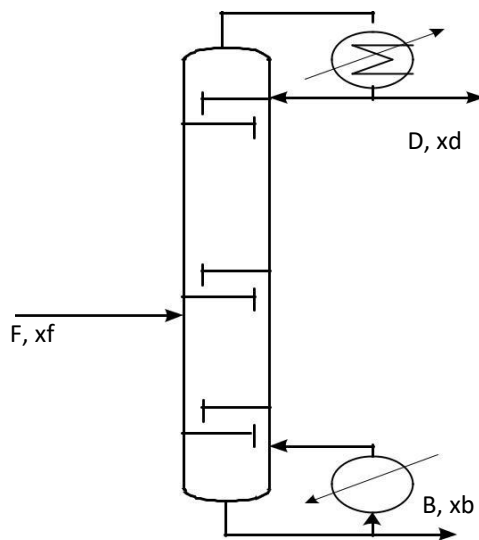


LAMPIRAN A
PERANCANGAN MENARA DISTILASI 301 (MD- 301)
(TUGAS KHUSUS)

Fungsi : Untuk memurnikan C_2H_5OH menjadi 95,6 %

Tujuan : Mengetahui rancangan mekanis Menara Distilasi (MD-101).

Jenis : Menara distilasi dengan *Sieve Tray*



Skema Aliran MD

Keterangan :

F = umpan masuk

B = hasil bawah

D = hasil atas

Perhitungan dilakukan untuk mengetahui spesifikasi Menara Distilasi (MD-101), meliputi :

- Kondisi operasi
- Beban Kondensor (CD-101) dan *Reboiler* (RB-101)
- Spesifikasi *shell* (diameter, tinggi dan tebal) dan head menara
- Spesifikasi *plate*
- Cek kondisi aliran (flooding dan weeping)
- Isolasi (ketebalan)
- Spesifikasi alat penunjang menara distilasi

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). Sedangkan jenis tray yang digunakan adalah *sieve tray* dengan pertimbangan: 1.) *Pressure drop* rendah dan efisiensi tinggi (tab. 9.22, Ludwig, 1980). 2.) Lebih ringan, murah karena pembuatannya lebih mudah. 3.) Biaya perawatan murah karena mudah dibersihkan.

B. Penentuan Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi jenis Stainless SA 240 Grade B dengan pertimbangan : 1) Mempunyai allowable stress yang besar 2) Struktur kuat 3) Tahan terhadap korosifitas tinggi

C. Kondisi Operasi Langkah-langkah perhitungannya adalah sebagai berikut : 1.) Menghitung kondisi operasi atas dan bawah menara distilasi. 2.) Menentukan Volatilitas Rata-rata

1. Menentukan kondisi operasi Menara Distilasi

Tabel F.1. Neraca massa MD-101

komponen	F21 (Aliran masuk)		F22 (Distilat)		F23 (bottom)	
	N (kmol)	Kg/jam	N (kmol)	Kg/jam	N (kmol)	Kg/jam
C ₂ H ₅ OH	130,95	6023,80	123,84	5696,78	7,11	327,01
H ₂ O	412,02	7416,44	14,46	260,33	397,56	7156,12
Jumlah	542,98	13440,24	138,31	5957,11	404,67	7483,13

Umpan dalam kondisi cair jenuh. Untuk menentukan temperatur umpan maka perlu ditrial temperatur *bubble point feed* pada tekanan atm. Tekanan uap tiap komponen dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\log_{10}(P) = A + B/T + C \log T + DT + ET^2 \quad (\text{Yaws, 1996})$$

keterangan:

A, B, C, D, E = konstanta

P = tekanan uap komponen i (mmHg)

T = temperatur (K)

Konstanta untuk tiap – tiap komponen dapat dilihat pada berikut.

Tabel F.2 Konstanta Tekanan Uap

Komponen	A	B	C
C ₂ H ₅ OH	16,1952	3423,53	-55,7152
H ₂ O	16,5362	3985,44	-38,9974

Sumber : (Chemical Properties Handbook ; Carl L Yaws)

• Menentukan temperatur *bubble point feed*

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

Dimana, y_i = fraksi mol uap

K_i = nilai hubungan fasa uap-cair

x_i = fraksi mol cair

Dengan cara *trial T* pada tekanan, 1,2 atm hingga $\sum y_i = 1$ maka akan diperoleh temperatur *bubble point feed* pada tekanan 1,2 atm. Dengan menggunakan program solver-excel maka diperoleh hasil seperti pada Tabel A.44 berikut.

Tabel F.3 Hasil *Trial* untuk Penentuan *Bubble Point Feed*

Komponen	F (kg/jam)	F (kmol/jam)	Pi(atm)	Xi	Ki = Pi / P	Yi = Xi . Ki
C ₂ H ₅ OH	6023,79652	130,95210	209,38587	0,24117	1,72206	0,41532
H ₂ O	7416,44085	412,02449	93,67598	0,75883	0,77043	0,58462
Total	13440,2374	542,9766	303,0619	1,0000	2,4925	1,0000

P = 1,2 atm

T Trial = 98,22 °C

Trial temperatur digunakan metode goal seek pada program Ms. Excel, dengan menentukan nilai $\sum Y_i$ harus = 1

- Menentukan temperatur dew point distilat

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

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

Tabel F.4 Hasil trial untuk penentuan *dew point* distilat

Komponen	ln Pi	F (kmol/jam)	Pi kpa	Yi	Ki = Pi / P	Xi = Yi / Ki
C ₂ H ₅ OH	5696,78383	123,84313	115,08850	0,89543	1,13584	0,78835
H ₂ O	260,32569	14,46254	50,06031	0,10457	0,49406	0,21165
Total	5957,10952	138,30566	165,14881	1,00000	1,62989	1,00000

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

$$T \text{ Trial} = 81,73 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

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

2. Relatif Volatilitas Rata-Rata (α_{AV})

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{top} \times \alpha_{bottom}} \quad (\text{Coulson, 1985}) \text{ (F.16)}$$

Keterangan:

- α_{avg} = Volatilitas relatif rata – rata
- α_{top} = Volatilitas relatif pada distilat
- α_{bottom} = Volatilitas relatif pada bottom

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

Tabel. F.6. Nilai α_{avg} Tiap Komponen

Komponen	α_{top}	α_{bottom}	α_{avg}
C ₂ H ₅ OH	2,3057	2,1923	2,5274
H ₂ O	1,0000	1,0000	1,0000
Jumlah	3,3057	3,1923	3,5274

3. Cek pemilihan *Light Key (LK)* dan *Heavy Key (HK)*

Adapun pemilihan komponen kunci adalah sebagai berikut :

Light key : C₂H₅OH

Heavy key : H₂O

Mentukan distribusi komponen. Metode Shiras

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

Komponen i terdistribusi jika: $-0,01 \leq \left(\frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F} \right) \leq 1,01$

Komponen i tak terdistribusi jika: $\frac{x_{iD} \cdot D}{z_{iF} \cdot F} < -0,01$ atau $\frac{x_{iD} \cdot D}{z_{iF} \cdot F} > 1,01$

Tabel F.7. Penentuan Distribusi Komponen

Komponen	Xj, F	Xj, D	$\frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F}$	keterangan
C ₂ H ₅ OH	0,24	0,90	0,1188	Terdistribusi
H ₂ O	0,76	0,10	0,0584	Terdistribusi
Total	1,00	1,00		

Pengambilan *light key* dan *heavy key* tepat karena dari hasil perhitungan di atas terdistribusi.

4. Menghitung Jumlah Plate Minimum (N_m)

$$N_m = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \cdot \left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_B \right]}{\log \alpha_{ave, LK}}$$

$N_m = 7 \text{ Plate}$

Keterangan:

N_m = Jumlah *plate* minimum

X_{LK} = Fraksi mol *Light Key*

X_{HK} = Fraksi mol *Heavey Key*

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

5. Menentukan Reflux Minimum

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

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 1 - q \quad (\text{Coulson, 1989})$$

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

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 0$$

Untuk menghitung refluks minimum, digunakan persamaan Underwood :

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

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,

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 0$$

Nilai θ harus berada di antara nilai volatilitas relatif komponen LK dan HK. Dengan menggunakan program solverexcel maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel F.8. Hasil trial nilai θ

komponen	α avg	$x_{i,F}$	α avg \times $x_{i,F}$	$\frac{\alpha i \times x_{i,F}}{(\alpha i - \theta)}$
C ₂ H ₅ OH	2,52740	0,24117	0,60954	0,89616
H ₂ O	1,00000	0,75883	0,75883	-0,89566
Total	3,52740	1,00000	1,36837	0,00051

Tabel F.9. Hasil Perhitungan R_m

komponen	α avg	$x_{i,D}$	α avg \times $x_{i,D}$	$\frac{\alpha i \times x_{i,D}}{(\alpha i - \theta)}$
C ₂ H ₅ OH	2,52740	0,90000	2,27466	3,34425
H ₂ O	1,00000	0,10000	0,10000	-0,11803
Total	3,52740	1,00000	2,37466	3,22622

Maka :

$$\frac{\alpha i \times x_i, D}{(\alpha i - \theta)} = R_m + 1$$

$$3,2262 = R_m + 1$$

$$R_m = 2,2262$$

R operasi berkisar antara 1,2 – 1,5 R_m (Geankoplis, 1993)

Diambil R operasi = 1,2 x R_m

$$R \text{ operasi} = 1,2 \times 2,2262$$

$$R \text{ operasi} = 2,6715$$

Rasio *reflux actual*

$$R = \frac{L}{D} = 1,5 \times R_m = 3,3393$$

$$\frac{R_d}{(R + 1)} = 1,5 \times R_m = 0,6156$$

6. Menghitung Jumlah Tray Ideal dari Persamaan Gilliland :

$$\frac{N - N_{min}}{N + 1} = 0,75 \left\{ 1 - \left(\frac{R - R_{min}}{R + 1} \right)^{0,566} \right\}$$

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0,4028$$

$$N = 12 \text{ (Tidak termasuk reboiler)}$$

$$N = 13 \text{ (Termasuk reboiler)}$$

7. Menentukan Efisiensi Tray

Jumlah tray aktual dihitung dari jumlah tray ideal dibagi dengan efisiensi *tray*.

Efisiensi tray dicari dengan menggunakan korelasi viskositas rata – rata dikali

dengan relatif volatilitas rata – rata yang kemudian dapat dilihat pada grafik Fig. 8.16. Chopey

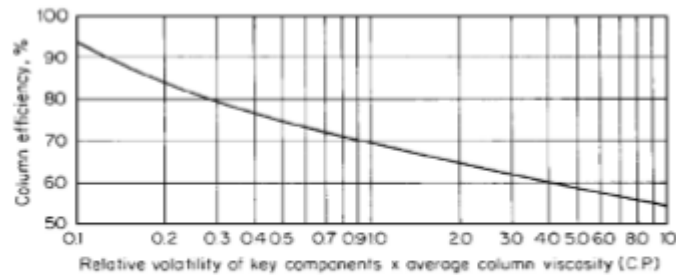


FIGURE 8.16 Column efficiency as a function of average column viscosity and relative volatility.

Tabel.F.10. Menghitung μ avg Produk Atas MD-101 pada T = 353 K

Komponen	BM (Kg/mol)	Destilat (Kg/jam)	yD, D	Viskositas gas (cp)	yD/ μ
Ethanol	46,0000	5944,4701	0,9518	0,1045	9,1104
Air	18,0000	260,3257	0,0482	0,1126	0,4282
Total			1,0000		9,5385

$$\mu_{\text{uap}} = \frac{\sum yD}{\sum \frac{yD}{\rho}} = 0,1048 \text{ Cp}$$

Tabel. F.11. Menghitung μ avg Produk Bawah MD-301 pada T = 393 K :

Komponen	BM (Kg/mol)	Destilat (Kg/jam)	yD, D	Viskositas gas (cp)	yD/ μ
Ethanol	46,0000	5944,4701	0,9518	0,1045	9,1104
Air	18,0000	260,3257	0,0482	0,1126	0,4282
Total			1,0000		9,5385

$$\mu_{\text{cair}} = \frac{\sum yB}{\sum \frac{yB}{\rho}} = 0,2548 \text{ Cp}$$

$$\mu \text{ avg} = \sqrt{\mu_{top} \times \mu_{bottom}}$$

$$X = \alpha_{lk} \text{ avg} \times \mu \text{ avg}$$

$$X = 0,4132 \text{ cP}$$

Maka, efisiensi tray, $E_o = 76 \%$

8. Menentukan Tray Actual

$$\begin{aligned} \text{Tray actual} &= \text{Tray ideal} / \text{efisiensi tray} \\ &= 16 \end{aligned}$$

9. Menentukan Letak Umpan

Menentukan lokasi *feed tray* dengan persamaan Kirkbride

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

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* di atas *feed*
- N_s : *Number of stage* di bawah *feed*

Berdasarkan persamaan tersebut diperoleh :

$$N_r / N_s = 0,9077$$

$$N_r = 0,9077 N_s$$

Jumlah plate termasuk reboiler = 13 plate, sedangkan jumlah plate tanpa reboiler adalah 12 plate.

$$N_r + N_s = N$$

$$N_r + N_s = 12$$

$$N_s = 12 / (1 + 0,9077)$$

$$N_s = \text{Plate ke 6 (tanpa reboiler)}$$

A. Menentukan Diameter Menara

• Laju Alir Massa Bagian Atas

Dari neraca massa diketahui :

$$\text{Feed} = F = 13440,24 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Top product} = D = 5.957,110 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Vapor rate} = V = 9.775,029 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Liquid rate} = L = 3.817,919 \text{ kg/jam}$$

• Laju Alir Massa Bagian Bawah

$$q = \frac{(L' - L)}{F} \quad \dots \text{ (RE. Treyball, Eq. 9.126)}$$

$$V' = V + (q - 1) F \quad \dots \text{ (RE. Treyball, Eq. 9.126)}$$

$$L' = F + L$$

$$L' = 13.440,237 \text{ kg/jam} = 3,733 \text{ kg/s}$$

$$V' = V$$

$$V' = 7.483,128 \text{ kg/jam} = 2,079 \text{ kg/s}$$

a. Liquid-Vapour Flow Factor (FLV)

$$F_{LV \text{ top}} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \quad \dots \text{ (J M. Coulson Eq. 11.82)}$$

$$F_{LV} = 0,02$$

$$\text{Ditentukan Tray Spacing} = 24 \text{ in} = 0,6096 \text{ m}$$

(H.Z Kister , Distillation operation .1992.Mc grawhill)

Koreksi nilai K_1 top :

$$K'_{1 \text{ top}} = \left(\frac{\sigma}{0,02}\right)^{0,2} K_1$$

$$K'_{1 \text{ top}} = 0,053$$

$$F_{LV \text{ bottom}} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} = 0,05$$

Ditentukan *Tray Spacing* = 24 in = 0,6096 m

(H.Z Kister , Distillation operation .1992.Mc grawhill)

Koreksi nilai K_1 top :

$$K_1 = 0,07$$

$$K'_{1 \text{ bottom}} = \left(\frac{\sigma}{0,02}\right)^{0,2} K_1$$

$$K'_{1 \text{ bottom}} = 0,023$$

b. Kecepatan flooding (μf)

Kecepatan *flooding* bagian atas

$$u_f = K_1 \times \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad \dots \text{ (J M. Coulson Eq. 11.81)}$$

$$u_f = 1,2342 \text{ m/s}$$

Kecepatan *flooding* bagian bawah

$$u_f = K_1 \times \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad \dots \text{ (J M. Coulson Eq. 11.81)}$$

$$u_f = 0,8347 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap pada umumnya 70 – 90% dari kecepatan *flooding* (Coulson,1983, hal.459), untuk perancangan diambil $u_v = 85 \% u_f$.

Kecepatan uap pada bagian bawah (bottom) :

$$\begin{aligned}\hat{u} &= 0,85 \times u_f && \dots \text{ (J M. Coulson p.472)} \\ &= 0,7095 \text{ m/s}\end{aligned}$$

Kecepatan uap pada bagian atas (top) :

$$\begin{aligned}\hat{u} &= 0,85 \times u_f && \dots \text{ (J M. Coulson p.472)} \\ &= 1,0490 \text{ m/s}\end{aligned}$$

c. Menentukan Laju Alir Volumetrik Maksimum

Laju alir volumetrik maksimum bagian atas (top) :

$$\begin{aligned}Q_v \text{ top} &= \frac{V}{\rho_v \cdot 3600} && \dots \text{ (J M. Coulson p.472)} \\ &= 2,0251 \text{ m}^3/\text{s}\end{aligned}$$

Laju alir volumetrik maksimum bagian bawah (bottom) :

$$\begin{aligned}Q_v \text{ bottom} &= \frac{V}{\rho_v \cdot 3600} && \dots \text{ (J M. Coulson p.472)} \\ &= 3,0197 \text{ m}^3/\text{s}\end{aligned}$$

d. Menentukan Luas Area Netto Untuk Kontak Uap-Cair

$$A_n = \frac{U_v \text{ maks}}{\hat{u}} \quad \dots \text{ (J M. Coulson p.472)}$$

$$A_n, \text{ top} = 1,930 \text{ m}^2$$

$$A_n, \text{ bottom} = 4,256 \text{ m}^2$$

e. Menentukan Luas Penampang Lintang Menara (Ac)

Menghitung Luas Penampang Lintang Menara :

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

Luas penampang *downcomer* (A_d)= 15 % dari luas keseluruhan, sehingga :

$$A_{c, \text{ top}} = 2,2712 \text{ m}^2$$

$$A_{c, \text{ bottom}} = 5,0071 \text{ m}^2$$

f. Menentukan Diameter Menara (D_c) Berdasarkan Kecepatan Flooding

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

Diameter menara bagian atas (top) :

$$D_{c, \text{ top}} = 1,701 \text{ m}$$

$$D_{c, \text{ bottom}} = 2,526 \text{ m}$$

g. Perancangan Tray

Perancangan Tray Bagian Atas :

$$\text{Diameter menara , } D_c = 1,701 \text{ m}$$

$$\text{Luas menara, } A_c (\pi/4 \times D_c^2) = 2,271 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas } \textit{downcomer}, A_d = 0,15 A_c = 0,341 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas } \textit{netto}, A_n = A_c - A_d = 1,930 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas aktif, } A_a = A_c - 2 \cdot A_d = 1,590 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas hole, } A_h = 0,03 \cdot A_a = 0,095 \text{ m}^2$$

$$l_w/D_c = 0,81$$

$$\text{Panjang weir, } l_w = 0,81 \times D_c = 0,994 \text{ m}$$

Perancangan Tray Bagian Bawah :

$$\text{Diameter menara , } D_c = 2,526 \text{ m}$$

$$\text{Luas menara, } A_c (\pi/4 \times D_c^2) = 5,007 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas } \textit{downcomer}, A_d = 0,15 A_c = 0,751 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas } \textit{netto}, A_n = A_c - A_d = 4,256 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas aktif}, A_a = A_c - 2, A_d = 3,505 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas hole}, A_h = 0,03, A_a = 0,105 \text{ m}^2$$

$$\text{Panjang weir}, l_w = 0,81 \times D_c = 2,046 \text{ m}$$

Tinggi Weir (hw)

Untuk menara distilasi yang tekanan operasi di atas tekanan atmosfer, tinggi *weir* yang digunakan antara 40-90 mm (Coulson, 1983). Tinggi *weir* yang digunakan (hw) = 51 mm = 0,051 m.

Diameter Hole (dh)

Diameter *hole* yang biasa yang digunakan adalah antara 2,5 – 12 mm, dan yang direkomendasikan adalah 5 mm (Coulson, 1983). Diameter hole yang digunakan = 5,1 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 1ed p465, 1983).

Pemeriksaan Weeping Rate

- **Menara bagian atas**

$$L_w, \text{ max} = \frac{L}{3600} = 1,061 \text{ kg/s}$$

$$L_w, \text{ min} = 0,7 L_{\text{max}}$$

$$= 0,742 \text{ kg/s}$$

- **Menara bagian bawah**

$$L_w, \text{ max} = \frac{L}{3600} = 3,733 \text{ kg/s}$$

$$L_w, \min = 0,7 L_m \max$$

$$= 2,613 \text{ kg/s}$$

Tinggi *weir liquid crest* (h_{ow}) :

$$h_{ow} = 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L \times I_w} \right)^{2/3}$$

- **Menara bagian atas**

$$h_{ow} \max = 7,690 \text{ mm}$$

$$h_{ow} \min = 6,062 \text{ mm}$$

Pada minimum rate, ($h_o + h_{ow}$) = 57,062 mm *liquid*

Dari fig. 11. 30 Coulson, 1983 :

$$K_2 = 30$$

Kecepatan uap minimum desain dihitung dengan persamaan Eduljee :

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}}$$

... (J M. Coulson Eq.11.84)

$$\check{U}_h = 6,206 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap minimum aktual (u_{am}) :

$$u_{am} = \frac{Q_{v,t}}{A_h}$$

$$= 14,861 \text{ m/s}$$

- **Menara bagian bawah**

$$h_{ow} \max = 11,623 \text{ mm}$$

$$h_{ow} \min = 9,163 \text{ mm}$$

Pada minimum rate, ($h_o + h_{ow}$) = 60,163 mm *liquid*

Dari fig. 11. 30 Coulson, 1983 :

$$K_2 = 30,4$$

Kecepatan uap minimum desain dihitung dengan persamaan Eduljee :

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}} \quad \dots \text{ (J M. Coulson Eq.11.84)}$$

$$\hat{u}_h = 6,206 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap minimum aktual (u_{am}) :

$$u_{am} = \frac{Q_{v,t}}{A_h} \\ = 14,861 \text{ m/s}$$

$u_{am} > \hat{u}_h$ min sehingga tidak terjadi *weeping*.

- **Plate Pressure Drop**

- Menara Bagian Atas**

Maksimum *vapour velocity throuh hole* (\hat{u}_h) :

$$\hat{U}_h = \frac{Q_{v,b}}{A_h} \\ = 21,230 \text{ m/s}$$

Dari Fig. 11.34, J M. Coulson ed.6,

$$\frac{\text{plate thickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

Dari figure 11.34, untuk ketebalan plate/diameter lubang = 0,6

$(A_h/A_a) \times 100 = 60$

Didapatkan nilai *orifice coefficient* (C_o) = 0,680

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

$$h_d = 89,902 \text{ mm}$$

- *residual head*

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

$$= 16,860 \text{ mm}$$

Keterangan :

h_r = (mm)

ρ_L = densitas *liquid* bagian *bottom* (kg/m³)

- *Total Plate Pressure Drop*

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

$$h_T = 163,824 \text{ mm liquid}$$

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)

Menara Bagian Bawah

$$u_h = 28,718 \text{ m/s}$$

$$h_d = 66,191 \text{ mm cairan}$$

$$h_r = 13,214 \text{ mm cairan}$$

$$h_t = 139,568 \text{ mm cairan}$$

- **Downcomer Liquid Backup**

1. Downcomer pressure loss (hap)

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

$$h_b = (h_{ow} + h_w) + h_t + h_{dc} \quad \dots\dots\dots (\text{Coulson and Richardson, 1986})$$

dengan :

hap = tinggi ujung *apron* dari *plate*, mm

hw = tinggi *weir*, mm

Aap = luas permukaan *clearance* di bawah *downcomer*, m²

Lw = kecepatan massa cairan, kg/s

ρ_L = rapat massa cairan, kg/m³

hdc = *head* yang hilang di *downcomer*, mm *liquid*

hw = tinggi *weir*, mm *liquid*

how = tinggi cairan di atas *weir*, mm *liquid*

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

• **Menara Bagian Atas**

hap = 46 mm cairan

Aap = hap x lw = 0,063 m²

hdc = 0,085 mm cairan

hb = 220,971 mm cairan

hb = 0,221 m

$$\frac{1}{2}(l_t + h_w) = 0,3305 \text{ m}$$

$$hb < \frac{1}{2}(l_t + h_w), \text{ telah terpenuhi.}$$

• **Menara Bagian Bawah**

hap = 46 mm cairan

Aap = hap x lw = 0,094 m²

$$\begin{aligned} h_{dc} &= 0,292 \text{ mm cairan} \\ h_b &= 200,023 \text{ mm cairan} \\ h_b &= 0,200 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\frac{1}{2}(l_t + h_w) = 0,326 \text{ m}$$

$$h_b < \frac{1}{2}(l_t + h_w), \text{ telah terpenuhi.}$$

- **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 :

$$t_r = \frac{A_d \cdot h_b \cdot \rho_L}{L_w} \quad \dots\dots\dots(\text{Coulson and Richardson, 1986})$$

dengan :

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

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

- **Menara bagian atas**

$$t_r = 52,627 \text{ detik } (> 3 \text{ detik})$$

- **Menara bagian bawah**

$$t_r = 38,066 \text{ detik } (> 3 \text{ detik})$$

- **Check Entrainment**

- **Actual Percentage Flooding For Design Area**

Entrainment dihitung dari % *flooding*, dengan persamaan :

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

dengan : u_v = kecepatan uap aktual, m/s

u_f = kecepatan uap perancangan, m/s

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

Menara bagian atas

$$U_v = 1,049 \text{ m/s}$$

$$\% \text{flooding} = 85 \%$$

Dari fig. 11.29 diperoleh nilai $\psi = 0,098 < 0,1$, maka tidak terjadi *entrainment*.

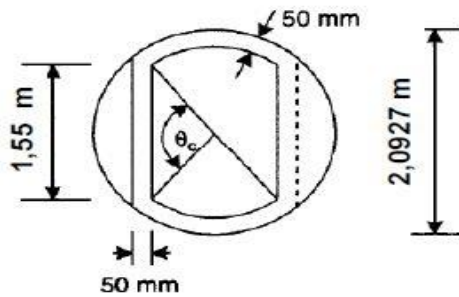
Menara bagian bawah

$$U_v = 0,710 \text{ m/s}$$

$$\% \text{flooding} = 85\%$$

Dari fig. 11.29 diperoleh nilai $\psi = 0,010 < 0,1$, maka tidak terjadi *entrainment*.

- **Layout Tray**



Digunakan *cartridge-type construction* dengan 50 mm *unperforated strip around tray edge* dan 50 mm *wide calming zones*. Dari fig.11.32 (Coulson, 1983, hal.465), untuk $lw/Dc = 0,81$ maka : $\theta_c = 120^\circ$

- **Derajat Tray Edge**

$$\begin{aligned}(\alpha) &= 180 - \theta_c \\ &= 60^\circ\end{aligned}$$

- **Panjang Rata-Rata Unperforated Edge Strips (Lm)**

$$Lm = 3,367 \text{ m}$$

- **Total Area Unperforated Edge Strips**

$$A_{up} = hw \times Lm$$

$$A_{up} = 0,172 \text{ m}^2$$

- **Mean length of calming zone (Lcz)**

$$(Dc - hw) \sin\left(\frac{\theta_c}{2}\right)$$

$$Lcz = 1,659 \text{ m} \quad (\text{bottom})$$

- **Area of calming zone (Acz)**

$$Acz = 2 (Lcz + hw)$$

$$A_{cz} = 3,419 \text{ m}^2$$

- **Total area perforated (A_p)**

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

$$A_p = 3,591 \text{ m}^2$$

Dari Fig. 11.33, J M.Coulson ed.6, pada $A_h/A_p = 0,06$, didapat nilai :

$$I_p/d_h = 3,800$$

Nilai I_p/d_h harus berada dalam range 2,5 - 4,0 (J M.Coulson p.465).

- **Hole Pitch**

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

$$= 19,38 \text{ mm}$$

$$\text{Luas 1 lubang} = \frac{\pi}{4} \times d_h^2$$

$$= 0,00204 \text{ m}$$

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

$$= 51 \text{ holes}$$

- **Spesifikasi Tray**

$$\text{Diameter tray (} D_c \text{)} = 2,526 \text{ m}$$

$$\text{Diameter lubang (} d_h \text{)} = 0,051 \text{ m}$$

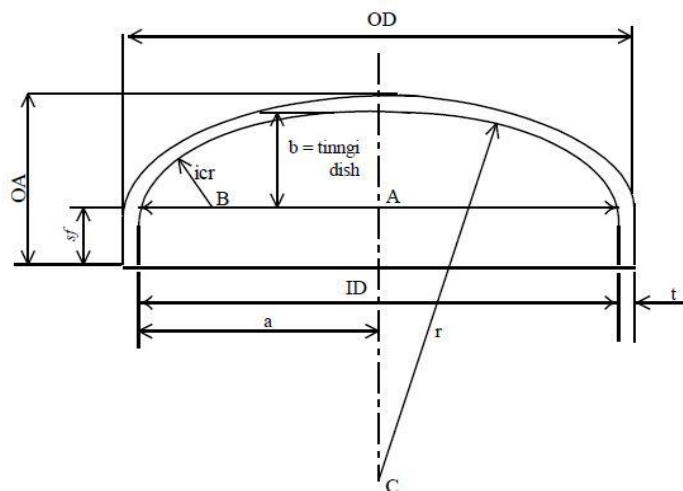
$$\text{Hole pitch (} I_p \text{)} = 0,019 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah hole} = 51 \text{ buah}$$

$$\text{Turn down ratio} = 80\%$$

Material tray	= <i>Stainless steel</i> (SA-240)
Material downcomer	= <i>Stainless steel</i> (SA-240)
Tray spacing	= 0,610 m
Tray thickness	= 3 m
Panjang weir	= 2,046 m
Tinggi weir	= 0,51 m
Total pressure drop	= 1,396 m <i>liquid</i>

Menentukan Tebal Dinding dan Head Menara



Gambar F.10. 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 :

Poperasi = 9 atm

Pdesign = 1,2 x Poperasi = 10,8 atm = 158,717 psi

Material Stainless Steel SA 285 (alasan pemilihan material : tahan terhadap korosifitas dan memiliki struktur kuat)

f = 11500 psi (Peters and Timmerhaus, 1991, Tabel 4, Hal. 538)

c = 0,125 in (Brownell and Young, 1959)

E = 0,8 (Brownell and Young, 1959, Tabel 13.2)

D = 53,165 in

r = 26,582 in

$$t = \frac{P r_i}{f \cdot E - 0,6 P} + c \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, pers. 13.11})$$

t = 0,217 in

digunakan Digunakan tebal standar untuk shell 3/8 in.

Keterangan :

ts = Tebal shell (in)

P = Tekanan operasi (psi)

f = *Allowable stress* (psi)

ri = Jari-jari shell (in)

E = Efisiensi pengelasan

c = Faktor korosi (in)

- **Menentukan Tebal Head**

$$OD = ID + (2 \times ts)$$

$$OD = 100 \text{ in}$$

dari Tabel 5.7 Brownell and Young :

$$icr = 3,25 \text{ in}$$

$$rc = 54 \text{ in}$$

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

$$w = 1,2547 \text{ m}$$

$$t_h = \frac{P r_c w}{2 f \varepsilon - 0,2 P} + c$$

$$t_h = 0,9258 \text{ in}$$

- **sf (Straight flange), in**

Untuk tebal head 0,40 in (3/8), dari tabel 5,8 Brownell and Young maka

$$sf = 1,5 - 3 \text{ in.}$$

$$sf = 2,5 \text{ in}$$

$$b = r_c - \sqrt{(r_c - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$$

$$b = 33,59 \text{ in}$$

- **OA (Tinggi head), in**

$$OA = t_h + b + sf$$

$$OA = 37,0181$$

E. Tinggi Tanki

$$\text{Efisiensi Tray (Eo)} = 0,76$$

$$H = \frac{[N1. \text{Tray spacing 1} + (N2 + 1). \text{Tray spacing 2}]}{EmV}$$

$$H = 10,6221 \text{ m}$$

$$H = \frac{1}{4} \times ID$$

$$\text{He atas} : 0,425 \text{ m}$$

$$\text{He bawah} : 0,631 \text{ m}$$

$$H_t = H + (\text{He atas} + \text{He bawah})$$

$$H_t = 11,7 \text{ m}$$