-N_m}{N+1} = 1 - \exp \left[\left(\frac{1+54,4x}{11+117,7x} \right) \left(\frac{x-1}{x^{0,5}} \right) \right] \text{ (Walas, S.M., P.397)}$$

Dengan : $X = (R-R_m)/(R+1) = 0,2192$

Diperoleh : $Y = 0,45$

Maka jumlah *plate*, E_o

$$\mu \text{ camp} = 0,2022 \text{ cp}$$

$$E_o = 51 - 32,5 \log (\mu \text{ camp. } a_{avg}) \quad \text{(Coulson \& Richardson, P.442)}$$

$$= 54,6432 \%$$

$$= 0,5464$$

Jumlah *Plate* Aktual (perancangan)

$$N_{\text{actual}} = N / E_o$$

$$= 25,6207$$

$$= 26 \text{ plate}$$

7) Menentukan letak *plate* umpan

Menentukan lokasi *feed tray* dengan persamaan Kirkbride.

$$\log \left(\frac{N_r}{N_s} \right) = 0,206 \cdot \log \left[\frac{B}{D} \left(\frac{x_{HK,F}}{x_{LK,F}} \right) \cdot \left(\frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}} \right)^2 \right] \text{ (Coulson, 1983, pers, 11.62)}$$

Keterangan :

B = Laju alir molar *bottom* (Kmol/jam)

D = Laju alir molar *distilat* (Kmol/jam)

$(x_{LK}, x_{HK})_F$ = Fraksi mol *light key* dan *heavy key* di *feed*

$x_{LK,B}$ = Fraksi mol *light key* di *bottom*

$x_{HK,D}$ = Fraksi mol heavy key di distilat

N_r = Number of stage diatas feed

N_s = Number of stage dibawah feed

Diketahui :

D (kmol/jam) = 26,7251

B (kmol/jam) = 0,8057

$x_{HK,F}$ = 0,9849

$x_{LK,F}$ = 0,0150

$x_{HK,D}$ = 0,3973

$x_{LK,B}$ = 0,0001

Berdasarkan persamaan tersebut diperoleh :

N_r/N_s = 1,1809

N_r = 1,1809 N_s

Jumlah plate termasuk reboiler = 27 plate, sedangkan jumlah plate tanpa reboiler adalah 26 plate.

$N_r + N_s$ = N

$N_r + N_s$ = 26

N_s = $\frac{26}{1+1,1809}$

N_s = 12,2063 plate \approx plate ke 12

Jadi feed terletak antara plate 12 dengan 13 dari bawah.

C. Menentukan stage refluks

Tabel 9. Perhitungan yi pada distilat

Komponen	F_i , kmol/jam	$X_i = X_0$	P_{oi}	K_i	Y_i
$C_4H_{10}O$	0,4055	0,5033	1,5896	1,5896	0,8001
$C_8H_{14}O_2$	0,2685	0,3332	0,4147	0,4147	0,1382
$C_4H_6O_2$	0,1316	0,1633	0,3711	0,3711	0,0606
Total	0,8057	1			0,9990

P = 1 atm

T0 = 131,31 °C

= 404,31 K

R = 1,92

$$L = R \times D = 1,54$$

$$L_0 = 152,7903 \text{ kg/hour}$$

$$V = (R+1) \times D = 2,3550$$

$$V_0 = 232,2560 \text{ kg/hour}$$

$$LK/HK \text{ (feed)} = 0,0152$$

$$L_0 = 1,5492$$

$$V_1 = 2,3550$$

$$L_0/V_1 = 0,6579$$

Tabel 10. Perhitungan yi pada stage 1

Komponen	y1	Po	K	X1	Y2
C ₄ H ₁₀ O	0,5033	2,4984	2,4494	0,2054	0,3074
C ₈ H ₁₄ O ₂	0,3332	0,6513	0,6386	0,5218	0,4573
C ₄ H ₆ O ₂	0,1633	0,6089	0,5970	0,2736	0,2359
Total	1			1,0010	1,0006

$$P = 1,02 \text{ atm}$$

$$T_1 = 146,18 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 419,18 \text{ K}$$

$$Y_2 = (L_0/V_1 \times (X_1 - X_0)) + Y_1$$

$$L_1 = 1,8735$$

$$V_2 = 2,6793$$

$$L_1/V_2 = 0,6993$$

Tabel 11. Perhitungan yi pada stage 2

Komponen	y2	Po	K	x2	y3
C ₄ H ₁₀ O	0,3074	3,1258	3,0056	0,1022	0,2352
C ₈ H ₁₄ O ₂	0,4573	0,8160	0,7846	0,5828	0,4999
C ₄ H ₆ O ₂	0,2359	0,7787	0,74883	0,3150	0,2648
Total	1,0006			1,0001	1,0000

$$P = 1,04 \text{ atm}$$

$$T_2 = 154,10 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 427,10 \text{ K}$$

$$Y3 = (L1/V2*(X2-X1))+Y2$$

$$L2 = 3,4683$$

$$V3 = 4,2741$$

$$L2/V3 = 0,8815$$

Tabel 12. Perhitungan yi pada stage 3

Komponen	y3	Po	K	x3	y4
C ₄ H ₁₀ O	0,2352	3,3931	3,2010	0,0734	0,2118
C ₈ H ₁₄ O ₂	0,4999	0,8865	0,8363	0,5977	0,5120
C ₄ H ₆ O ₂	0,26489	0,8522	0,8040	0,3294	0,2765
Total	1,0000			1,0007	1,0005

$$P = 1,06 \text{ atm}$$

$$T3 = 157,10 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 430,10 \text{ K}$$

$$Y4 = (L2/V3*(X3-X2))+Y3$$

$$L3 = 5,7763$$

$$V4 = 6,5821$$

$$L3/V4 = 0,8776$$

Tabel 13. Perhitungan yi pada stage 4

Komponen	y4	Po	K	x4	y5
C ₄ H ₁₀ O	0,2118	3,4541	3,1982	0,0662	0,2055
C ₈ H ₁₄ O ₂	0,5120	0,9026	0,8357	0,6126	0,5251
C ₄ H ₆ O ₂	0,2765	0,8691	0,8047	0,3436	0,2890
Total	1,0005			1,0226	1,0197

$$P = 1,08 \text{ atm}$$

$$T4 = 157,76 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 430,76 \text{ K}$$

$$Y5 = (L3/V4*(X4-X3))+Y4$$

$$L3 = 5,7277$$

$$V5 = 6,5335$$

$$L4/V5 = 0,8767$$

Tabel 14. Perhitungan yi pada stage 5

Komponen	y5	Po	K	x5	y6
C ₄ H ₁₀ O	0,2055	3,5965	3,2695	0,0628	0,2025
C ₈ H ₁₄ O ₂	0,5251	0,9403	0,8548	0,6143	0,5266
C ₄ H ₆ O ₂	0,2890	0,9086	0,8260	0,3499	0,2945
Total	1,0197			1,0271	1,0237

P = 1,1 atm

T3 = 159,26 °C

= 432,26 K

Y6 = (L4/V5*(X5-X4))+Y5

L4 = 5,8555

V6 = 5,8555

L5/V6 = 1

Sehingga refluks terjadi diantara stage 4 dan stage 5.

D. Menentukan spesifikasi menara distilasi

Tray spacing (Ts) : 0,3 – 0,6

Diambil tray spacing (Ts) : 0,3 m

1) Menentukan Sifat-sifat fisika

Densitas pada suhu atas (404,33 K)

Tabel 15. Hasil perhitungan Densitas Liquid

Komponen	Distilat (kg/jam)	yd, D	Liquid (kg/m ³)	yd x ρ
C ₄ H ₁₀ O	30,0612	0,3777	685,7658	259,0469
C ₈ H ₁₄ O ₂	38,1843	0,4798	765,1389	367,1315
C ₄ H ₆ O ₂	11,3344	0,1424	875,0472	124,6315
Total	79,5800	1,0000		750,8099

$$\rho_{liquid} = \frac{\sum yd}{\sum \frac{yd}{\rho_i}}$$

$$\rho_{liquid} = 750,8099 \text{ kg/m}^3$$

Tabel 16. Hasil perhitungan Densitas uap

Komponen	Mr x yd, D	yd, D	Vapor (kg/m ³)
C ₄ H ₁₀ O	44,4065	0,600088	1,3385

C8H14O2	56,4180	0,397310	1,7005
C4H6O2	0,2238	0,002603	0,0067
Total	101,0483	1,0000	3,0458

$$\rho_{\text{vapor}} = \frac{\sum yd}{\sum \frac{yd}{\rho_i}}$$

$$\rho_{\text{vapor}} = 3,0458 \text{ kg/m}^3$$

Densitas pada suhu bawah (441,50 K)

Tabel 17. Hasil perhitungan densitas liquid

Komponen	Bottom (kg/jam)	y _b , B	Liquid (kg/m ³)	y _b x ρ
C4H10O	0,3036	0,0001	645,7658	0,0517
C8H14O2	3780,2495	0,9968	725,1389	722,8251
C4H6O2	11,7971	0,0031	835,0472	2,5976
Total	3792,3502	1,0000		725,4744

$$\rho_{\text{liquid}} = \frac{\sum yd}{\sum \frac{yd}{\rho_i}}$$

$$\rho_{\text{liquid}} = 725,4744 \text{ kg/m}^3$$

Tabel 18. Hasil perhitungan densitas vapor

Komponen	Mr x y _b , B	y _b , B	Vapor (kg/m ³)
C4H10O	0,0113	0,0002	0,0004
C8H14O2	140,5669	0,9899	4,6563
C4H6O2	0,8548	0,0099	0,0283
Total	141,4330	1,0000	4,6850

$$\rho_{\text{vapor}} = \frac{\sum yd}{\sum \frac{yd}{\rho_i}}$$

$$\rho_{\text{vapor}} = 4,6850 \text{ kg/m}^3$$

2) Menghitung tegangan permukaan

Tegangan permukaan dihitung dengan persamaan sudgen :

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

Keterangan :

σ = Tegangan permukaan (dyne/cm)

P_{ch} = Sudgen's parachor

ρ_L = Densitas cairan (kg/m³)

ρ_V = Densitas uap (kg/m³)

M = Berat molekul (kg/kmol)

Tabel 19. Data untuk menentukan Pch (Coulson,1983)

Atom, group or bond	Kontribusi
H-O	11,73
H-C	17,1
-O-	20
-C-	4,8

Tabel 20. Perhitungan σ top

Komponen	Mr	yd, D	Pch	σ_i	yd . σ_i
C ₄ H ₁₀ O	74	0,600088	204	0,0128	0,00767
C ₈ H ₁₄ O ₂	142	0,397310	318	0,0085	0,00339
C ₄ H ₆ O ₂	86	0,002603	196	0,0158	0,00004
Total					0,01109

σ mix top = 0,01109 dyne/cm

= 1,10923 x 10⁵ N/m

Tabel 21. Perhitungan σ bottom

Komponen	Mr	yb, B	Pch	σ_i	yb . σ_i
C ₄ H ₁₀ O	74	0,000153	204	0,0101	0,00000
C ₈ H ₁₄ O ₂	142	0,989908	318	0,0068	0,00699
C ₄ H ₆ O ₂	86	0,009940	196	0,0131	0,00013
Total					0,00682

$$\begin{aligned}\sigma \text{ mix bottom} &= 0,00682 \text{ dyne/cm} \\ &= 6,82384 \times 10^6 \text{ N/m}\end{aligned}$$

3) Menentukan Diameter Menara

Tinggi plate spacing umumnya antara 0,3-0,6 m (Coulson,1983, hal 448)

Diambil plate = 0,3 m

- Laju alir massa bagian atas

Dari neraca massa diketahui

$$\text{Feed} = F = 3871,9302 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Top product} = D = 79,4658 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Vapor rate} = V = (1+R) \times D = 232,5898 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Liquid rate} = L = R \times D = 153,0098 \text{ kg/jam}$$

- Laju alir massa bagian bawah

Dari neraca massa diketahui :

$$L' = L + qF = 4024,9401 \text{ kg/jam}$$

$$V' = L - B = 3722,5994 \text{ kg/jam}$$

$$L' - V' = 302,3406 \text{ kg/jam}$$

$$L'/V' = 1,0812 \text{ kg/jam}$$

Liquid – Vapor Flow Faktor

$$F_{lv} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_w}{\rho_L}} \quad (\text{Coulson, 1983,pers.11,82})$$

$$F_{lv} = \text{Liquid – vapor flow factor}$$

$$L_w = \text{Laju alir massa cairan (kg/h)}$$

$$V_w = \text{Laju alir massa uap (kg/h)}$$

$$\rho_v = \text{Densitas uap (kg/m}^3\text{)}$$

ρ_L = Densitas cairan (kg/m^3)

$$F_{lv,top} = 0,0419$$

Untuk *tray spacing* = 0,3 m dan $F_{lv} = 0,0419$ maka $K_1 = 0,054$ (Coulson, 1983, fig.11.27).

Koreksi nilai K_1 *top* :

$$K_1 \text{ top} = K_1 \left[\frac{\sigma_{top}}{0,02} \right]^{0,2}$$

$$K_1 \text{ top} = 0,0480$$

$$F_{lv,bottom} = 1,3906$$

Untuk *tray spacing* = 0,3 m dan $F_{lv} = 1,3906$ maka $K_1 = 0,018$ (Coulson, 1983, fig.11.27).

Koreksi nilai K_1 *bottom* :

$$K_1 \text{ bottom} = K_1 \left[\frac{\sigma_{bottom}}{0,02} \right]^{0,2}$$

$$K_1 \text{ bottom} = 0,0145$$

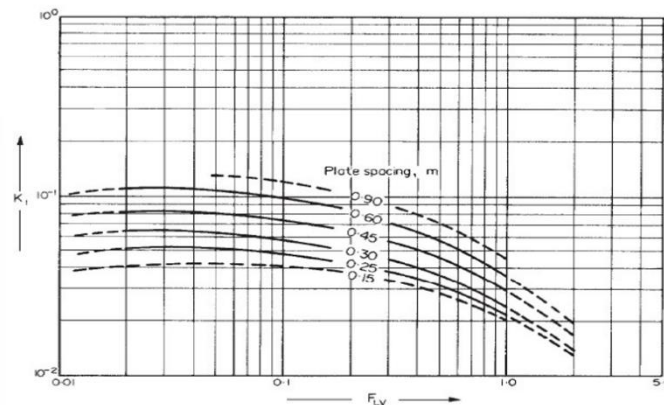


Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

Gambar 1. Grafik 11.27 (Coulson,1983)

- Menentukan kecepatan flooding

$$u_{f, top} = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.81})$$

Keterangan :

u_f = Kecepatan *flooding* (m/s)

K_i = Konstanta

Kecepatan *flooding* bagian atas (*top*) :

$$u_{f, top} = 0,0480 \sqrt{\frac{(750,8099 \frac{kg}{m^3} - 3,0458 \frac{kg}{m^3})}{3,0458 \frac{kg}{m^3}}}$$

$$u_{f, top} = 0,7520 \text{ m/s}$$

Kecepatan *flooding* bagian bawah (*bottom*) :

$$u_{f, bottom} = 0,0145 \sqrt{\frac{(725,4744 \frac{kg}{m^3} - 4,6850 \frac{kg}{m^3})}{4,6850 \frac{kg}{m^3}}}$$

$$u_{f, bottom} = 0,1801 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap pada umumnya 70 – 90 % dari kecepatan *flooding* (Coulson, 1983, hal. 459), untuk perancangan diambil $u_v = 80 \% u_f$.

Kecepatan uap pada bagian atas (*top*) :

$$u_{v, top} = 80 \% \times u_{f, top}$$

$$u_{v, top} = 0,6016 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap pada bagian bawah (*bottom*) :

$$u_{v, bottom} = 80 \% \times u_{f, bottom}$$

$$u_{v, bottom} = 0,1440 \text{ m/s}$$

- **Menentukan Laju Alir Volumetrik Maksimum**

$$Q_v = \frac{V_w}{\rho_v \times 3600}$$

Keterangan :

Q_v = Laju alir volumetrik maksimum (m^3/s)

V_w = Laju alir masa uap (kg/s)

ρ_v = Densitas uap (m^3/s)

Laju alir volumetrik maksimum bagian atas (*top*) :

$$Q_{v, top} = \frac{232,5898}{3,0458 \times 3600}$$

$$Q_{v, top} = 0,0212 \text{ m}^3/\text{s}$$

Laju alir volumetrik maksimum bagian bawah (*bottom*) :

$$Q_{v, bottom} = \frac{3871,9302}{4,6850 \times 3600}$$

$$Q_{v, bottom} = 0,2207 \text{ m}^3/\text{s}$$

- **Menentukan Luas Area *Netto* untuk Kontak Uap-Cair**

$$A_n = \frac{Q_v}{u_v}$$

Keterangan :

A_n = Luas Area *Netto* (m^2)

Q_v = Laju alir volumetrik (m^3/s)

u_v = Kecepatan uap (m/s)

Luas area netto bagian atas (*top*) :

$$A_{n, top} = \frac{0,0212 \text{ m}^3/\text{s}}{0,6016 \text{ m}/\text{s}}$$

$$A_{n, top} = 0,0353 \text{ m}^2$$

Luas area netto bagian bawah (*bottom*) :

$$A_{n, bottom} = \frac{0,2207 \text{ m}^3/\text{s}}{0,1440 \text{ m}/\text{s}}$$

$$A_{n, bottom} = 1,5322 \text{ m}^2$$

- **Menentukan Luas Penampang Lintang Menara (A_c)**

Menghitung luas penampang lintang menara :

$$A_c = \frac{A_n}{1 - A_d}$$

Luas downcomer (A_d) = 12% dari keseluruhan, sehingga diperoleh rumus :

$$A_{c, top} = \frac{m^2}{1-0,12}$$

$$A_c = 0,0401 \text{ m}^2$$

$$A_{c, bottom} = \frac{m^2}{1-0,12}$$

$$A_c = 1,7412 \text{ m}^2$$

- Menentukan Diameter menara (D_c) Berdasarkan kecepatan *flooding*

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{\pi}}$$

Diameter menara bagian atas (*top*) :

$$D_{c, top} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,0401}{3,14}}$$

$$D_{c, top} = 0,2259 \text{ m}$$

Diameter menara bagian bawah (*bottom*) :

$$D_{c, bottom} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1,7412}{3,14}}$$

$$D_{c, bottom} = 1,4893 \text{ m}$$

- Menentukan jenis aliran

$$Q_{L,B} = \frac{L_{w,B}}{\rho_{w,B}}$$

$$Q_{L,B} = \frac{4024,9401 \text{ kg/jam}}{725,4744 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3600 \frac{\text{sec}}{\text{jam}}}$$

$$Q_{L,B} = 0,0015 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

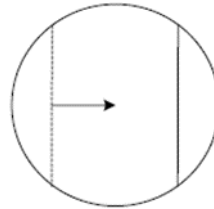
Keterangan :

$Q_{L,B}$ = laju alir volumetrik bagian *bottom* (m^3/s)

$L_{w,B}$ = laju alir massa cairan bagian *bottom* (kg/s)

$\rho_{w,B}$ = densitas cairan bagian *bottom* (kg/m^3)

Dari fig 11.28 (Coulson, 1983) didapat bahwa pola aliran menggunakan *cross flow (single pass)*.



Gambar 2. *Liquid flow pattern on single pass*



Gambar 3. *Typical crossflow plate (sieve)*

- **Perancangan Tray**

$$\text{Diameter menara (Dc)} = 1,4893 \text{ m}$$

$$\text{Luas penampang coloumn (Ac)} = 1,7412 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas downcomer (Ad)} = 0,12 \text{ Ac} = 0,2089 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas net area (An)} = \text{Ac} - \text{Ad} = 1,5322 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas active area (Ah)} = \text{Ac} - 2 \text{ Ad} = 1,3233 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas hole area (Ah)} = 0,1 \text{ Aa} = 0,1323 \text{ m}^2$$

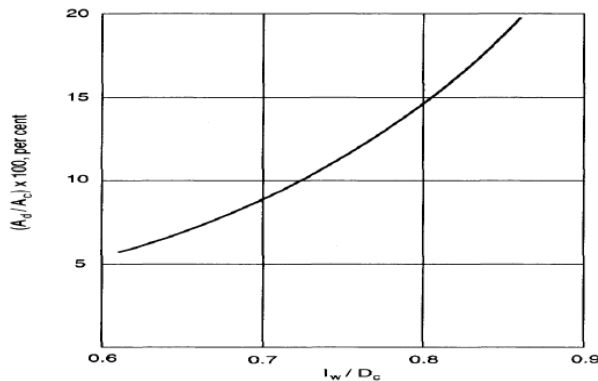
Dari fig 11.31 (coulson,1983), untuk $\text{Ad}/\text{Ac} = 0,12$ maka :

$$\text{Iw}/\text{Dc} = 0,76$$

$$\text{Panjang weir, Iw} = 0,76 \times \text{Dc}$$

$$= 0,76 \times 1,4893 \text{ m}$$

$$= 1,1319 \text{ m}$$



Gambar 4. Grafik penentuan panjang *weir*

Tinggi *Weir* (h_w)

Untuk menara distilasi yang tekanan operasi di atas tekanan atmosfer, tinggi *weir* yang digunakan antara 40 - 90 mm. Tinggi *weir* yang direkomendasikan adalah antara 40 - 50 mm (Coulson, 1983). Tinggi *weir* yang digunakan (h_w) = 40 mm = 0,04 m.

Diameter *Hole* (dh)

Diameter *hole* yang biasa digunakan adalah antara 2,5 - 12 mm, dan yang direkomendasikan adalah 5 mm (Coulson, 1983). Diameter *hole* yang digunakan = 5 mm.

Tebal *Tray*

Untuk bahan *carbon steel* tebal *plate* yang digunakan adalah 5 mm (3/16 in), sedangkan untuk bahan *stainless steel* tebal *plate* yang digunakan adalah 3 mm.

Untuk menara distilasi ini digunakan bahan *stainless steel*, sehingga tebal *plate* yang digunakan = 3 mm. (Coulson vol 6 Ied p465, 1983).

Pemeriksaan *Weeping Rate*

Kecepatan aliran cairan maximum :

$$\begin{aligned}
 L_w \text{ max} &= Q_l \times \rho_l \\
 &= 0,0015 \times 725,4744 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 1,1180 \text{ kg/s}
 \end{aligned}$$

$$\text{Turn-down ratio} = 0,7$$

Kecepatan aliran cairan minimum :

$$\begin{aligned}
 L_w \text{ min} &= 0,7 \times L_w \text{ max} \\
 &= 0,7 \times 1,1185 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 0,7826 \text{ kg/s}
 \end{aligned}$$

Tinggi weir liquid crest (h_{ow}) :

$$h_{ow} = 750 \left(\frac{L_w}{\rho_l I_w} \right)^{2/3} \text{ (Coulson, 1983. Pers. 11.85)}$$

Keterangan :

L_w = liquid flow rate, kg/s

I_w = weir length, m

ρ_l = densitas liquid, kg/m³

h_{ow} = weir crest, mm liquid

- **Menara bagian atas**

$$h_{ow, \text{max}} = 750 \left(\frac{1,1571 \text{ kg/s}}{1,1323 \text{ m} \times 750,8099 \text{ kg/m}^3} \right)^{2/3}$$

$$h_{ow, \text{max}} = 9,21 \text{ mm liquid}$$

$$h_{ow, \text{min}} = 750 \left(\frac{0,8099 \text{ kg/s}}{1,1323 \text{ m} \times 750,8099 \text{ kg/m}^3} \right)^{2/3}$$

$$h_{ow, \text{min}} = 7,2635 \text{ mm liquid}$$

Pada minimum rate, ($h_w + h_{ow}$) = 47,26 mm liquid

Dari fig 11.30 Coulson, 1983 :

$$K_2 = 21$$

Kecepatan uap minimum desain dihitung dengan persamaan Eduljee :

$$u_h \text{ min} = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - dh)]}{(\rho_v)^{0,5}} \text{ (Coulson, 1983. Pers 11.84)}$$

Keterangan :

$U_h \text{ min}$ = kecepatan uap minimum desain, m/s

K_2 = konstanta

dh = diameter hole, mm

ρ_v = densitas uap, kg/m³

$$U_h \text{ min} = 1,5127 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap minimum aktual (u_{am}) :

$$u_{am} = (0,7 \cdot Q_v) / A_h$$

$$= 0,1122 \text{ m/s}$$

- Menara bagian bawah

$$h_{ow, max} = 750 \left(\frac{1,1180 \text{ kg/s}}{1,1319 \text{ m} \times 750,8099 \text{ kg/m}^3} \right)^{2/3}$$

$$h_{ow, max} = 9,21 \text{ mm liquid}$$

$$h_{ow, min} = 750 \left(\frac{0,7826 \text{ kg/s}}{1,1319 \text{ m} \times 750,8099 \text{ kg/m}^3} \right)^{2/3}$$

$$h_{ow, min} = 7,26 \text{ mm liquid}$$

Pada *minimum rate*, $(h_w + h_{ow}) = 47,26 \text{ mm liquid}$

Dari fig 11.30 Coulson, 1983 :

$$K_2 = 20$$

Kecepatan uap minimum desain dihitung dengan persamaan Eduljee :

$$u_h \text{ min} = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - dh)]}{(\rho v)^{0,5}} \text{ (Coulson, 1983. Pers 11.84)}$$

Keterangan :

$U_h \text{ min}$ = kecepatan uap minimum desain, m/s

K_2 = konstanta

dh = diameter *hole*, mm

ρv = densitas uap, kg/m^3

$$U_h \text{ min} = 0,7577 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap minimum aktual (u_{am}) :

$$u_{am} = (0,7 \cdot Q_v) / A_h$$

$$= 1,1676 \text{ m/s}$$

$u_{am} > U_h \text{ min}$ sehingga tidak terjadi weeping

- **Plate pressure drop**

Menara bagian atas

Maksimum vapor velocity through hole (u_h)

$$A_c = \frac{Q_{v,B}}{\Delta_n}$$

$$A_c = 0,1603 \text{ m/s}$$

$$(A_h/A_a) = 0,1$$

Dari fig 11.34, diperoleh nilai Orifice Coeficient (Co) = 0,76

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

$$h_d = 0,0092 \text{ mm liquid}$$

Keterangan :

U_h = kecepatan uap maksimum melewati *hole* (m/s)

A_h = luas *hole* (m²)

$Q_{v,B}$ = laju alir volumetrik uap maksimum bagian bottom (m³/s)

ρ_v = densitas uap bagian bottom (kg/m³)

ρ_l = densitas liquid bagian bottom (kg/m³)

C_o = orifice coefficient

h_d = dry plate drop (mm)

- Residual head

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{750,8099}$$

$$h_r = 16,6486 \text{ mm}$$

Keterangan :

h_r = residual head (mm)

ρ_L = densitas liquid bagian bottom (kg/m³)

- Total Pressure Drop

$$H_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r$$

$$H_t = 63,92 \text{ mm liquid}$$

Keterangan :

h_r = residual head (mm)

h_d = dry plate drop (mm)

h_w = tinggi weir (mm)

h_{ow} = tinggi weir liquid (mm cairan)

h_T = total plate pressure drop (mm liquid)

$$\Delta P \text{ (psi)} = H_t \left(\frac{\rho_{Hg}}{\rho_l} \right) \left(\frac{14,7}{760} \right)$$

$$= 0,02239 \text{ psi}$$

Menara bagian bawah

$$U_h = 1,6679 \text{ m/s}$$

$$h_d = 1,30 \text{ mm cairan}$$

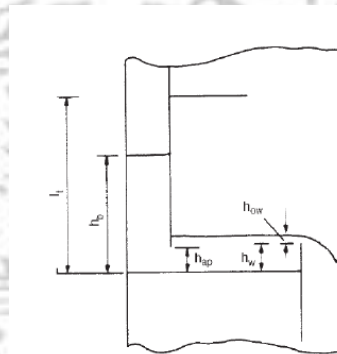
$$h_r = 17,23 \text{ mm cairan}$$

$$h_t = 67,74 \text{ mm cairan}$$

$$\begin{aligned} \Delta P \text{ (psi)} &= H_t \left(\frac{\rho_{Hg}}{\rho_l} \right) \left(\frac{14,7}{760} \right) \\ &= 0,0223 \text{ psi} \end{aligned}$$

- **Downcomer liquid backup**

Pada saat menara distilasi dioperasikan, diharapkan tidak terjadi downcomer liquid back-up. Besaran-besaran yang perlu dihitung untuk menentukan apakah terjadi downcomer liquid back-up atau tidak adalah



Gambar 5. Downcomer liquid backup (Coulson and Richardson, 1986)

$$h_{dc} = 166 \left[\frac{L_w}{\rho_L A_{ap}} \right]^2$$

$$h_b = (h_{ow} + h_w) + h_t + h_{dc}$$

Keterangan :

h_{ap} = tinggi ujung *apron* dari *plate* , mm

h_w = tinggi *weir*, mm

A_{ap} = luas permukaan *clearance* di bawah *downcomer*, m²

L_w = kecepatan massa cairan, kg/s

ρ_L = rapat massa cairan, kg/m³

h_{dc} = head yang hilang di *downcomer*, mm *liquid*

h_w = tinggi *weir*, mm *liquid*

h_{ow} = tinggi cairan di atas *weir*, mm *liquid*

h_t = *plate pressure drop*, mm *liquid*

Menara bagian atas

$$\begin{aligned}h_{ap} &= 35 \text{ mm cairan} \\A_{ap} &= h_{ap} \times l_w = 0,0396 \text{ m}^2 \\h_{dc} &= 0,0,2512 \text{ mm cairan} \\h_b &= 113,3861 \text{ mm cairan} \\&= 0,1133 \text{ m}\end{aligned}$$

$h_b <$ dari *plate spacing*, maka *plate spacing* 0,3 m dapat dipakai.

Menara bagian bawah

$$\begin{aligned}h_{ap} &= 35 \text{ mm cairan} \\A_{ap} &= h_{ap} \times l_w = 0,0396 \text{ m}^2 \\h_{dc} &= 0,2512 \text{ mm cairan} \\h_b &= 117,2066 \text{ mm cairan} \\&= 0,1172 \text{ m}\end{aligned}$$

$h_b <$ dari *plate spacing*, maka *plate spacing* 0,3 m dapat dipakai.

- **Check Residence Time**

Downcomer residence time perlu dihitung untuk menghindari terbawanya cairan yang berisi udara melalui *downcomer*. Persamaan yang digunakan untuk menghitung *downcomer residence time* adalah sebagai berikut :

$$t_r = \frac{A_d h_b \rho_L}{L_w} \text{ (Coulson, 1986)}$$

Keterangan :

$$\begin{aligned}t_r &= \text{downcomer residence time, s} \\A_d &= \text{luas permukaan downcomer, m}^2 \\h_b &= \text{clear liquid back-up, m} \\ \rho_L &= \text{rapat massa cairan, kg/m}^3 \\L_w &= \text{kecepatan massa cairan, kg/s}\end{aligned}$$

Jika $t_r >$ 3 detik, maka tidak terjadi gelembung udara pada cairan yang masuk melalui *downcomer*.

Menara bagian atas

$$t_r = 15,3725 \text{ detik } (>3 \text{ detik})$$

Menara bagian bawah

$$t_r = 15,8905 \text{ detik } (>3 \text{ detik})$$

- **Check Entertainment**

Actual Percentage Flooding For Design Area

Entertainment dihitung dari % flooding, dengan persamaan :

$$\% \text{ flooding} = \frac{u_v}{u_f} \times 100\% \text{ (Coulson, 1986)}$$

Keterangan :

U_v = kecepatan uap aktual, m/s

U_f = kecepatan uap perancangan, m/s

Berdasarkan fig.11.29, Coulson, 1986, dapat dilihat *fractional entertainment*, jika $\psi < 0,1$, maka tidak terjadi *entertainment*.

$$F_{LV} = 0,05 \text{ m/s}$$

$$\% \text{ flooding} = 80 \%$$

Dari fig.11.29 diperoleh nilai $\psi = 0,0024 < 0,1$, maka tidak terjadi *entertainment*.

- **Layout Tray**

Digunakan *cartridge-type construction* dengan 50 mm *unperforated strip around tray edge* dan 50 mm *wide calming zones*. Dari fig.11.32 (Caulson, 1983, hal 465), untuk $l_w/D_c = 0,76$, maka : $\theta_c = 90^\circ$

Derajat tray edge

$$\begin{aligned} (\alpha) &= 180 - \theta_c \\ &= 180 - 90 \\ &= 90^\circ \end{aligned}$$

Panjang rata-rata unperforated edge strips

$$\begin{aligned} L_{av} &= \frac{\alpha}{180} \cdot \pi \cdot (D_c - 0,05) \\ &= 2,0478 \text{ m} \end{aligned}$$

Luas unperforated edge strips

$$\begin{aligned} (A_{up}) &= 0,05 \times L_{av} \\ &= 0,1023 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas calming zone

$$\begin{aligned} (A_{cr}) &= 2 \times h_w \times (I_w - (2h_w)) \\ &= 0,0841 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas total tersedia untuk perforasi

$$(A_p) = A_a - (A_{up} + A_{cz})$$

$$= 1,1367 \text{ m}^2$$

$$A_h/A_p = 0,1164$$

Dari fig.11.36, hal 466, Coulson. Didapat nilai : $L_p/d_h = 2,81$

Hole pitch

$$(l_p) = \frac{l_p}{d_h} \times d_h$$

$$= 14,05 \text{ m}$$

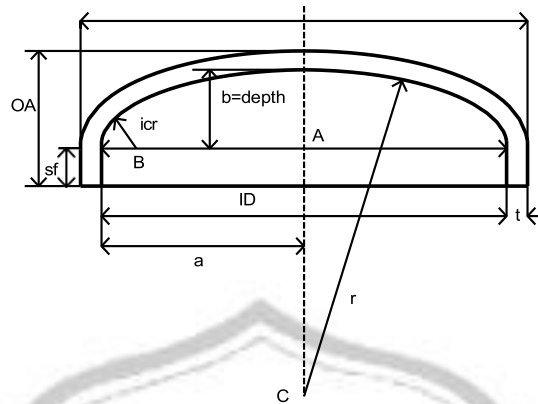
$$\text{Jumlah lubang} = \frac{A_h}{\text{luas 1 lubang}}$$

$$= 6742 \text{ buah}$$

• **Spesifikasi tray**

Diameter tray (D_c)	= 1,4893 m
Diameter lubang (d_h)	= 5 mm
Hole pitch (l_p)	= 14,05 m
Jumlah hole	= 6742 buah
Turn down ratio	= 80 %
Material tray	= stainless steel (SA-167)
Material downcomer	= Stainless steel (SA-167)
Tray spacing	= 0,3 m
Tray thickness	= 0,005 m
Panjang weir	= 1,1319 m
Tinggi weir	= 0,04 m
Total pressure drop	= 0,0246 mm liquid

4) Menentukan Tebal Dinding dan *Head* Menara



Gambar 6. *Torispherical flanged and dished head*

Keterangan :

- th = Tebal *head* (in)
- icr = *Inside corner radius* (in)
- r = *Radius of dish* (in)
- sf = *Straight flange* (in)
- OD = Diameter luar (in)
- ID = Diameter dalam (in)
- b = *Depth of dish* (in)
- OA = *Tinggi head* (in)

- **Menentukan tebal *shell***

Data perhitungan :

$$P_{\text{operasi}} = 1,2 \text{ atm}$$

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times P_{\text{operasi}}$$

$$= 3,5280 \text{ psi}$$

Material Stainless steel SA-167 (alasan pemilihan material : meminimalkan risiko kontaminasi atau reaksi yang tidak diinginkan dan memiliki struktur yang kuat)

$$f = 18750 \text{ psi (Peters and Timmerhaus, 1991, Tabel 4, Hal. 538)}$$

$$c = 0,1575 \text{ in (Brownell and Young, 1959)}$$

$$D = 4,8861 \text{ ft}$$

$$J = 0,8 \text{ (Brownell and Young, 1959, Tabel 13.2)}$$

$$ts = \frac{P_i D_i}{2jf - P_i} + C \text{ (Brownell and Young, 1959)}$$

$$ts = 0,1632 \text{ in}$$

Digunakan tebal standar untuk $shell = 0,25$ in Keterangan :

- ts = Tebal *shell* (in)
 P_i = Tekanan operasi (psi)
 f = Allowable stress (psi)
 J = Efisiensi pengelasan
 c = Faktor korosi (in)

- **Menentukan tebal head**

Bentuk torispherical memiliki harga yang lebih ekonomis dibanding dengan elipsoidal dengan tebal yang tidak jauh berbeda. Sehingga, dipilih bentuk torispherical.

Pada bottom tekanan ditambah dengan tekanan hidrostatik dari cairan yang terapung. Asumsi level cairan terapung = 1,5 m.

$$Ph = \rho gh$$

$$= 725,4744 \times 9,8 \times 1,5$$

$$= 10664,4736 \text{ Pa}$$

$$P = P_{\text{bottom}} + Ph$$

$$= 2,9400 + 10664,4736$$

$$= 10667,4136 \text{ Pa}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,2 \times P$$

$$= 1,2 \times 10667,4136$$

$$= 12800,8963 \text{ Pa}$$

$$= 0,0128 \text{ N/mm}^2$$

$$Cs = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{R_c}{R_k}} \right)$$

$$Cs = 1,77 \text{ in}$$

$$e = \frac{P_i R_c C_s}{2jf \mp (C_s - 0,2)}$$

$$e = 0,1455 \text{ mm}$$

Ditambah dengan corossion factor :

$$\begin{aligned}
 &= e + 2 \\
 &= 2,1455 \text{ mm} \\
 &= 0,0844 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Standar tebal head = 0,1875 in

Dari tabel 5.6 Brownell and Young maka sf = 1,5 – 2 in

Diambil sf = 1,5 in.

$$\begin{aligned}
 b &= r_c - \sqrt{(r_c - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2} \\
 &= 11,4977 \text{ in} \\
 &= 0,2920 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- **Tinggi Head (OA)**

Dari tabel 5.6 Brownell and Young maka sf = 1,5 – 2 in

Diambil sf = 1,5 in. (Brownell and Young, 1959)

$$\begin{aligned}
 OA &= th + b + sf \\
 &= 13,2477 \text{ in} \\
 &= 0,3364 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= r_i - icr \\
 &= 26,3170 \text{ in} \\
 &= 0,6684 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r_c - icr \\
 &= 45 \text{ in} \\
 &= 1,1433 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- **Tinggi menara**

Data perhitungan :

$$\text{Diameter kolom (Dc)} = 1,4893 \text{ m}$$

$$\text{Luas kolom (Ac)} = 1,7412 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume head} &= 0,000049 \times D_i^3 \\
 &= 0,1814 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume head pada sf} &= \pi/4 \times ID^2 \times sf \\
 &= 82,0386 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total head} &= V_{\text{head tanpa sf}} + V_{\text{head pada sf}} \\ &= 83,0386 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Blank diameter} = \text{OD} + \text{OD}/24 + 2\text{sf} + 2/3.\text{icr} \quad (\text{Eq.5.12, Brownell, 1959})$$

Dengan,

$$\text{OD} = \text{diameter luar dish} = 58,8216 \text{ in}$$

$$\text{Icr} = \text{corner radius} = 3 \text{ in}$$

$$\text{Sf} = \text{straight flange} = 1,5 \text{ icr}$$

$$\text{Blank diameter} = 66,2725 \text{ in}$$

Untuk bagian bottom kolom :

$$Q = \frac{L}{\rho_L}$$

$$\begin{aligned} Q &= 5,5480 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0926 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

Waktu tinggal cairan di bawah *plate* terakhir : 5 – 10 menit (Unrich, 1984). Waktu tinggal cairan dipilih = 5 menit.

$$\begin{aligned} V_{\text{cairan}} &= Q \times \text{waktu tinggal} \\ &= \text{m}^3/\text{menit} \times 5 \text{ menit} \\ &= 0,4632 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam *shell* (H_L)

$$V_{\text{cairan}} = \frac{\pi}{4} D_c^2 H_L$$

$$H_L = \frac{0,4632}{\frac{\pi}{4} \times 1,4893^2}$$

$$H_L = 0,2660 \text{ m}$$

5) Menentukan Tinggi Menara

$$\text{Jarak dari plate teratas} = 1,22 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi penyangga menara} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah plate} = 26 \text{ buah}$$

$$\text{Tebal plate total} = 0,13 \text{ m}$$

$$\text{Spacing stage biasa} = 7,8 \text{ m}$$

$$\text{Spacing stage umpan} = 0,6 \text{ m}$$

$$\text{Jarak dari plate terbawah} = 1,83 \text{ m}$$

Tinggi total = *Spacing stage* biasa + *Spacing stage* umpan + Tebal *plate* total + Jarak dari *plate* teratas + Jarak dari *plate* terbawah + (2 x OA)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= 7,8 + 0,6 + 0,13 + 1,22 + 1,83 + (2 \times 0,3364) \\ &= 12,2529 \text{ m} \\ &= 41,4253 \text{ ft} \end{aligned}$$

6) Menentukan Ukuran Pipa Pemasukan dan Pengeluaran

a) Pipa *feed*

Tabel 22. Densitas liquid pada suhu umpan 436,56 K

Komponen	Kg/hr	ρ (Kg/m ³)	m ³ /jam	μ (cp)	xi	$\rho \cdot xi$ (Kg/m ³)	$\mu \cdot xi$ (cp)
C ₄ H ₁₀ O	30,3649	671,7244	0,0452	0,2025	0,0078	5,2679	0,0016
C ₈ H ₁₄ O ₂	3818,4338	750,8453	5,0855	0,1989	0,9862	740,4712	0,1962
C ₄ H ₆ O ₂	23,1315	861,0732	0,0269	0,3281	0,0060	5,1442	0,0020
Total	3871,9302		5,1576		1,0000	750,8833	0,1997

$$\begin{aligned} \rho_{mix} &= \rho \cdot xi \cdot 1000 \\ &= 750,8833 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu_{mix} &= \mu \cdot xi \\ &= 0,1997 \text{ cp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Temperatur} &= 163,56 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 436,56 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\text{Laju alir massa, } G = 1,0755 \text{ kg/s}$$

$$\begin{aligned} D_{i, optimum} &= 260 \cdot G^{0,52} \rho^{-0,37} \quad (\text{Caulson 5.13 Vol.6., 1983})(F.28) \\ &= 23,3054 \text{ mm} \\ &= 0,9175 \text{ in} \\ &= 0,0233 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_v &= 0,0014 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0000004 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\text{Kecepatan aliran} = 2,5707 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} Re &= \rho \cdot V \cdot \frac{D}{\mu} \\ &= 257522,56 \end{aligned}$$

Re > dari 2100, maka aliran turbulen.

Dipilih spesifikasi pipa (kern, 1965, Tabel 11, hal.844) :

Nominal pipe standar (NPS) = 1 in

Schedule number = 40 (standar)

ID = 1,049 in

OD = 1,315 in

A = 0,0006 m²

b) Pipa distilat keluar dari top menara

Tabel 23. Densitas dan viskositas distilat keluar dari top menara

Komponen	Kg/hr	ρ (Kg/m ³)	m ³ /jam	μ (cp)	xi	$\rho \cdot xi$ (Kg/m ³)	$\mu \cdot xi$ (cp)
C ₄ H ₁₀ O	30,0612	707,9704	0,0425	0,3142	0,3777	267,4347	0,1187
C ₈ H ₁₄ O ₂	38,1843	786,5787	0,0485	0,2559	0,4798	377,4188	0,1228
C ₄ H ₆ O ₂	11,3344	899,0640	0,0126	0,4328	0,1424	128,0522	0,0616
Total	79,5800		0,1036		1,0000	772,9057	0,3031

$$\rho_{mix} = \rho \cdot xi \cdot 1000$$

$$= 772,9057 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{mix} = \mu \cdot xi$$

$$= 0,3031 \text{ cp}$$

$$\text{Temperatur} = 131,33 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 404,31 \text{ K}$$

$$\text{Laju alir massa, G} = 0,0221 \text{ kg/s}$$

$$D_{i, optimum} = 260 \cdot G^{0,52} \rho^{-0,37} \quad (\text{Caulson 5.13 Vol.6., 1983})(F.28)$$

$$= 3,0585 \text{ mm}$$

$$= 0,1204 \text{ in}$$

$$= 0,0030 \text{ m}$$

$$F_v = 0,1036 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,000028 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Kecepatan aliran} = 0,7854 \text{ m/s}$$

$$Re = \rho \cdot V \cdot \frac{D}{\mu}$$

$$= 13682,04$$

Re > dari 2100, maka aliran turbulen.

Dipilih spesifikasi pipa (kern, 1965, Tabel 11, hal.844) :

$$\text{Nominal pipe standar (NPS)} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40 \text{ (standar)}$$

$$\text{ID} = 0,269 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 0,405 \text{ in}$$

$$A = 0,000037 \text{ m}^2$$

c) Pipa cairan refluks di top menara

Tabel 24. Densitas dan viskositas cairan refluks di top menara

Komponen	Kg/hr	ρ (Kg/m ³)	m ³ /jam	μ (cp)	xi	$\rho \cdot xi$ (Kg/m ³)	$\mu \cdot xi$ (cp)
C ₄ H ₁₀ O	57,7992	692,5394	0,0835	0,2571	0,3777	261,6056	0,0971
C ₈ H ₁₄ O ₂	73,4177	771,1605	0,0952	0,2284	0,4798	370,0208	0,1096
C ₄ H ₆ O ₂	21,7929	882,6207	0,0247	0,3823	0,1424	125,7102	0,0545
Total	153,0099	2346,3206	0,1199		1,0000	757,3366	0,2611

$$R = 1,92 \text{ m}^3 \cdot \text{Atm/kmol.K}$$

$$\begin{aligned} \rho_{mix} &= \rho \cdot xi \cdot 1000 \\ &= 757,3366 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu_{mix} &= \mu \cdot xi \\ &= 0,2611 \text{ cp} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Temperatur} &= 145,52 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 418,52 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\text{Laju alir massa, G} = 0,0425 \text{ kg/s}$$

$$D_{i, optimum} = 260 \cdot G^{0,52} \rho^{-0,37} \quad (\text{Caulson 5.13 Vol.6., 1983})(F.28)$$

$$= 4,3293 \text{ mm}$$

$$= 0,1704 \text{ in}$$

$$= 0,0043 \text{ m}$$

$$F_v = 0,1199 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,000033 \text{ m}^3/\text{s}$$

Kecepatan aliran = 0,4963 m/s

$$Re = \rho \cdot V \cdot \frac{D}{\mu}$$

$$= 13308,13$$

Re > dari 2100, maka aliran turbulen.

Dipilih spesifikasi pipa (kern, 1965, Tabel 11, hal.844) :

Nominal pipe standar (NPS) = 0,25 in

Schedule number = 40 (standar)

ID = 0,364 in

OD = 0,540 in

A = 0,0001 m²

d) Pipa cairan keluar dari bawah menara

Tabel 25. Densitas dan viskositas cairan keluar dari bawah menara

Komponen	Kg/hr	ρ (Kg/m ³)	m ³ /jam	μ (cp)	xi	$\rho \cdot xi$ (Kg/m ³)	$\mu \cdot xi$ (cp)
C ₄ H ₁₀ O	0,3036	665,7658	0,0005	0,1903	0,0001	0,0533	0,0000
C ₈ H ₁₄ O ₂	3780,2495	745,1389	5,0732	0,1918	0,9968	742,7612	0,1911
C ₄ H ₆ O ₂	11,7971	855,0472	0,0138	0,3149	0,0031	2,6598	0,0010
Total	3792,3502	2265,9519	5,0875		1,0000	745,4744	0,1921

$$\rho_{mix} = \rho \cdot xi \cdot 1000$$

$$= 745,4744 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{mix} = \mu \cdot xi$$

$$= 0,1921 \text{ cp}$$

$$\text{Temperatur} = 168,4 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 441,4 \text{ K}$$

Laju alir massa, G = 1,0534 kg/s

$$D_{i, optimum} = 260 \cdot G^{0,52} \rho^{-0,37} \quad (\text{Caulson 5.13 Vol.6., 1983})(F.28)$$

$$= 23,1168 \text{ mm}$$

$$= 0,9101 \text{ in}$$

$$= 0,0231 \text{ m}$$

$$F_v = 5,0875 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0014 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Kecepatan aliran} = 2,5358 \text{ m/s}$$

$$Re = \rho \cdot V \cdot \frac{D}{\mu}$$

$$= 262150,15$$

Re > dari 2100, maka aliran turbulen.

Dipilih spesifikasi pipa (kern, 1965, Tabel 11, hal.844) :

$$\text{Nominal pipe standar (NPS)} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40 \text{ (standar)}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,315 \text{ in}$$

$$A = 0,0006 \text{ m}^2$$

e) Pipa refluks dari reboiler ke bottom menara

Tabel 26. Densitas dan viskositas refluks dari reboiler ke bottom menara

Komponen	Kg/hr	ρ (Kg/m ³)	m ³ /jam	μ (cp)	xi	$\rho \cdot xi$ (Kg/m ³)	$\mu \cdot xi$ (cp)
C ₄ H ₁₀ O	0,00292	665,765832	0,00000	0,190275	0,00000	0,00052	0,00000
C ₈ H ₁₄ O ₂	3722,53838	745,138851	4,99576	0,19175	0,99998	745,12663	0,19175
C ₄ H ₆ O ₂	0,05814	855,047181	0,00007	0,314918	0,00002	0,01335	0,00000
Total	3722,59944	2265,95186	4,99584		1,00000	745,14050	0,19175

$$\rho_{mix} = \rho \cdot xi \cdot 1000$$

$$= 745,1405 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{mix} = \mu \cdot xi$$

$$= 0,1917 \text{ cp}$$

$$\text{Temperatur} = 168,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 441,5 \text{ K}$$

$$\text{Laju alir massa, G} = 1,0341 \text{ kg/s}$$

$$D_{i, optimum} = 260 \cdot G^{0,52} \rho^{-0,37} \quad (\text{Caulson 5.13 Vol.6., 1983})(\text{F.28})$$

$$= 22,8986 \text{ mm}$$

$$= 0,9015 \text{ in}$$

$$= 0,0228 \text{ m}$$

$$F_v = 4,9958 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0014 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Kecepatan aliran} = 2,4901 \text{ m/s}$$

$$Re = \rho \cdot V \cdot \frac{D}{\mu}$$

$$= 257824,65$$

$Re >$ dari 2100, maka aliran turbulen.

Dipilih spesifikasi pipa (kern, 1965, Tabel 11, hal.844) :

$$\text{Nominal pipe standar (NPS)} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40 \text{ (standar)}$$

$$\text{ID} = 1,049 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,315 \text{ in}$$

$$A = 0,0006 \text{ m}^2$$

7) Menghitung Tebal Isolasi Distillation Coloumn

a) Bahan Isolator

Isolator yang digunakan adalah asbestos karena memiliki sifat isolasi termal yang baik, membantu menjaga suhu dalam menara tetap stabil. Selain itu, asbestos juga ringan dan dapat menahan tekanan. Sifat-sifat fisis asbestos :

$$\text{Konduktivitas termal (k)} = 0,1039 \text{ Btu}/(\text{hr.ft.F})$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 32 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

Perpindahan panas yang melewati dinding menara adalah perpindahan panas secara radiasi, panas dari udara luar secara konveksi, lalu melalui dinding isolasi dan dinding tangki secara konduksi.

b) Panas yang hilang dari dinding isolasi ke udara :

1) Koefisien perpindahan panas secara radiasi

$$hr = \frac{\varepsilon \cdot \sigma (T_s^4 - T_u^4)}{(T_s - T_u)}$$

$$hr = 7,0425 \text{ W}/\text{m}^2 \cdot \text{K}$$

Keterangan :

$$hr = \text{Koefisien perpindahan panas (W}/\text{m}^2 \cdot \text{k)}$$

$$\varepsilon = \text{Emisivitas bahan isolator}$$

Ts = Temperature permukaan luar isolator (F)

Tu = Temperature udara (F)

2) Koefisien perpindahan panas konveksi

$$Tf = \frac{1}{2} (Ts + Tu)$$

$$= 113 \text{ F}$$

$$= 318 \text{ K}$$

Sifat propertis udara pada T = K (Geankoplis, Tabel.A3-3)

$$\rho_f = 0,0132 \text{ lb}/(\text{cu.ft})$$

$$C_{pf} = 0,2230 \text{ btu}/(\text{lb}/\text{F})$$

$$\mu_f = 0,021 \text{ cp}$$

$$= 0,0508 \text{ lbm}/(\text{ft.hr})$$

$$k_f = 0,0159 \text{ btu}/(\text{hari.ft.F})$$

$$\beta = 0,0017 \text{ 1}/\text{k}$$

$$L = 37,9921 \text{ ft}$$

$$N_{gr} = \frac{L^3 \cdot \rho_f^2 \cdot \beta \cdot g_c \cdot \Delta T}{\mu_f^2}$$

$$= 7276563$$

$$N_{pr} = \frac{C_p \cdot \mu}{k}$$

$$= 0,7109$$

$$N_{ra} = N_{gr} \times N_{pr}$$

$$= 5173148$$

Berdasarkan Tabel 4.7-2 (Geankoplis, 1992 hal 256), Untuk nilai

$N_{ra} = 10E+4 - 10E+9$, maka nilai h_c sebagai berikut :

$$H_c = 0,29 \left(\frac{\Delta T}{2} \right)^{0,25}$$

$$H_c = 0,5700 \text{ btu}/\text{ft}^2 \cdot \text{jam.F}$$

3) Cek L

$$\frac{35}{GR^{\frac{1}{4}}} = 0,0674$$

$$\frac{ID}{L} = 0,13$$

Karena $\frac{ID}{L} > \frac{35}{NGR^{1/4}}$ maka asumsi L dapat digunakan.

(Holman,1996)

4) Perpindahan panas konduksi melalui dinding reaktor dan isolasi :

$$qk = \frac{2\pi L(T_3 - T_u)}{\frac{1}{h_{avrr2}}}$$

$$qk = 289,6815 \frac{W}{m} \cdot K$$

5) Total perpindahan panas karena radiasi dan konveksi

$$q_r + q_c = h_r \cdot \pi \cdot L \cdot (OD + 2 \cdot X_{is}) \cdot (T_s - T_u) + h_c \cdot \pi \cdot L \cdot (OD + 2 \cdot X_{is}) \cdot DT$$

$$q_r + q_c = \pi \cdot L \cdot (OD + 2 \cdot X_{is}) \cdot \{h_r \cdot (T_s - T_u) + h_c \cdot DT\}$$

$$q_r + q_c = 48010,1143$$

6) Tebal isolasi (X_{is})

$$\begin{aligned} X_{is} &= r_3 - r_2 \\ &= 0,1174 \text{ m} \end{aligned}$$

8) Perhitungan Berat Plate (*weight of plates*)

$$\begin{aligned} \text{a. Perhitungan plate area} &= \pi \cdot \frac{D_c^2}{4} \\ &= 1,7412 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{b. Weight of plates} &= 1,2 \times \text{plate area} \times N \\ &= 48056 \text{ N} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{c. W isolasi} &= 3,13 \times D_o \times H_v \times \text{tebal isolasi} \times \rho \text{ isolasi} \times 9,8 \\ &= 3,13 \times 1,5147 \times 11,58 \times 0,1174 \times 512,57 \times 9,8 \\ &= 3247,9461 \text{ N} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{d. W total} &= W_v + W \text{ isolasi} + \text{weight of plates} \\ &= 42389,3406 + 3247,9461 + 48056 \\ &= 122933,29 \text{ N} \end{aligned}$$

Perhitungan *Wind load*

$$\text{a) Tekanan akibat angin (estimasi awal) (Pw) = 1280 Nm}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{b) Loading per linear meter (Fw)} &= Pw \times Dm \\
 &= 1280 \times 1,5020 \\
 &= 1922,57 \text{ N/m}^2
 \end{aligned}$$

$$M_x = \frac{Fw \cdot x^2}{2}$$

$$M_x = 128904,84 \text{ Nm}$$

9) Pengaruh Angin dan Gempa Terhadap Ketebalan *Shell* Menara

Perhitungan awal tebal *shell* menara telah dilakukan. Menara cukup tinggi sehingga perlu dicek pengaruh angin dan gempa.

Spesifikasi menara :

$$\text{OD shell} = 58,8216 \text{ in} = 4,8998 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi menara} = 41,4253 \text{ ft}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1,1 \text{ atm}$$

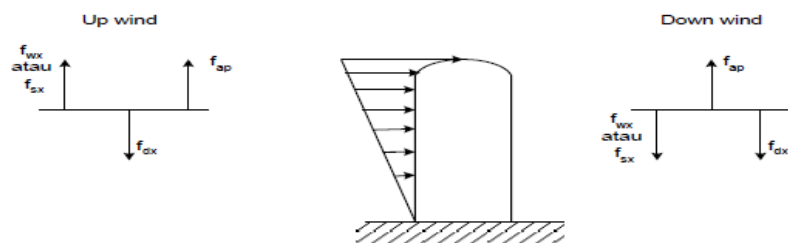
$$\text{Bahan konstruksi} = \text{Stainless steel SA-167}$$

$$\text{Tebal isolasi} = 0,1174 \text{ m}$$

$$= 4,6231 \text{ in}$$

$$\text{Diameter, } d = OD + \frac{OD}{24} + 2sf + \frac{2}{3}icr$$

$$= 66,2725 \text{ in}$$



Gambar 7. Kombinasi stress pada menara distilasi

a. Pemeriksaan tebal *shell*

- Stress pada kondisi operasi

Tekanan paling besar dialami oleh bagian bottom, maka dipakai tibal bottom untuk perhitungan.

1. Perhitungan stress aksial dalam shell

$$\sigma_L = \frac{PD_i}{4t}$$

$$= 0,71 \text{ N/mm}^2$$

$$\sigma_h = \frac{PD_i}{2t}$$

$$= 1,43 \text{ N/mm}^2$$

2. Perhitungan tekuk kristis (*Critical buckling*)

$$D_o = D_c + 2 \cdot t$$

$$= 1,5147 \text{ m}$$

$$\sigma_c = 2 \times 10^4 \frac{t}{D_o}$$

$$= 167,69 \text{ N}$$

3. Perhitungan *dead weight vessel*

Sebagai estimasi tebal awal diambil tebal rata-rata

$$C_v = 1,15$$

$$H_v = 11,58 \text{ m}$$

$$D_m = D_c + t \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$= 1,4893 + 0,0127$$

$$= 1,5020 \text{ m}$$

$$W_v = 240 \cdot C_v \cdot D_m (H_v + 0,8 \cdot D_m) t$$

$$(\text{Brownell, 1959})(F.41)$$

$$= 240 \cdot 1,15 \cdot 1,5020 (11,58 + 0,8$$

$$\cdot 1,5020) \cdot 0,012$$

$$= 42389,3406 \text{ N}$$

Keterangan,

$$C_v = \text{kolom distilasi}$$

$$H_v = \text{panjang kolom}$$

Untuk mengantisipasi beban akibat berat vessel (*dead weight*) angin (*wind load*), maka butuh tebal vessel yang lebih pada bagian bawah.

$$H = 37,9921 \text{ ft}$$

Asumsi shell dibagi 10
 1 course = 6 ft
 = 1,8288 m

4. Perhitungan berat mati (*dead weight*)

$$\sigma_w = \frac{w_v}{\pi(D_i+t)t}$$

$$= 0,71 \text{ N/mm}^2$$

Bending stress,

$$l_v = \frac{\pi}{64}(D_o^4 - D_i^4)$$

$$= 1689237 \text{ mm}$$

- Perhitungan stress gabungan pada kondisi operasi

1. Kombinasi stress dalam pengaruh angin

- *Up wind side*

$$\sigma_z = \sigma_L - \sigma_w + \sigma_b$$

$$\sigma_z = 5,78 \text{ N/mm}^2$$

- *Down wind side*

$$\sigma_z = \sigma_L - \sigma_w - \sigma_b$$

$$\sigma_z = -5,77 \text{ N/mm}^2$$

Principal stress,

$$\sigma_1 = \sigma_h + \sigma_z + \sqrt{(\sigma_h - \sigma_z)^2 + 4\tau^2}$$

$$\sigma_2 = \sigma_h + \sigma_z - \sqrt{(\sigma_h - \sigma_z)^2 + 4\tau^2}$$

$$\sigma_3 = 0,5 \cdot P$$

$$\sigma_3 = 2,000 \text{ N/mm}^2$$

Maximum *stress intensity*,

Selisih terbesar antara σ_1 dan σ_2 terletak pada bagian *downwind*, yaitu (dengan mengabaikan nilai τ)

$$\sigma_1 - \sigma_2 = \sigma_h + \sigma_z + \sqrt{(\sigma_h - \sigma_z)^2} - (\sigma_h + \sigma_z - \sqrt{(\sigma_h - \sigma_z)^2})$$

$$\sigma_1 - \sigma_2 = 7,20 \text{ N/mm}^2$$

Maximum *compressive stress*,

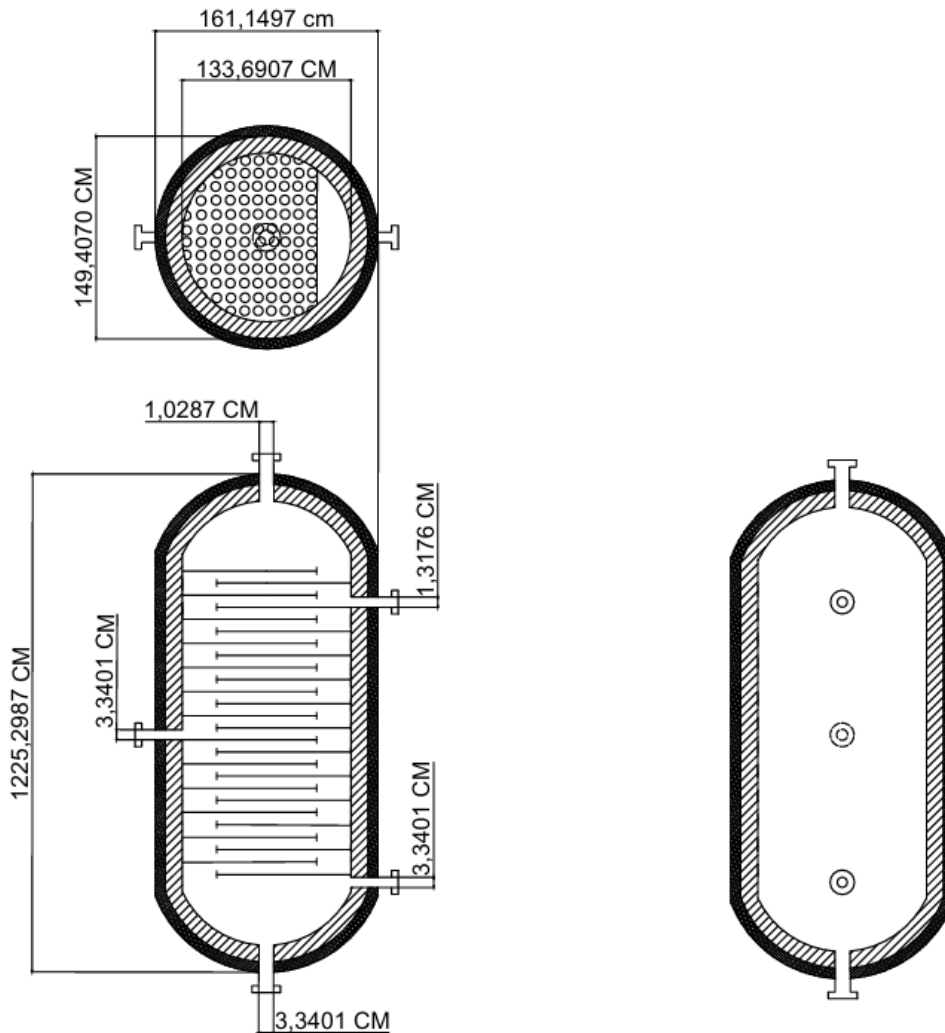
Maximum *compressive stress* akibat *buckling* yaitu pada saat *dead weight* bersifat tension, yaitu sebesar :

$$\begin{aligned}\sigma &= \sigma_b + \sigma_w \\ &= 6,49 \text{ N/mm}^2\end{aligned}$$

Nilai ini jauh dibawah critical bucling stress (130,14 N/mm²), sehingga desain masih aman.



Gambar Tampak Atas



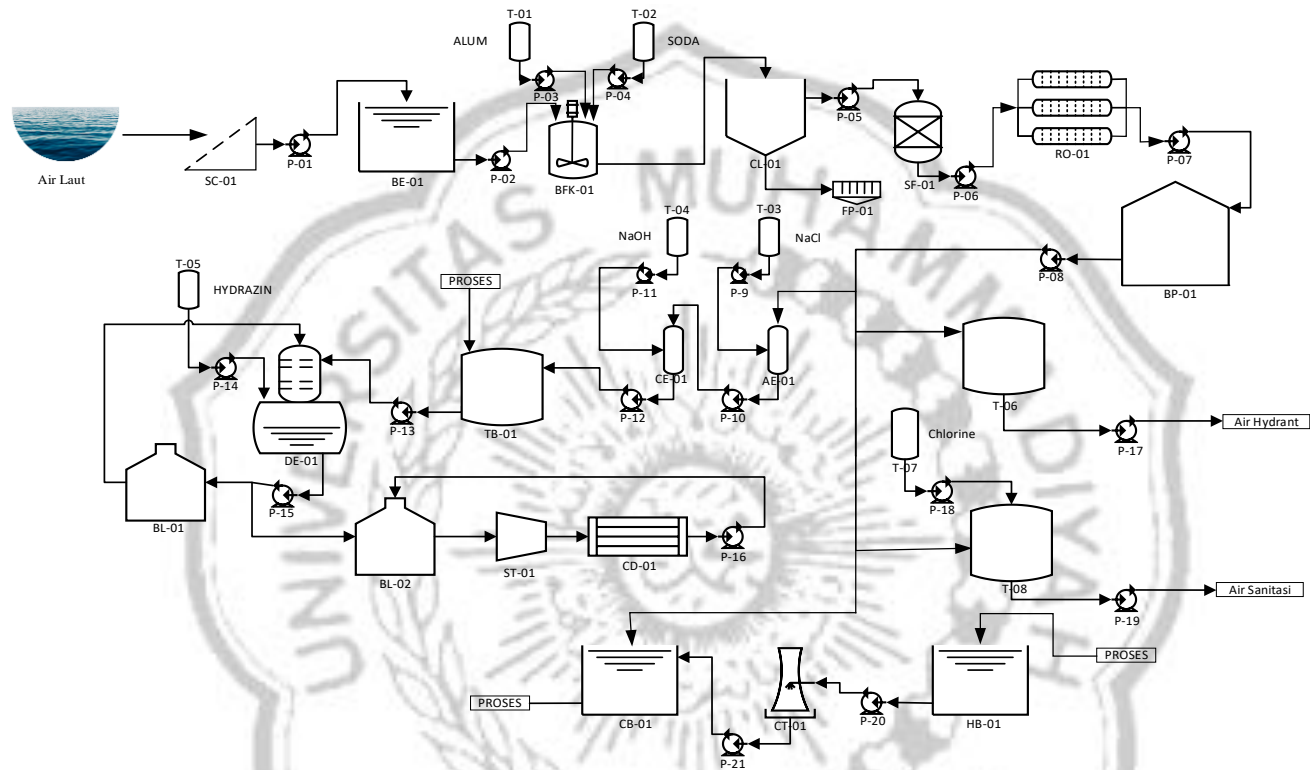
Gambar Tampak Depan Terbelah

Gambar Tampak Samping



LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM UTILITAS

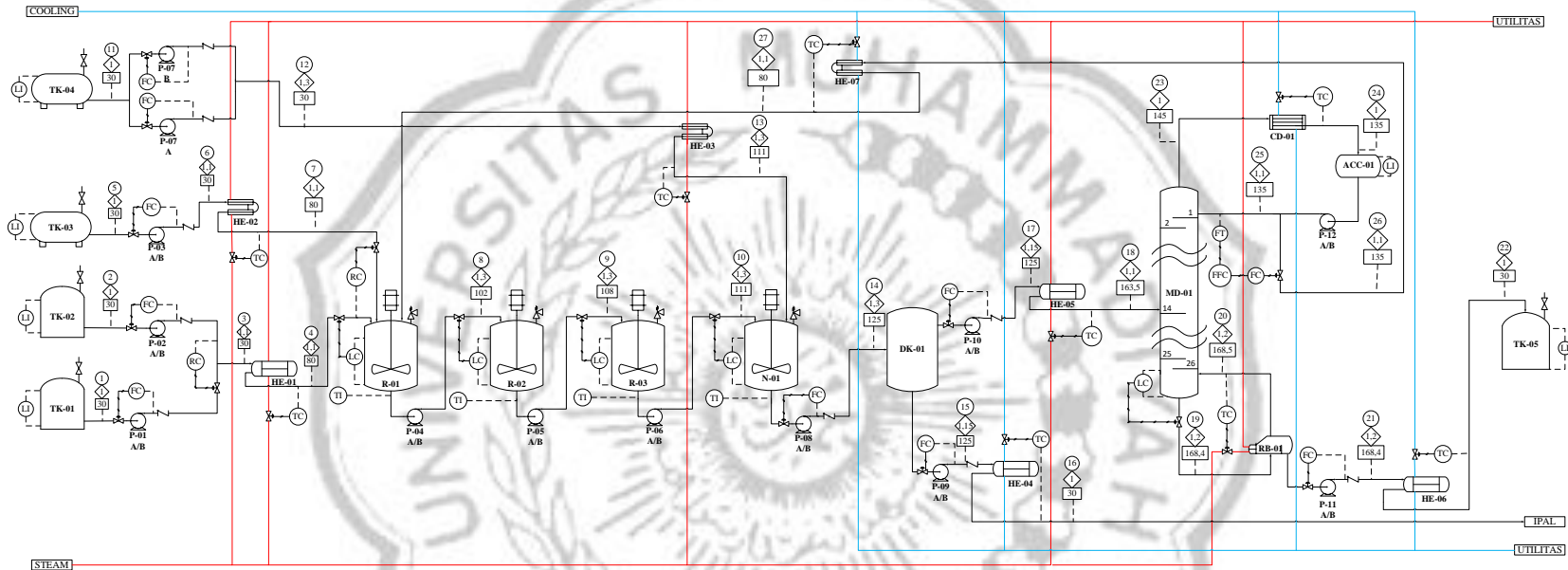


Keterangan :			
P	: Pompa	BFK	: Bak Floakulan dan Koagulan
T	: Tangki	CL	: Clarifier
SC	: Screener	SF	: Sand Filter
BE	: Bak Ekuualisasi	RO	: Reverse Osmosis
		AE	: Anion Exchanger
		CE	: Cation Exchanger
		TB	: Tangki Boiled Feed Water
		BP	: Bak Penampung
		DE	: Dearator
		BL	: Boiler
		ST	: Steam Turbin
		CD	: Condensor



LAMPIRAN C
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANG PABRIK N-BUTYL METHACRYLATE DARI ASAM METAKRILAT DAN N-BUTHANOL DENGAN KAPASITAS 30,000 TON/TAHUN



SENYAWA	MASSA (Kg/jam)													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
C4H6O2	2390,1752		2390,175	2390,175				326,5509	116,9816	48,0318				24,0159
C4H10O		2029,059	2029,059	2029,059				273,8563	93,5293	31,5489				31,5489
H2SO4					88,3847	88,3847	88,3847	88,3847	88,3847	88,3847				
C8H14O2								3464,3579	3810,3909	3930,9931				
NaOH										81,3581	81,3581	81,3581		3930,9931
H2O	24,1432	41,4094	65,5525	65,5525	1,9300	1,9300	1,9300	501,7930	545,6563	555,9843	81,3581	81,3581	81,3581	673,1174
Na2SO4														128,0676
C4H5O2Na														29,9160

SENYAWA	MASSA (Kg/jam)													
	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	
C4H6O2	0,720477	0,720477	23,29542	23,29542	12,927582	1,046917	11,88067	11,88067	33,36211	33,36211	21,94736	11,41476	11,3226	
C4H10O	0,9464682	0,946468	30,60247	30,60247	0,3329914	0,026967	0,306025	0,306025	88,54797	88,54797	58,25152	30,29645	30,0125	
H2SO4														
C8H14O2	117,92979	117,9298	3813,063	3813,063	4107,5775	332,6448	3774,933	3774,933	111,4451	111,4451	73,31445	38,13063	38,1306	
NaOH														
H2O	673,11743	673,1174												
Na2SO4	128,06759	128,0676												
C4H5O2Na	29,915999	29,916												

NOTASI

- ALIRAN PROSES
- ALIRAN PENDINGIN
- ALIRAN UAP
- PNEUMATIC
- NOMOR ARUS
- TEKANAN, ATM
- SUHU, CELSIUS
- CONTROL VALVE
- VENTING
- PRESSURE SYSTEM VALVE

INSTRUMEN

- FC : FLOW CONTROL
- LC : LEVEL CONTROLLER
- LI : LEVEL INDICATOR
- TC : TEMPERATURE CONTROLLER
- PC : PRESSURE CONTROLLER
- RC : RATIO CONTROLLER

KETERANGAN ALAT

- TK : TANGKI PENYIMPANAN
- R : REAKTOR
- MD : MENARA DISTILASI
- CD : CONDENSOR
- ACC : ACCUMULATOR
- RB : REBOLER
- HE : HEAT EXCHANGER
- P : POMPA
- N : NETRALIZER
- DK : DEKANTER

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANG PABRIK N-BUTYL METAKRILAT DARI ASAM METAKRILAT DAN N-BUTANOL DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Dikerjakan oleh :

Yuni Fatmawati (210606003)
M. Yanuar Setia P. (210606009)
M. Shobichul Mirbath (210606011)

Dosen Pembimbing :

Alviani Hesthi Permata Ningtyas, S.T., M.Sc
Benny Arif Pambudiarto, S.T., M. Eng

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS MUHAMMADIYAH GRESIK
2025