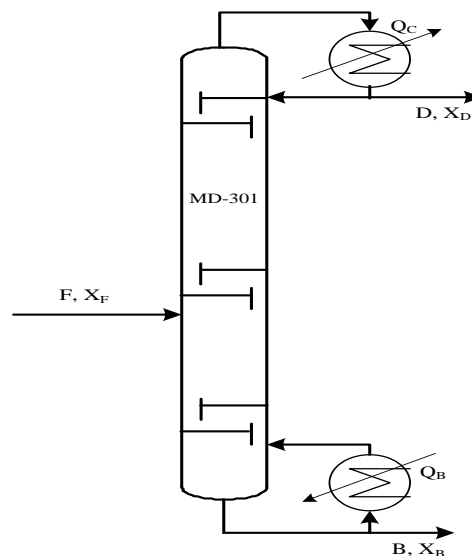


**LAMPIRAN**  
**PERANCANGAN MENARA DISTILASI 301 (MD- 301)**  
**(TUGAS KHUSUS)**

Fungsi : Untuk memisahkan  $C_2H_3Cl$  dari produk samping  $HCl$   
Tujuan : Mengetahui rancangan mekanis Menara Distilasi (MD-301).  
Jenis : *Plate tower* (menara distilasi dengan *Sieve Tray*)



Gambar F.1. Skema aliran MD-301

Keterangan :

F = umpan masuk

B = hasil bawah

D = hasil atas

Perhitungan dilakukan untuk mengetahui spesifikasi Menara Distilasi (MD-301), meliputi :

- Kondisi operasi
- Beban Kondensor (CD-302) dan Reboiler (RB-301)
- 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

- 3.) Mengecek pemilihan *light key component* (LK) dan *heavy key component* (HK) dengan persamaan Shira's et. Al. pada Rm.

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

( Treybal,1981pers.9.164)(F.1)

Batasan:

Komponen j tidak terdistribusi jika:

$$\frac{x_{j,D} \cdot D}{x_{j,F} \cdot F} < -0,01 \quad \text{atau} \quad \frac{x_{j,D} \cdot D}{x_{j,F} \cdot F} < 1,01 \quad , \quad \text{atau} \quad (F.2)$$

komponen j terdistribusi jika:

$$-0,01 \leq \left( \frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F} \right) \leq 1,01 \quad (F.3)$$

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

$$N_m = \frac{\log \left[ \left( \frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \cdot \left( \frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_B \right]}{\log \alpha_{avg,LK}} \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.58})(F.4)$$

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

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,D}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1 \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.60})(F.5)$$

Nilai  $\theta$  dapat dicari dari persamaan :

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot x_{i,F}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.61})(F.6)$$

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

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

(Coulson, 1983, pers. 11.62)(F.7)

## 1. Menentukan kondisi operasi Menara Distilasi

Tabel F.1. Neraca massa MD-301

Komponen	BM (kg/kmol)	Aliran Massa		Distilat		Bottom	
		Masuk		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
		kg/jam	kmol/jam				
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	98,96	13341,5	134,82	0	0	13341,5	134,82
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl	62,499	12651,6	202,43	12,65	0,202	12638,9	202,23
HCl	36,461	7413,42	203,32	7406,00	203,12	7,41	0,203
Total		33406,48	540,57	7418,65	203,32	25987,83	37,246
				<b>33406,48 kg/jam</b>			

Umpan dalam kondisi cair jenuh. Untuk menentukan temperatur umpan maka perlu ditrial temperatur *bubble point feed* pada tekanan 9 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	D	E
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	92,355	-6920,4	-10,651	9,1426E-06	2
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl	91,432	-5141,7	-10,981	0,000014318	2
HCl	105,16	-3748,4	-15,214	0,031737	1

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

$$K_i = \frac{P_i}{P}$$

$x_i$  = fraksi mol cair

$$x_i = \frac{n_i}{n_{\text{tot}}}$$

Dengan cara *trial* T pada tekanan, 9 atm hingga  $\sum y_i = 1$  maka akan diperoleh temperatur *bubble point feed*. 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	Massa Masuk			Pi (atm)	K=Pi/P	yi= Ki x xi
	kg/jam	kmol/jam	fraksi (xi)			
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	13341,5	134,82	0,2494	0,1162	0,0058	0,0014
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl	12651,6	202,43	0,3745	4,1846	0,2093	0,0784
HCl	7413,42	203,32	0,3761	48,9158	2,4465	0,9202
Jumlah	33.406,48	540,57	13341,5	53,2166	2,6617	1,0000

P = 9 atm

T trial = 31,16 °C (304,31 K)

Trial temperatur digunakan metode goal seek pada program Ms. Excel, dengan menentukan nilai  $Y_i$  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 9 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	Massa			Pi (atm)	K=Pi/P	Xi= yi/Ki
	kg/jam	kmol/jam	fraksi (yi)			
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	0	0	0,0000	0,0027	0,0003	0,0000
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl	12,65	0,202	0,0010	0,3978	0,0442	0,0225
HCl	7406,00	203,12	0,9990	9,2039	1,0227	0,9775
Jumlah	7418,65	203,32	1,0000	9,6044	1,0672	1,0000

$$P = 9 \text{ atm}$$

$$T \text{ trial} = -8,12 \text{ }^{\circ}\text{C} (265,03 \text{ K})$$

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

▪ **Menentukan temperatur *bubble point bottom***

Pada keadaan *bubble point*,  $\sum y_i = \sum (K_i \times x_i) = 1$ . Dengan cara *trial* T pada tekanan 9 atm hingga  $\sum y_i = 1$  maka akan diperoleh temperatur *bubble point bottom*. Dengan menggunakan program solver-excel maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel F.5 Hasil *trial* untuk penentuan *bubble point bottom*

Komponen	Massa Masuk			Pi (atm)	K=Pi/P	yi= Ki x xi
	kg/jam	kmol/jam	fraksi (xi)			
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	13341,5	134,82	0,3998	0,8404	0,0934	0,0373
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl	12638,9	202,23	0,5996	14,4464	1,6052	0,9625
HCl	7,41	0,203	0,0006	138,9918	15,4435	0,0000
Jumlah	25987,83	37,246	1	154,2786	17,1421	1,0000

$$P = 9 \text{ atm}$$

$$T \text{ trial} = 120,16 \text{ C} (393,31 \text{ K})$$

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

## 2. Relatif Volatilitas Rata-Rata ( $\alpha_{AV}$ )

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

Keterangan:

$\alpha_{avg}$  = Volatilitas relatif rata – rata

$\alpha_{top}$  = Volatilitas relatif pada distilat

$\alpha_{bottom}$  = Volatilitas relatif pada *bottom*

Dengan menggunakan persamaan tersebut diperoleh nilai  $\alpha_{avg}$  sebagai berikut

Tabel. F.6. Nilai  $\alpha_{avg}$  tiap komponen

Komponen	$\alpha_{top}$	$\alpha_{bottom}$	$\alpha_{avg}$
$C_2H_4Cl_2$	0,0067	0,0582	0,0354
$C_2H_3Cl$	1,0000	1,0000	1,0000
HCl	23,1386	9,6212	12,2996
Jumlah	24,1453	10,6794	13,335

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

Adapun pemilihan komponen kunci adalah sebagai berikut :

*light key* : HCl

*heavy key* :  $C_2H_3Cl$

Menentukan 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	$x_{j,F}$	$x_{j,D}$	$\frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F}$	Keterangan
$C_2H_4Cl_2$	0,2494	0,0000	0,0000	Tidak terdistribusi
$C_2H_3Cl$	0,3745	0,0010	0,0010	Terdistribusi
HCl	0,3761	0,9990	0,9990	Terdistribusi
Total	1,0000	1,0000		

Pengambilan *light key* dan *heavy key* tepat karena dari hasil perhitungan di atas  $C_2H_3Cl$  dan HCl terdistribusi.

#### 4. Menghitung Jumlah Plat Minimum ( $N_m$ )

$$N_m = \frac{\log \left[ \left( \frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \cdot \left( \frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_B \right]}{\log \alpha_{ave,LK}} \quad \text{Coulson, 1983, pers. 11.58} \quad (F.17)$$

$N_m = 28 \text{ Plate}$

Keterangan:

$N_m$  = Jumlah *plate* minimum

$X_{LK}$  = Fraksi mol *Light Key*

$X_{HK}$  = Fraksi mol *Heavy Key*

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

#### 5. Menentukan Refluk Minimum

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

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 1 - q \quad \text{(Coulson, 1989)(F.18)}$$



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

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 0 \quad (\text{F.19})$$

Untuk menghitung refluks minimum, digunakan persamaan Underwood:

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)} = R_m + 1 \quad (\text{F.20})$$

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

Keterangan :

$\alpha_i$  = 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  $\theta$  ditrial hingga  $\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 0$ . Nilai  $\theta$  harus berada di antara nilai

volatilitas relatif komponen LK dan HK. Dengan menggunakan program solver-excel maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel F.8. Hasil *trial* nilai  $\theta$

Komponen	$\alpha_{\text{avg}}$	$\mathbf{X}_{i, F}$	$\alpha_{\text{avg}} \times \mathbf{X}_{i, F}$	$\frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)}$
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	0,0354	0,249	0,0086	-0,00436
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl	1,0000	0,375	0,374	-0,373
HCl	12,2996	0,376	4,626	0,376
Jumlah	13,335	1,00	5,01	0,00109

**Tabel F.9. Hasil Perhitungan Rm**

Komponen	$\alpha_{\text{avg}}$	$X_{i,D}$	$\alpha_{\text{avg}} \times X_{i,D}$	$\frac{\alpha_i \times x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)}$
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	0,0354	0,000	0	0
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl	1,0000	0,001	0,0009	-0,0009
HCl	12,2996	0,999	12,285	1,1935
Jumlah	13,335	1,0000	12,286	1,1925

Maka :

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

$$1,1925 = R_m + 1$$

$$R_m = 0,1925$$

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

$$\text{Diambil } R_{\text{operasi}} = 1,2 \times R_m$$

$$R_{\text{operasi}} = 1,2 \times 0,1925$$

$$R_{\text{operasi}} = 0,231$$

## 6. Penentuan Jumlah Stage Ideal

$$\frac{R_{\text{op}}}{R_{\text{op}+1}} = \frac{0,231}{0,231 + 1} = 0,187$$

$$\frac{R_m}{R_{m+1}} = \frac{0,1925}{0,1925 + 1} = 0,161$$

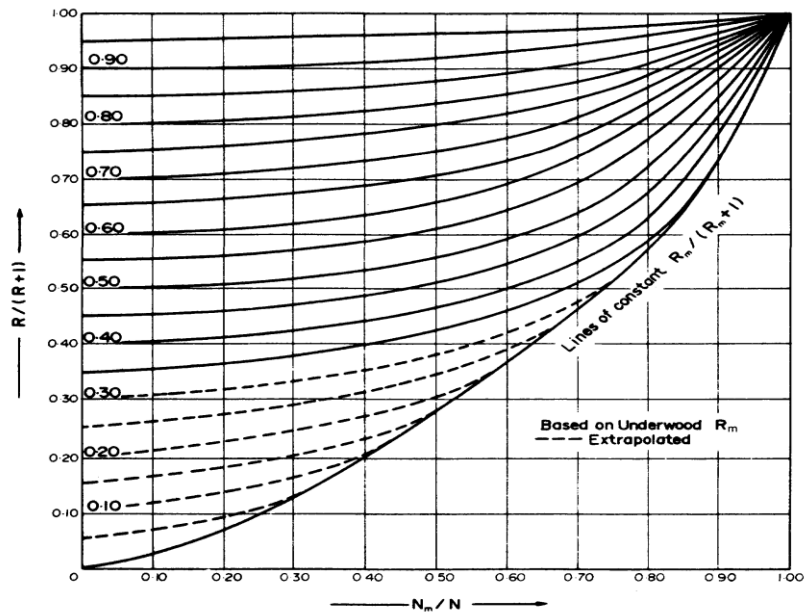


Figure 11.11. Erbar-Maddox correlation (Erbar and Maddox, 1961)

**Gambar.F.2. Grafik Penentuan stage ideal**

Dari fig. 11.11 Coulson, diperoleh :

$$\frac{N_m}{N} = 0,2$$

$$N_m = 5,893 \text{ Plate}$$

$$N = \frac{5,893}{0,2} \text{ Plate}$$

$$= 28 \text{ plate (tidak termasuk reboiler)}$$

$$= 29 \text{ Plate (termasuk reboiler)}$$

**7. Penentuan Efisiensi Plat**

Efisiensi kolom dihitung berdasarkan Fig. 8.16. Chopey

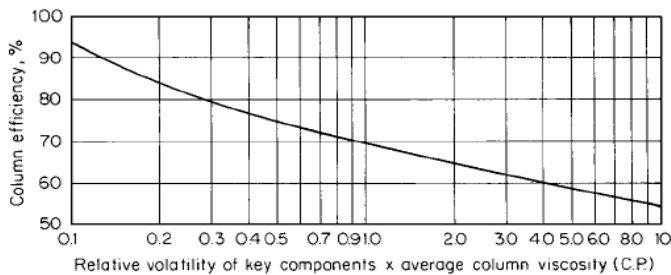


FIGURE 8.16 Column efficiency as a function of average column viscosity and relative volatility.

**Gambar.F.3. Efisiensi kolom**

Tabel.F.10. Menghitung  $\mu_{avg}$  produk atas MD-301 pada T = 304 K :

Komponen	BM (kg/kmol)	Distilat kmol/jam	yj, D	$\mu, D$	yD/ $\mu$
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	98,96	0	0	8,513E-06	0
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl	62,499	0,202	0,000996	8,652E-06	115,0643
HCl	36,461	203,121	0,999	1,299E-05	76900,29
<b>Total</b>		203,323	1		77015,36

$$\mu_{top\ avg} = \frac{\sum x_B}{\sum \frac{x_B}{\mu}} = 0,013\text{ cp}$$

Tabel. F.11. Menghitung  $\mu_{avg}$  produk bawah MD-301 pada T = 393 K :

Komponen	BM (kg/kmol)	Bottom (kmol/jam)	xj, B	$\mu, B$	xB/ $\mu$
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	98,96	8,426	0,039	2,13E-04	187,6429
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl	62,499	202,23	0,96	8,62E-05	11130,21
HCl	36,461	0,203	0,00096	1,84E-05	52,30826
<b>Total</b>		210,86	1		11370,16

$$\mu_{bottom\ avg} = \frac{\sum x_B}{\sum \frac{x_B}{\mu}} = 0,0879\text{ cp}$$

$$\mu_{avg} = \sqrt{\mu_{top} \times \mu_{bottom}} = 0,0338\text{ cp}$$

$$\alpha_{LK, avg} = 12,2996$$

$$\alpha_{LK, avg} \times \mu_{avg} = 0,3875$$

$$E_o = 78\% \quad (\text{Fig. 8.16, Chopey})$$

$$N_{aktual} = \frac{28}{0,78}$$

Maka  $N_{aktual} = 35$  plate (tidak termasuk reboiler)

## 8. Menentukan Letak Plat Umpan

Menentukan lokasi *feed tray* dengan persamaan Kirkbride.

$$\log \left( \frac{N_r}{N_s} \right) = 0,206 \times \log \left[ \frac{B}{D} \left( \frac{x_{HK,F}}{x_{LK,F}} \right) \left( \frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}} \right)^2 \right] \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.62}) \quad (\text{F.21})$$

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* si *bottom*

$X_{hk, D}$  : Fraksi mol *heavy key* si *Distilat*

$N_r$  : *Number of stage* di atas *feed*

$N_s$  : *Number of stage* di bawah *feed*

Diketahui :

$$D \text{ (kmol/jam)} = 203,324$$

$$B \text{ (kmol/jam)} = 210,855$$

$$X_{HK, F} = 0,3745 \quad X_{HK, d} = 0,001$$

$$X_{LK, F} = 0,3761 \quad X_{LK, b} = 0,00096$$

Berdasarkan persamaan tersebut diperoleh :

$$\frac{N_r}{N_s} = 0,9968$$

$$N_r = 0,9968 N_s$$

Jumlah *plate* termasuk *reboiler* = 29 *plate*, sedangkan jumlah *plate* tanpa *reboiler* adalah 28 *plate*.

$$N_r + N_s = N$$

$$N_r + N_s = 28$$

$$N_s = \frac{28}{1 + 0,9968}$$

$$N_s = 17,52 \text{ plate} \approx \text{plate ke 18 (tidak termasuk reboiler)}$$

## 9. Penentuan Beban Kondenser

Suhu distilat dicari secara *trial* dengan cara *dew point calculation* seperti persamaan (1). Suhu uap dari puncak menara,  $V_1$ , dicari dengan menggunakan *dew point calculation* seperti persamaan (2).

### Menghitung energi umpan

Kondisi umpan masuk :

$$T_{in} = T_{\text{bubble point feed}} = 31,16 \text{ }^\circ\text{C} = 304 \text{ K}$$

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

**Tabel F. 12 Perhitungan energi umpan distilasi**

Komponen	(kmol/jam)	$\int C_p dt$	$\Delta H$ (kJ/jam)
$C_2H_4Cl_2$	134,8172	298,2765	40.212,8090
$C_2H_4Cl_2$	202,4281	199,5139	40.387,2107
HCl	203,3245	228,9906	46.559,4022
<b>Total</b>		<b>726,7809</b>	<b>127.159,4219</b>

Maka  $\Delta H$  umpan = **127.159,4219** kJ/jam

### Menghitung energi distilat

$$T_{out} = T_{\text{dew point distilat}} = -8,12^\circ\text{C} = 265,03 \text{ K}$$

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

**Tabel F.13. Energi Distilat**

Komponen	(kmol/jam)	$\int C_p dt$	$\Delta H$ (kJ/jam)
$C_2H_4Cl_2$	0,0000	-2.543,1072	0,0000
$C_2H_4Cl_2$	0,2024	-1.769,0718	-358,1098
HCl	203,1212	-963,4474	-19.5696,5893
<b>Total</b>		<b>-5.275,6263</b>	<b>-19.6054,6991</b>

Maka  $\Delta H$  distilat = -19.6054,6991 kJ/jam

Menghitung energi liquid refluks

$$T_{out} = T \text{ dew point distilat} = -8,12^{\circ}\text{C} = 265,03 \text{ K}$$

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

**Tabel F.14. Energi Liquid Refluks**

Komponen	(kmol/jam)	$\int C_p dt$	$\Delta H$ (kJ/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	0,0000	-4.186,5246	0,0000
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	0,0077	-2.761,2771	-129,1437
HCl	7,6829	-2.995,4754	-140.576,7437
<b>Total</b>		<b>-9.943,2771</b>	<b>-140.705,8874</b>

Maka  $\Delta H$  liquid refluks = **-140.705,8874** kJ/jam

Menghitung energi vapor

Diasumsikan temperatur *vapor* sama dengan temperatur *distilat* sehingga temperatur *vapor* adalah temperatur *dew point distilat*.

$$T_{out} = T \text{ vapor} = 265,03 \text{ K}$$

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

$$Q = n \int C_p dT$$

*Vapor* juga memiliki energi laten (perubahan fase liquid menjadi *vapor*).

Perhitungan Energi laten *vapor* ditabulasikan pada tabel di bawah ini

**Tabel F.15. Tabulasi data perhitungan energi penguapan  $H_v$** 

Komponen	T <sub>c</sub> (K)	P <sub>c</sub> (bar)	T <sub>n</sub> (K)
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	561	53,7	356,47
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	432	51,5	259,6
HCl	324,65	83,1	188,15

**Tabel F.16. Tabulasi perhitungan energi penguapan**

Komponen	T <sub>rn</sub>	$\Delta H_n$	H <sub>v</sub>	$\Delta H_v$
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	0,6354	32.633,7960	32.637,4028	0,0000

C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	0,6009	20.974,9551	20.974,6600	5.226,8358
HCl	0,5795	16.606,7705	16.602,5636	4.151.485,9812
<b>Total</b>			<b>70.214,6264</b>	<b>4.156.712,8170</b>

Maka  $\Delta H_v = 4.156.712,8170$  kJ/jam

### Menghitung beban Condensor (CD-303)

$$\begin{aligned}
 V \cdot H_v &= L \cdot H_L + D \cdot H_D + \Delta H \text{ cond.} \\
 \Delta H \text{ cond} &= V \cdot H_v - L \cdot H_L - D \cdot H_D \\
 &= 4.156.712,8170 - [(-19.6054,6991) + (-140.705,8874)] \\
 &= 4.493.473,4035 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

## 10. Penentuan Beban Reboiler

Suhu *bottom* dan komposisi uap yang berada pada kesetimbangan dengan *bottom*,  $V_{n+1}$ , dicari secara *trial* dengan *bubble point calculation* seperti pada persamaan (1).

### Menghitung energi *bottom*

$$T \text{ out} = T \text{ bubble point bottom} = 120,16 \text{ }^\circ\text{C} = 393,31$$

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

**Tabel F.17. Energi Bottom MD-301**

Komponen	(kmol/jam)	$\int C_p \cdot dt$	$\Delta H$ (kJ/jam)
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	134,817	12989,109	1751155,859
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	202,226	9257,809	1872166,467
HCl	0,203	12460,179	2533,460
<b>Total</b>		34707,096	3625855,786

Maka  $\Delta H \text{ bottom} = 3.625.855,786$  kJ/jam

### Menghitung beban Reboiler (RB-301)

$$\Delta H \text{ in} = \Delta H \text{ out}$$

$$\Delta H \text{ umpan} + \Delta H \text{ reboiler} = \Delta H \text{ bottom} + \Delta H \text{ distilat} + \Delta H \text{ condensor}$$



$$\begin{aligned}\Delta H_{reboiler} &= (\Delta H_{bottom} + \Delta H_{distilat} + \Delta H_{condensor}) - \Delta H_{umpan} \\ \Delta H_{reboiler} &= (3.625.855,786 + (-19.6054,6991) + \\ &4.493.473,4035) - 127.159,4219 \\ &= 7.796.115,068 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

**Tabel F.18. Neraca Energi Total Menara Distilasi– 301 (MD-301)**

Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
$\Delta H_{umpan}$	127.159,4219	$\Delta H_{bottom}$	3.625.855,786
$\Delta H_{reboiler}$	7.796.115,068	$\Delta H_{distilat}$	-19.6054,6991
		$\Delta H_{condensor}$	4.493.473,4035
<b>Total</b>	<b>7.923.274,49</b>		<b>7.923.274,49</b>

**D. Menentukan Spesifikasi Menara Distilasi****1. Menentukan Sifat-sifat Fisika****Densitas pada suhu atas (265,03 K)**

Tabel F.19 Hasil Perhitungan Densitas Liquid:

Komponen	BM (kg/kmol)	Distilat kg/jam	$y_D, D$	liquid (kg/m <sup>3</sup> )	$y_D/\rho$
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	98,96	0	0	405,04	0
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl	62,499	12,652	0,00171	398,14	4,28E-06
HCl	36,461	7405,98	0,998	479,09	0,002084
<b>Total</b>		<b>7418,629</b>	<b>1</b>		<b>0,00209</b>

$$\begin{aligned}\rho_{liquid} &= \frac{\sum y_D}{\sum \frac{y_D}{\rho_i}} \\ &= 478,933 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

Densitas uap

$$P = 9 \text{ atm} = 911925 \text{ Pa}$$

$$R = 8.314,34 \text{ m}^3 \cdot \text{Pa/kmol} \cdot \text{K}$$

$$\rho_{uap} = (BM \times P) / RT$$

Tabel F.20 Hasil Perhitungan Densitas Uap:

Komponen	BM (kg/kmol)	Distilat kg/jam	$y_D, D$	$\rho_{\text{uap}}$ (kg/m <sup>3</sup> )	$y_D/\rho$
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	98,96	0	0	45,505	0
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl	62,499	12,652	0,00171	28,739	5,934E-05
HCl	36,461	7405,977	0,998	16,766	0,0595
<b>Total</b>		7418,628861	1	91,009	0,0596

$$\rho_{\text{uap}} = \frac{\sum y_D}{\sum \frac{y_D}{\rho_i}}$$

$$= 16,778 \text{ kg/m}^3$$

**Densitas pada suhu bawah (393,31 K)**

Tabel F.21. Hasil Perhitungan Densitas Liquid:

Komponen	BM (kg/kmol)	Bottom (kg/jam)	$x_B, B$	$\rho_{\text{liquid}}$ (kg/m <sup>3</sup> )	$x_B/\rho$
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	98,96	13341,514	0,513	344,704	0,00149
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl	62,499	12638,902	0,486	358,312	0,001357
HCl	36,461	7,413	0,000285	406,328	7,02E-07
<b>Total</b>		25987,829	1		0,00285

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

$$= 351,206 \text{ kg/m}^3$$

Densitas uap:

$$P = 9 \text{ atm} = 911925 \text{ Pa}$$

$$R = 8314,34 \text{ m}^3 \cdot \text{Pa} / \text{kmol} \cdot \text{K}$$

$$\rho_{\text{uap}} = (\text{BM} \times P) / RT$$

Tabel F.22 Hasil Perhitungan Densitas Uap:

Komponen	BM (kg/kmol)	Bottom kg/jam	$x_B, B$	$\rho_{\text{uap}}$ (kg/m <sup>3</sup> )	$x_B/\rho$
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	98,96	13341,514	0,513	30,895	0,0166
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl	62,499	12638,902	0,486	19,512	0,0249
HCl	36,461	7,413	0,000285	11,383	2,506E-05
<b>Total</b>		25987,829	1	61,326	0,0419

$$\rho_{\text{uap}} = \frac{\sum x_B}{\sum \frac{x_B}{\rho_i}}$$

$$= 3,5155 \text{ kg/m}^3$$

## 2. Menghitung tegangan permukaan

Tegangan permukaan dihitung dengan persamaan Sudgen :

$$\sigma = \left[ \frac{P_{ch}(\rho_L - \rho_v)}{M} \right]^4 \times 10^{-12} \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 8.23. hal. 258}) \quad (\text{F.22})$$

Keterangan :

$\sigma$  = Tegangan permukaan (dyne/cm)

$P_{ch}$  = Sudgen's parachor

$\rho_L$  = Densitas cairan (kg/m<sup>3</sup>)

$\rho_v$  = Densitas uap (kg/m<sup>3</sup>)

$M$  = Berat molekul (kg/kmol)

Tabel. F.23 Data untuk menentukan Pch (Coulson, 1983)

atom, group or bond	Kontribusi
C	4,8000
H	17,1000
H dalam (OH)	11,3000

Cl	54,3000
double bond, '='	23,2000
rangkap tiga	46,6000

Tabel F.24 Perhitungan  $\sigma$  top

Komponen	BM kg/kmol)	$y_D, D$	Pch	$\sigma$	$y_D \times \sigma$
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	98,96	0	209,8	0,337	0
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl	62,499	0,00171	138,4	0,447	0,000764
HCl	36,461	0,998	71,4	0,672	0,6708
<b>Total</b>		1			0,6715

$$\sigma_{mix\ top} = 0,6715 \text{ dyne/cm} = 6,715 \cdot 10^{-05} \text{ N/m}$$

Tabel F.25. Perhitungan  $\sigma$  bottom

Komponen	BM kg/kmol)	$X_B, B$	Pch	$\sigma$	$y_D \times \sigma$
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	98,96	0,513	209,8	0,196	0,1008
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl	62,499	0,486	138,4	0,317	0,1543
HCl	36,461	0,000285	71,4	0,358	0,0001
<b>Total</b>		1			0,2553

$$\sigma_{mix\ bottom} = 0,2553 \text{ dyne/cm} = 2,553 \cdot 10^{-05} \text{ N/m}$$

### 3. Menentukan Diameter Menara

Tinggi *plate spacing* pada umumnya antara 0,3 – 0,6 m (Coulson, 1983, hal.448).

Diambil *plate spacing* = 0,30 m.

- **Laju alir massa bagian atas**

Dari neraca massa diketahui :

$$\text{Feed} = F = 33.406,48 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Top product} = D = 7.418,63 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Vapor rate} = V = (1+R) \times D = 9.132,68 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Liquid rate} = L = R \times D = 1.714,03 \text{ kg/jam}$$

- **Laju Alir massa bagian bawah**

Dari neraca massa diketahui :

$$B \text{ (Bottom Product)} = 9204,5655 \text{ kg/jam}$$

$$L' = L + qF = 35.120,51 \text{ kg/jam}$$

$$V' = L' - B = 9.132,68 \text{ kg/jam}$$

$$L' - V' = 25.987,83 \text{ kg/jam}$$

$$L'/V' = 1,351$$

***Liquid-vapor flow factor***

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \quad (\text{Coulson, 1983, pers.11.82})$$

Keterangan :

$F_{LV}$  = *Liquid-vapor flow factor*

$L_w$  = Laju alir massa cairan (kg/h)

$V_w$  = Laju alir massa uap (kg/h)

$\rho_L$  = Densitas cairan (kg/m<sup>3</sup>)

$\rho_v$  = Densitas uap (kg/m<sup>3</sup>)

$$F_{LV, top} = \frac{1.714,03 \text{ kg/h}}{9.132,68 \text{ kg/h}} \sqrt{\frac{16,778 \text{ kg/m}^3}{478,933 \text{ kg/m}^3}}$$

$$= 0,0352$$

Untuk *tray spacing* = 0,3 m dan  $F_{LV} = 0,0352$  maka  $K_1 = 0,065$  (Coulson, 1983, fig.11.27).

Koreksi nilai  $K_1$  *top*:

$$K'_{1top} = K_1 \left[ \frac{\sigma_{top}}{0,02} \right]^{0,2}$$

$$K'_{1top} = 0,0288$$

$$F_{LV, bottom} = \frac{1.714,03 \text{ kg/h}}{9.132,68 \text{ kg/h}} \sqrt{\frac{23,877 \text{ kg/m}^3}{351,21 \text{ kg/m}^3}}$$

$$= 0,0489$$

Untuk *tray spacing* = 0,3 m dan  $F_{LV} = 0,048$  maka  $K_1 = 0,06$  (Coulson, 1983, fig.11.27).

Koreksi nilai  $K_1$  *bottom*:

$$K'_{1bottom} = K_1 \left[ \frac{\sigma_{bottom}}{0,02} \right]^{0,2}$$

$$K'_{1bottom} = 0,0251$$

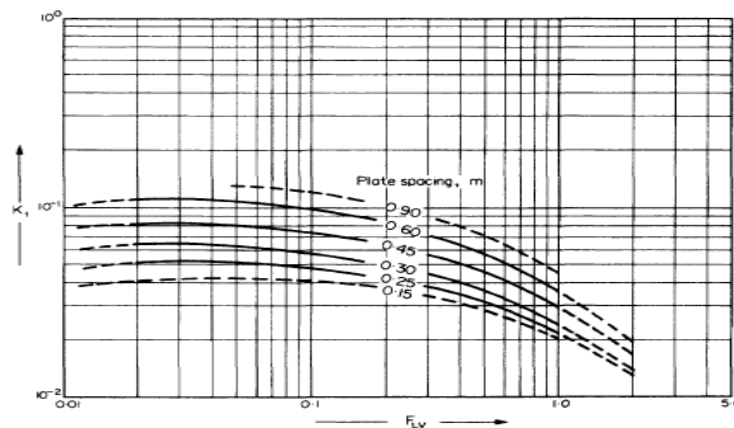


Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

Gambar F.4. Grafik 11.27 (Coulson, 1983)

- **Menentukan Kecepatan *Flooding***

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

Keterangan :

$u_f$  = Kecepatan *flooding* (m/s)

$K_1$  = Konstanta

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

$$u_{f, top} = 0,0288 \times \sqrt{\frac{(478,93 \text{ kg/m}^3 - 16,78 \text{ kg/m}^3)}{16,78 \text{ kg/m}^3}}$$

$$= 0,1511 \text{ m/s}$$

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

$$u_{f, bottom} = 0,0251 \times \sqrt{\frac{(351,21 \text{ kg/m}^3 - 23,877 \text{ kg/m}^3)}{23,877 \text{ kg/m}^3}}$$

$$= 0,0928 \text{ m/s}$$

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*) :

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

$$= 0,1209 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap pada bagian bawah (*bottom*) :

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

$$= 0,074 \text{ m/s}$$

- **Menentukan Laju Alir Volumetrik Maksimum**

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

Keterangan :

$Q_v$  = Laju alir volumetrik maksimum ( $\text{m}^3/\text{s}$ )

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

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

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

$$Q_{v, top} = \frac{9.132,68 \text{ kg/h}}{16,78 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ sec/h}}$$

$$= 0,151 \text{ m}^3/\text{s}$$

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

$$Q_v, bottom = \frac{9.132,68 \text{ kg/h}}{23,877 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ sec/h}}$$

$$= 0,106 \text{ m}^3/\text{s}$$

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

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

Keterangan :

$A_n$  = Luas Area Netto ( $\text{m}^2$ )

$Q_v$  = Laju alir volumetrik ( $\text{m}^3/\text{s}$ )

$u_v$  = Kecepatan uap ( $\text{m/s}$ )

Luas area netto bagian atas (*top*) :

$$A_n, top = \frac{0,151 \text{ m}^3 / \text{s}}{0,1209 \text{ m} / \text{s}}$$

$$= 1,25 \text{ m}^2$$

Luas area *netto* bagian bawah (*bottom*) :

$$A_n, bottom = \frac{0,106 \text{ m}^3 / \text{s}}{0,0742 \text{ m} / \text{s}}$$

$$= 1,45 \text{ m}^2$$

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

Menghitung Luas Penampang Lintang Menara :

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

Luas penampang *downcomer* ( $A_d$ )= 20 % dari luas keseluruhan, sehingga :

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

$$= \frac{1,25 \text{ m}^2}{(1 - 0,2)}$$

$$= 1,563 \text{ m}^2$$



$$\begin{aligned}
 A_{c, bottom} &= \frac{A_{n, bottom}}{1 - A_d} \\
 &= \frac{1,145 \text{ m}^2}{(1 - 0,2)} \\
 &= 1,432 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

- **Menentukan Diameter Menara ( $D_c$ ) Berdasarkan Kecepatan *Flooding***

Menghitung diameter menara :  $D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{\pi}}$

Diameter menara bagian atas (*top*) :

$$\begin{aligned}
 D_{c, top} &= \sqrt{\frac{4 \times 1,563 \text{ m}^2}{3,14}} \\
 &= 1,262 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Diameter menara bagian bawah (*bottom*) :

$$\begin{aligned}
 D_{c, bottom} &= \sqrt{\frac{4 \times 1,431 \text{ m}^2}{3,14}} \\
 &= 1,35 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- **Menentukan Jenis Aliran (*Flow Pattern*)**

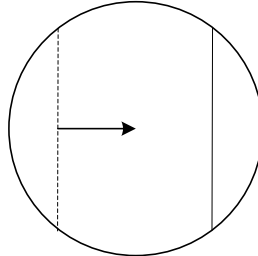
Kecepatan volumetris maksimum cairan:

$$\begin{aligned}
 Q_{L,B} &= \frac{L_{w,B}}{\rho_{L,B}} \\
 Q_{L,B} &= \frac{35.120,51 \text{ kg / jam}}{351,21 \text{ kg / m}^3 \times 3600 \text{ sec / jam}} \\
 &= 0,028 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Keterangan:

- $Q_{L,bot}$  = laju alir volumetrik bagian *bottom* ( $\text{m}^3/\text{s}$ )
- $L_w$  = laju alir massa cairan bagian *bottom* ( $\text{kg}/\text{s}$ )
- $\rho_L$  = densitas cairan bagian *bottom* ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

dari fig. 11.28 (Coulson, 1983) untuk  $Q_{L,B} = 0,0070 \text{ m}^3/\text{s}$  maka jenis alirannya adalah *cross flow* (*single pass*).



Gambar F.5. *Liquid flow pattern on single pass*



Gambar F.6. *Typical crossflow plate (sieve)*

- **Perancangan Tray**

Diameter menara ,  $D_c$  = 1,35 m

Luas menara,  $A_c (\pi/4 \times D_c^2)$  = 1,495 m<sup>2</sup>

Luas *downcomer*,  $A_d = 0,12 A_c$  = 0,179 m<sup>2</sup>

Luas netto,  $A_n = A_c - A_d$  = 1,315 m<sup>2</sup>

Luas aktif,  $A_a = A_c - 2, A_d$  = 1,136 m<sup>2</sup>

Luas *hole*,  $A_h = 0,03, A_a$  = 0,034 m<sup>2</sup>

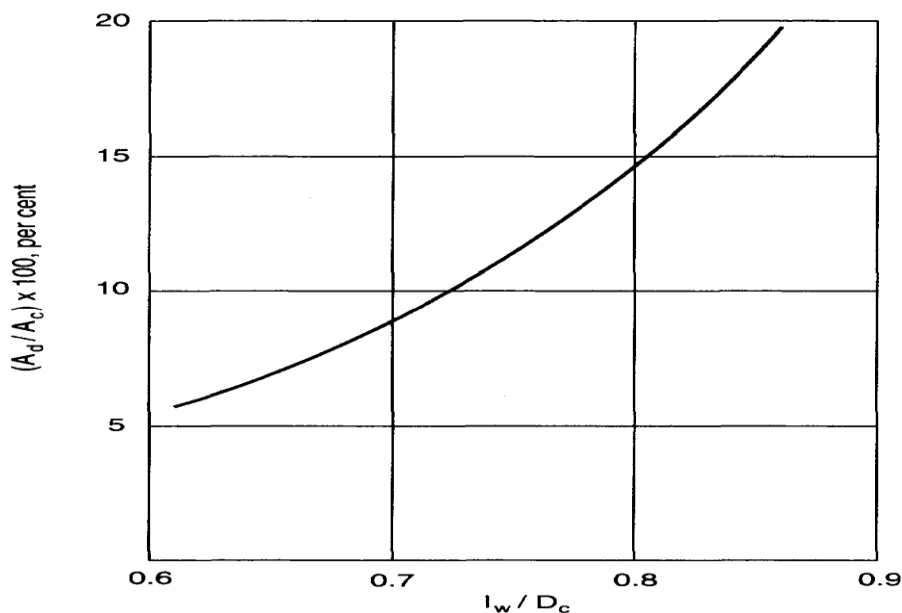
Dari fig, 11.31 (Coulson, 1983), untuk  $A_d/A_c = 0,12$  maka :

$l_w/D_c$  = 0,72

Panjang weir,  $l_w$  = 0,72 x  $D_c$

= 0,72 x 1,379 m

= 0,994 m



**Gambar F.7. 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 ( $h_w$ ) = 50 mm = 0,05 m

#### **Diameter Hole ( $d_h$ )**

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 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**

$$L_{w,\max} = \frac{1.714,03 \text{ kg / jam}}{3.600 \text{ s / jam}} = 0,476 \text{ kg/s}$$

$$\text{turn-down ratio} = 0,80$$

Kecepatan aliran cairan minimum :

$$L_{w,\min} = 0,8 \times 0,476 \text{ kg/s} \\ = 0,381 \text{ kg/s}$$

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

$$h_{ow} = 750 \left( \frac{L_w}{\rho_L \times I_w} \right)^{2/3} \quad (\text{Coulson, 1983 : pers. 11.85})$$

keterangan :

$L_w$  = liquid flow rate, kg/s

$I_w$  = weir length, m

$\rho_L$  = densitas liquid, kg/m<sup>3</sup>

$h_{ow}$  = weir crest, mm liquid

➤ **Menara bagian atas**

$$h_{ow \max} = 750 \times \left( \frac{0,476 \text{ kg / s}}{478,93 \text{ kg / m}^3 \times 0,994 \text{ m}} \right) \\ = 9,361 \text{ mm liquid}$$

$$h_{ow \min} = 750 \times \left( \frac{0,381 \text{ kg / s}}{478,93 \text{ kg / m}^3 \times 0,994 \text{ m}} \right) \\ = 8,07 \text{ mm liquid}$$

Pada *minimum rate*, ( $h_o + h_{ow}$ ) = 59,361 mm liquid

Dari fig. 11. 30 Coulson, 1983 :

$$K_2 = 30,4$$

Kecepatan uap minimum desain dihitung dengan persamaan Eduljee :

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}} \quad (\text{Coulson, 1983 : pers. 11.84})$$

Keterangan:

$u_h^\vee$  = kecepatan uap minimum desain, m/s

$K_2$  = konstanta

$d_h$  = diameter *hole*, mm

$\rho_v$  = densitas uap, kg/m<sup>3</sup>

$$u_h^\vee = \frac{[30,4 - 0,90(25,4 - 5 \text{ mm})]}{(16,78 \text{ kg/m}^3)^{1/2}} = 1,866 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap minimum aktual ( $u_{am}$ ) :

$$u_{am} = \frac{Q_{v,t}}{A_h} = \frac{0,151 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0326 \text{ m}^2} = 4,633 \text{ m/s}$$

➤ **Menara bagian bawah**

$$h_{ow \text{ max}} = 750 \times \left( \frac{0,476 \text{ kg/s}}{351,21 \text{ kg/m}^3 \times 0,972 \text{ m}} \right)$$

$$= 57,612 \text{ mm liquid}$$

$$h_{ow \text{ min}} = 750 \times \left( \frac{0,381 \text{ kg/s}}{351,21 \text{ kg/m}^3 \times 0,972 \text{ m}} \right)$$

$$= 59,361 \text{ mm liquid}$$

Pada *minimum rate*, ( $h_o + h_{ow}$ ) = 63,014 mm *liquid*

Dari fig. 11. 30 Coulson, 1983 :

$$K_2 = 30,5$$

Kecepatan uap minimum desain dihitung dengan persamaan Eduljee :

$$u_h^\vee = \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}} \quad (\text{Coulson, 1983 : pers. 11.84})$$

Keterangan:

$u_h^\vee$  = kecepatan uap minimum desain, m/s

$K_2$  = konstanta

$d_h$  = diameter *hole*, mm

$\rho_v$  = densitas uap, kg/m<sup>3</sup>

$$u_h^v = \frac{[30,5 - 0,90(25,4 - 5 \text{ mm})]}{(23,877 \text{ kg/m}^3)^{1/2}}$$

$$= 1,544 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap minimum aktual ( $u_{am}$ ) :

$$u_{am} = \frac{Q_{v,b}}{A_h} = \frac{0,106 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0326 \text{ m}^2} = 3,255 \text{ m/s}$$

$u_{am} > u_h^v$  min sehingga tidak terjadi *weeping*.

## • Plate Pressure Drop

### Menara Bagian Atas

Maksimum vapour velocity through hole ( $\hat{u}_h$ )

$$\hat{U}_h = \frac{Q_{v,b}}{A_h} \quad (\text{F.32})$$

$$= 4,633 \text{ m/s}$$

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

$(A_h/A_a) \times 100 = 10$

Didapatkan nilai orifice coefficient ( $C_o$ ) = 0,74

$$h_d = 51 \left[ \frac{U_h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} \quad (\text{F.33})$$

$$h_d = 29,583 \text{ mm liquid}$$

Keterangan :

$u_h$  = Kecepatan uap maksimum melewati hole (m/s)

$A_h$  = Luas hole (m<sup>2</sup>)

$Q_{v,\text{bottom}}$  = Laju alir volumetrik uap maksimum bagian bottom (m<sup>3</sup>/s)

$\rho_v$  = densitas uap bagian Bottom (kg/m<sup>3</sup>)

$\rho_L$  = densitas liquid bagian Bottom (kg/m<sup>3</sup>)

$C_o$  = orifice coefficient

$h_d$  = Dry plate drop (mm)

- Residual Head

$$h_r = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L} \quad (\text{F.34})$$

$$h_r = 26,099 \text{ mm liquid}$$

Keterangan :

$h_r$  = residual head (mm)

$\rho_L$  = densitas liquid bagian bottom ( $\text{kg/m}^3$ )

- Total Plate Pressure Drop

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

$$h_T = 113,295 \text{ mm liquid}$$

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)

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

$$\Delta P_t = 532,296 \text{ Pa} = 0,00525 \text{ atm}$$

### Menara Bagian Bawah

$$u_h = 3,255 \text{ m/s}$$

$$h_d = 116,273 \text{ mm cairan}$$

$$h_r = 35,592 \text{ mm cairan}$$

$$h_t = 211,225 \text{ mm cairan}$$

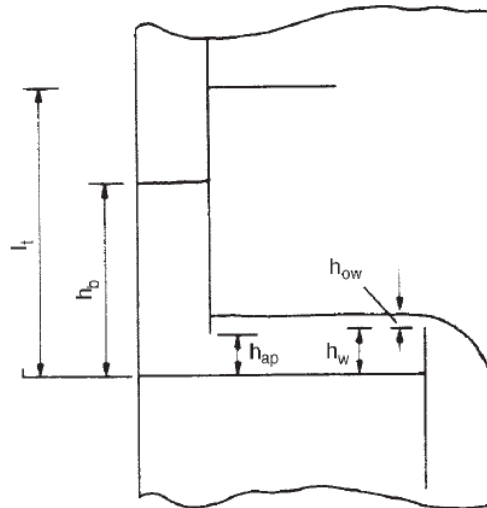
$$\Delta P_t = 9,81 \times 10^{-3} h_t \rho_L$$

$$\Delta P_t = 727,74 \text{ Pa} = 0,0072 \text{ atm}$$

- **Downcomer Liquid Backup**

***Downcomer liquid Back Up***

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 C.9.3. Gambar 11.35 (Coulson and Richardson, 1986)

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

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

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

$h_w$  = tinggi *weir*, mm

$A_{ap}$  = luas permukaan *clearance* di bawah *downcomer*, m<sup>2</sup>

$L_w$  = kecepatan massa cairan, kg/s

$\rho_L$  = rapat massa cairan, kg/m<sup>3</sup>

$h_{dc}$  = 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**

$$h_{ap} = 43 \text{ mm cairan}$$



$$A_{ap} = h_{ap} \times l_w = 0,0481 \text{ m}^2$$

$$h_{dc} = 3,947 \text{ mm cairan}$$

$$h_b = 164,502 \text{ mm cairan}$$

$$h_b = 0,1645 \text{ m}$$

$$\frac{1}{2}(l_t + h_w) = 0,175 \text{ m}$$

$$h_b < \frac{1}{2}(l_t + h_w), \text{ maka pemilihan } plate \text{ spacing } 0,3 \text{ m sudah tepat}$$

- **Menara bagian bawah**

$$h_{ap} = 43 \text{ mm cairan}$$

$$A_{ap} = h_{ap} \times l_w = 0,0481 \text{ m}^2$$

$$h_{dc} = 5,382 \text{ mm cairan}$$

$$h_b = 173,968 \text{ mm cairan}$$

$$h_b = 0,174 \text{ m}$$

$$\frac{1}{2}(l_t + h_w) = 0,175 \text{ m}$$

$$h_b < \frac{1}{2}(l_t + h_w), \text{ maka pemilihan } plate \text{ spacing } 0,3 \text{ m sudah tepat}$$

- **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 :

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

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

- **Menara bagian atas**  
 $t_r = 49,025$  detik ( $> 3$  detik)

- **Menara bagian bawah**  
 $t_r = 34,968$  detik ( $> 3$  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**

$$F_{LV} = 0,0351 \text{ m/s}$$

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

Dari *fig. 11.29* diperoleh nilai  $\psi = 0,08 < 0,1$  , maka tidak terjadi *entrainment*.

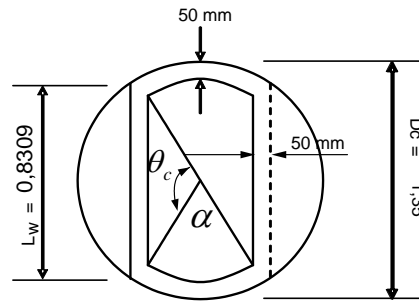
**Menara bagian bawah**

$$U_v = 0,0489 \text{ m/s}$$

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

Dari *fig. 11.29* diperoleh nilai  $\psi = 0,055 < 0,1$  , maka tidak terjadi *entrainment*.

- *Layout Tray*



**Gambar F.9. Layout plate.**

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  $l_w/D_c = 0,72$ , maka :  $\theta_c = 90^\circ$

- Derajat *tray edge*

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

$$l_h/D_c = 0,2$$

- Panjang rata-rata *unperforated edge strips*

$$\begin{aligned}L_{av} &= \frac{\alpha}{180} \times \pi \times (D_c - 0,05) \\ &= \frac{90}{180} \times (3,14) \times (1,3798 - 0,05) \\ &= 2,088 \text{ m}\end{aligned} \tag{F.38}$$

- Luas *unperforated edge strips*

$$\begin{aligned}(A_{up}) &= 0,05 \times 2,088 \text{ m} \\ &= 0,1045 \text{ m}^2\end{aligned}$$

- Luas *calming zone*

$$(A_{cz}) = 2 \times h_w \times (l_w - (2 \cdot h_w)) \tag{F.39}$$

$$(A_{cz}) = 2 \times 0,05 \times (0,994 - 0,1)$$

$$(A_{cz}) = 0,089 \text{ m}^2$$

- Luas total tersedia untuk perforasi

$$(A_p) = A_a - (A_{up} + A_{cz}) \quad (\text{F.40})$$

$$= 1,136 \text{ m} - (0,105 + 0,109) \text{ m}$$

$$= 0,9222 \text{ m}^2$$

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,0369$$

Dari Fig.11.33,hal 466, Coulson. Didapat nilai :

$$\frac{I_p}{d_h} = 3,8$$

- *Hole pitch*

$$(I_p) = \frac{I_p}{d_h} \times d_h \quad (\text{F.57})$$

$$= 3,8 \times 5 \text{ mm} = 19 \text{ mm} \quad (0,019 \text{ m})$$

$$\text{Luas 1 lubang} = \frac{\pi}{4} \times d_h^2 \quad (\text{F.58})$$

$$= 0,785 \times (5 \text{ mm})^2$$

$$= 19,6250 \text{ mm}^2 \quad (1,9625 \times 10^{-5} \text{ m}^2)$$

$$\text{Jumlah lubang} = \frac{A_h}{\text{luas 1 lubang}} \quad (\text{F.59})$$

$$= \frac{0,0341 \text{ m}^2}{1,9625 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2}$$

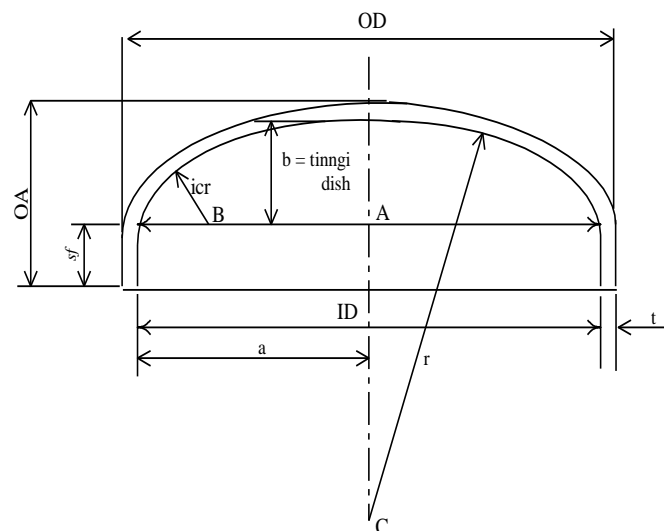
$$= 1.736,53 \text{ buah}$$

$$= 1737 \text{ buah}$$

- **Spesifikasi Tray**

Diameter tray ( $D_c$ )	= 1,35 m
Diameter lubang ( $d_h$ )	= 0,005 m
Hole pitch ( $l_p$ )	= 0,019 m
Jumlah hole	= 1737 buah
Turn down ratio	= 80%
Material tray	= <i>Stainless steel (SA-240)</i>
Material downcomer	= <i>Stainless steel (SA-240)</i>
Tray spacing	= 0,3 m
Tray thickness	= 0,003 m
Panjang weir	= 0,972 m
Tinggi weir	= 0,05 m
Total pressure drop	= 727,74 mm liquid

#### 4. Menentukan Tebal Dinding dan *Head* Menara



**Gambar F.10.** *Torispherical flanged and dished head*

Keterangan :

$t_h$	=	Tebal <i>head</i> (in)
$icr$	=	<i>Inside corner radius</i> ( in)
$r$	=	<i>Radius of dish</i> ( in)
$sf$	=	<i>Straight flange</i> (in)
OD	=	Diameter luar (in)
ID	=	Diameter dalam (in)
b	=	<i>Depth of dish</i> (in)
OA	=	Tinggi <i>head</i> (in)

- **Menentukan Tebal *Shell***

Data perhitungan :

$P_{operasi}$	=	9 atm
$P_{design}$	=	1,2 x $P_{operasi}$
	=	10,8 atm
	=	158,717 psi

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

$$f = 11500 \text{ psi (Peters and Timmerhaus, 1991, Tabel 4, Hal. 538)}$$

$$c = 0,125 \text{ in (Brownell and Young, 1959)}$$

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

$$D = 53,165 \text{ in}$$

$$r = 26,582 \text{ in}$$

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

$$= \frac{(158,717 \text{ psi})(26,582 \text{ in})}{(11500 \text{ psi})(0,8) - (0,6 \times 158,717)} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,513 \text{ in}$$

Digunakan tebal standar untuk *shell* :  $5/8 \text{ in} = 0,625 \text{ in}$

Keterangan :

$t_s$  = Tebal *shell* (in)  
 $P$  = Tekanan operasi (psi)  
 $f$  = *Allowable stress* (psi)  
 $r_i$  = Jari-jari *shell* (in)  
 $E$  = Efisiensi pengelasan  
 $c$  = Faktor korosi (in)

- **Menentukan Tebal *Head***

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + (2 \times t_s) \\
 &= (52,165) + (2 \times 5/8) \\
 &= 53,414 \text{ in} \sim 54 \text{ in}
 \end{aligned}$$

dari Tabel 5.7 Brownell and Young :

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

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

$$w = \frac{1}{4} \cdot \left( 3 + \sqrt{\frac{r_c}{icr}} \right) = 4,382 \text{ in}$$

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2f\varepsilon - 0,2P} + c = 1,65 \text{ in}$$

$$t_{\text{head standar}} = 1,75 \text{ in}$$

maka tebal yang digunakan :

$$t_{\text{head}} = 1,75 \text{ in}$$

Untuk tebal *head* 1,75 in, dari tabel 5,8 Brownell and Young maka

$$sf = 1,5 - 4,5 \text{ in.}$$

Diambil  $sf = 3 \text{ in}$

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

$$b = 9,814 \text{ in}$$

$$= 0,249 \text{ m}$$

- **Tinggi Head (OA)**

Dari Tabel 5.8 Brownell & Young, untuk ketebalan  $head = 1,75$  in,

$sf = 1,5 - 4,5$  in dan dipilih  $sf = 3$  in.

$$OA = th + b + sf \quad (\text{Brownell and Young, 1959})(F.62)$$

$$= (1,75 + 0,249 + 3) \text{ in}$$

$$= 4,999 \text{ in } (0,127 \text{ m})$$

$$AB = r_i - icr$$

$$= 26,58 - 3,25$$

$$= 23,332 (0,593 \text{ m})$$

$$BC = rc - icr$$

$$= 54 - 3,25$$

$$= 44,75 \text{ in } (1,137 \text{ m})$$

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

$$= \sqrt{44,75^2 - 23,332^2}$$

$$= 38,156 \text{ in } (0,9699 \text{ m})$$

- **Tinggi Menara**

Data perhitungan :

Diameter kolom ( $D_c$ ) = 1,35 m

Luas kolom ( $A_c$ ) = 1,495 m<sup>2</sup>

$$\text{Volume head} = 0,000049 D_i^3$$

$$= 0,000049 (1,38)^3$$

$$= 0,000121 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume head pada sf} = \pi/4 \times ID^2 \times sf$$

$$= 3,14/4 \times (53,165)^2 \times (3)$$

$$= 6.656,45 \text{ in}^3$$

$$= 0,109 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume total head} = V_{\text{head tanpa sf}} + V_{\text{head pada sf}}$$

$$= 0,000121 \text{ m}^3 + 0,109 \text{ m}^3$$

$$= 0,1092 \text{ m}^3$$



$$\text{Blank diameter} = \text{OD} + \text{OD}/24 + 2\text{sf} + 2/3.\text{icr}$$

(Eq.5.12, Brownell, 1959) (F.64)

dengan:

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{diameter luar dish} = 54 \text{ in} \\ \text{icr} &= \text{corner radius} = 3,25 \text{ in} \\ \text{sf} &= \text{straight flange} = 3 \text{ in} \\ \text{Blank diameter} &= 64,417 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk bagian *bottom* kolom :

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

$$Q = \frac{35.120,51}{351,21}$$

$$Q = 73,99 \text{ m}^3/\text{jam} = 1,233 \text{ m}^3/\text{menit}$$

Waktu tinggal cairan di bawah *plate* terakhir : 5 - 10 menit (Ulrich, 1984).

Waktu tinggal cairan dipilih = 5 menit

$$\begin{aligned} V_{\text{cairan}} &= Q \times \text{waktu tinggal} \\ &= 1,233 \text{ m}^3/\text{menit} \times 5 \text{ menit} \\ &= 6,166 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam *shell* ( $H_L$ ) :

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

$$\begin{aligned} H_L &= \frac{6,166}{\pi / 4 \times 1,35^2} \\ &= 4,31 \text{ m} \end{aligned}$$

## 5. Menentukan Tinggi Menara

$$\begin{aligned} \text{Jarak dari } \textit{plate} \text{ teratas} &= 1 \text{ m} \\ \text{Tinggi penyangga menara} &= 1 \text{ m} \\ \text{Jumlah } \textit{plate} &= 35 \text{ buah} \\ \text{Tebal } \textit{plate} &= 0,003 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi head dengan tebal head} = \text{OA} - \text{sf} = 0,0508 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi di bawah plate terbawah} = H_L + (\text{OA}-\text{sf}) = 4,358 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= \text{Jarak dari plate teratas} + (\text{Jumlah plate}-1 \times \text{Tray spacing}) + \\ &\text{Tebal plate} + \text{Tinggi head dengan tebal head} + \text{Tinggi di bawah plate} \\ &\text{terbawah} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= 1 + (35 \times 0,3) + 0,003 + 0,0508 + 4,176 \\ &= 16,189 \text{ m} = 53,11 \text{ ft} \end{aligned}$$

## 6. Menentukan Ukuran Pipa Pemasukan dan Pengeluaran

### a) Pipa feed

**Tabel F.26. Densitas Liquid pada suhu umpan 304,31 K:**

Komponen	Feed (kg/jam)	wi	$\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	wi/ $\rho$	$\mu$ (Pa.s)	Wi/ $\mu$
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	5.050,7522	13.341,78	0,3994	385,55	0,0010	9,673E-06
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl	412,1919	12.651,67	0,3787	385,39	0,0010	9,874E-06
HCl	238,9552	7.413,25	0,2219	455,66	0,0005	1,479E-05
<b>Total</b>	<b>33.406,7103</b>	<b>1,0000</b>	<b>1.226,6196</b>	<b>0,0025</b>	<b>0,0000</b>	<b>94.649,6771</b>

$$\begin{aligned} \rho_{mix} &= \frac{1}{\sum \frac{w_i}{\rho_i}} \\ &= 399,1204 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu_{mix} &= \frac{\sum x_B}{\sum \frac{x_B}{\mu}} \\ &= 1,057\text{E}-05 \text{ Pa.s} \\ &= 1,057\text{E}-02 \text{ cp} \end{aligned}$$

$$\text{Temperatur} = 31,16 \text{ }^\circ\text{C} (304,31 \text{ K})$$

$$\text{Laju alir massa, G} = 33.406,71 \text{ kg/jam} = 9,279 \text{ kg/s}$$

Diameter optimum ( $D_{i, optimum}$ ) :

$$\begin{aligned}
 D_{i, optimum} &= 352,8 G^{0,52} \cdot \mu^{0,03} \cdot \rho^{-0,37} && \text{(Coulson 5.13 Vol. 6., 1983)(F.66)} \\
 &= 352,8 \times (9,279)^{0,52} \times (1,057E - 05)^{0,03} \times (400)^{-0,37} \\
 &= 86,816 \text{ mm} = 3,418 \text{ in}
 \end{aligned}$$

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

Nominal pipe standar (NPS) = 4 in

Schedule number = 40 (standar)

ID = 4,026 in = 0,1023 m

OD = 4,5 in

A = 12,7 in<sup>2</sup> = 0,082 m

#### b) Pipa Gas Keluar dari Puncak Menara

$$\rho = (BM \cdot P)/(R \cdot T)$$

$$P = 9 \text{ atm}$$

$$R = 0,08026 \text{ m}^3 \cdot \text{atm}/\text{kmol} \cdot \text{K}$$

**Tabel F.27. Densitas dan Viskositas Gas Keluar dari Puncak Menara**

Komponen	Vapor (kg/jam)	wi	$\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	wi/ $\rho$	$\mu$ (Pa.s)	Wi/ $\mu$
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	40.9540	0.0000	0.00001	0.0000
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl	12.6500	0.0017	25.8648	0.0001	0.00001	197.07
HCl	7,406.0000	0.9983	15.0892	0.0662	0.00001	76,845.15
<b>Total</b>	<b>7.418,65</b>	<b>1,0000</b>		<b>0,0662</b>		<b>77.042,223</b>

Temperatur = - 8,12 °C (265,03 K)

Laju alir massa, G = 7.418,65 kg/jam = 2,061 kg/s

Densitas gas campuran ( $\rho_v$ )

$$\rho_{mix} = \frac{1}{\sum w_i / \rho_i} \quad (\text{Coulson, 1983, pers.8.2}) \quad (\text{F.67})$$

$$= \frac{1}{0,0662}$$

$$= 15,099 \text{ kg/m}^3$$

Keterangan :

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

P = Tekanan (atm)

R = Konstanta gas ( $\text{m}^3 \cdot \text{atm/kgmol} \cdot \text{K}$ )

T = Temperatur (K).

$\mu_{\text{gas}}$  = 1,298E-05 Pa.s

= 1,298E-05 cP

Diameter Optimum :

$$D_{i,optimum} = 352,8 G^{0,52} \cdot \mu^{0,03} \cdot \rho^{-0,37} \quad (\text{Coulson 5.13 Vol. 6., 1983}) \quad (\text{F.68})$$

$$= 352,8 \times (2,061)^{0,52} \times (1,298\text{E} - 05)^{0,03} \times (15,099)^{-0,37}$$

$$= 134,28 \text{ mm} = 5,287 \text{ in}$$

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

Nominal pipe standar (NPS) = 6 in

Schedule number = 40 (standar)

ID = 6,065 in = 0,154 m

OD = 6,625 in

A = 28,9 in<sup>2</sup>

## c) Pipa Cairan Refluks di Puncak Menara

Tabel F.28. Densitas dan viskositas cairan refluks di puncak menara.

Komponen	Refluks (kg/jam)	wi	$\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	wi/ $\rho$	$\mu$ (Pa.s)	Wi/ $\mu$
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	0	0.0000	405.0405	0.0000	0.00001	0.0000
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl	0.4785	0.0017	398.1362	0.0000	0.00001	197.08
HCl	280.1245	0.9983	479.0987	0.0021	0.00001	76,845.15
<b>Total</b>	<b>280,6</b>	<b>1,0000</b>		<b>0,0021</b>		<b>77.042,23</b>

Temperatur = -8,12 °C (265,03 K)

Laju alir massa, G = 280,6 kg/jam = 0,0779 kg/s

$$\rho_{mix} = \frac{1}{\sum \frac{w_i}{\rho_i}}$$

$$= \frac{1}{0,0021} = 478,933 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{mix} = 1,298 \text{ E-05 Pa.s}$$

$$= 0,013 \text{ cP}$$

Diameter optimum ( $D_{i, optimum}$ ) :

$$D_{i, optimum} = 352,8 G^{0,52} \cdot \mu^{0,03} \cdot \rho^{-0,37}$$

$$= 352,8 \times (0,0779)^{0,52} \times (1,298 \text{ E} - 05)^{0,03} \times (478,933)^{-0,37}$$

$$= 6,807 \text{ mm} = 0,268 \text{ in}$$

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

Nominal pipe standar (NPS) = 0,125 in

Schedule number = 40 (standar)

ID = 0,269 in

OD = 0,405 in

A = 0,058 in<sup>2</sup>

## d) Pipa Cairan Keluar dari Dasar Menara

Tabel F.29. Densitas dan Viskositas Cairan Keluar dari Dasar Menara

Komponen	Bottom (kg/jam)	wi	$\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	wi/ $\rho$	$\mu$ (Pa.s)	Wi/ $\mu$
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	13.341,51	0,5134	344,71	0,0015	1,259E-05	40.757,69
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl	12.638,91	0,4863	358,31	0,0014	1,298E-05	37.444,81
HCl	7,41	0,0003	406,33	0,0000	1,927E-05	14,804
<b>Total</b>	<b>25.987,83</b>	<b>1,0000</b>		<b>0,0029</b>		<b>78.217,24</b>

Temperatur = 120,16 °C (393,31 K)

Laju alir massa, G = 25.987,83 kg/jam = 7,2188 kg/s

$$\rho_{mix} = \frac{1}{\sum \frac{w_i}{\rho_i}}$$

$$= \frac{1}{0,0029}$$

$$= 351,21 \text{ kg/m}^3$$

$\mu_{mix}$  = 1,279E-05 Pa.s

= 0,0128 cP

Diameter optimum ( $D_{i,optimum}$ ) :

$$D_{i,optimum} = 352,8 G^{0,52} \cdot \mu^{0,03} \cdot \rho^{-0,37}$$

$$= 352,8 \times (7,219)^{0,52} \times (1,279E-05)^{0,03} \times (351,21)^{-0,37}$$

$$= 80,4 \text{ mm} = 3,166 \text{ in}$$

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

Nominal pipe standar (NPS) = 0,375 in

Schedule number = 40 (standar)

ID = 0,493 in

$$\text{OD} = 0,675 \text{ in}$$

$$A = 0,192 \text{ in}^2$$

e) **Pipa vapor keluaran Reboiler**

$$\rho = (\text{BM} \cdot P) / (R \cdot T)$$

$$P = 9 \text{ atm}$$

$$R = 0,08026 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kmol} \cdot \text{K}$$

**Tabel F.30. Densitas dan Viskositas vapor keluaran Reboiler**

Komponen	vapor reboiler (kg/jam)	Wi	$\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	wi/ $\rho$	$\mu$ (Pa.s)	Wi/ $\mu$
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> Cl <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	27,5966	0,0000	1,259E-05	0,0000
C <sub>2</sub> H <sub>3</sub> Cl	15,5746	0,0017	17,4289	0,0001	1,298E-05	131,3019
HCl	9.117,1059	0,9983	10,1678	0,0982	1,927E-05	51.805,2523
<b>Total</b>	<b>9.132,6805</b>	<b>1,0000</b>		<b>0,0983</b>		<b>51.936,554</b>

$$\text{Temperatur} = 393,31 \text{ K}$$

$$\text{Laju alir massa, G} = 9.132,6805 \text{ kg/jam} = 2,5369 \text{ kg/s}$$

Densitas gas campuran ( $\rho_v$ )

$$\rho_{mix} = \frac{1}{\sum w_i / \rho_i}$$

$$= \frac{1}{0,0983}$$

$$= 10,175 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{\text{gas}} = 1,925\text{E-}05 \text{ Pa.s}$$

$$= 1,925\text{E-}02 \text{ cP}$$

Diameter optimum ( $D_{i, optimum}$ ) :

$$\begin{aligned} D_{i, optimum} &= 352,8 G^{0,52} \cdot \mu^{0,03} \cdot \rho^{-0,37} \\ &= 352,8 \times (2,5369)^{0,52} \times (1,925E - 05)^{0,03} \times (10,175)^{-0,37} \\ &= 175,19 \text{ mm} = 6,897 \text{ in} \end{aligned}$$

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

Nominal pipe standar (NPS) = 8 in

Schedule number = 40 (standar)

ID = 7,981 in

OD = 8,625 in

A = 50 in<sup>2</sup>

## 1.) Menghitung Tebal Isolasi *Distillation Column*

### a.) Bahan Isolator

Isolator yang digunakan adalah asbestos and bonding karena temperatur operasi di dalam distilasi besar, memiliki konduktivitas termal yang kecil sehingga efektif sebagai isolator. Sifat-sifat fisis (Walas, Tabel.8.20,1988) :

TABLE 8.20. Thermal Conductivities of Insulating Materials for High Temperatures [ $k$  Btu/(hr)(sqft)<sup>o</sup>F/ft]

Material	Bulk Density, lb/cuft	Max Temp (°F)	100°F	300°F	500°F	1000°F	1500°F	2000°F
Asbestos paper, laminated	22	400	0.038	0.042				
Asbestos paper, corrugated	16	300	0.031	0.042				
Diatomaceous earth, silica, powder	18.7	1500	0.037	0.045	0.053	0.074		
Diatomaceous earth, asbestos and bonding material	18	1600	0.045	0.049	0.053	0.065		
Fiberglas block, PF612	2.5	500	0.023	0.039				
Fiberglas block, PF614	4.25	500	0.021	0.033				
Fiberglas block, PF617	9	500	0.020	0.033				
Fiberglas, metal mesh blanket, #900	—	1000	0.020	0.030	0.040			
Glass blocks, average values	14–24	1600	—	0.046	0.053	0.074		
Hydrous calcium silicate, "Kaylo"	11	1200	0.032	0.038	0.045			
85% magnesia	12	600	0.029	0.035				
Micro-quartz fiber, blanket	3	3000	0.021	0.028	0.042	0.075	0.108	0.142
Potassium titanate, fibers	71.5	—	—	0.022	0.024	0.030		
Rock wool, loose	8–12	—	0.027	0.038	0.049	0.078		
Zirconia grain	113	3000	—	—	0.108	0.129	0.163	0.217

(Marks, *Mechanical Engineers Handbook*, 1978, p. 4.65).

Konduktivitas termal ( $k$ ) = 0,053 Btu/hr.ft <sup>o</sup>F

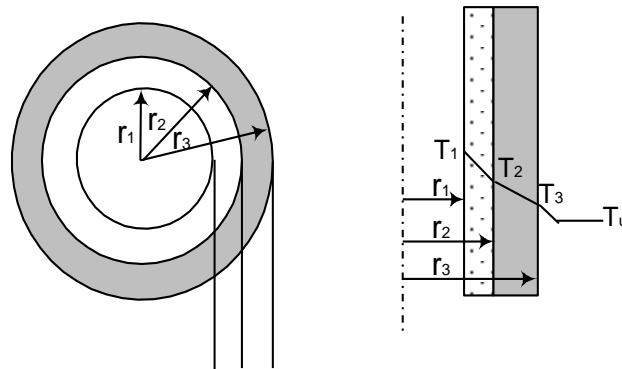


Densitas ( $\rho$ ) = 18 lb/ft<sup>3</sup>

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

### b.) Bahan Konstruksi Distilasi

Bahan konstruksi adalah *carbon steel*. (Perry, 1984). Perpindahan panas konduksi dalam silinder berlapis yang disusun seri seperti gambar berikut adalah:



**Gambar F.11. Sistem isolasi menara.**

Perpindahan panas melalui tiap lapis tahanan dihitung dengan hukum Fourier dan  $A = 2\pi rL$ , diperoleh:

$$Q = \frac{2\pi L (T_1 - T_u)}{\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_1} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{k_2}} \quad (\text{Holman, 1997, pers.2-9}) \quad (\text{F.69})$$

Jika perpindahan panas disertai konveksi dan radiasi, maka persamaan di atas dapat dituliskan:

$$Q = \frac{2\pi L (T_1 - T_u)}{\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_1} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{k_2} + \frac{1}{(h_c + h_r)r_3}} \quad (\text{Holman, 1997, pers.2-12}) \quad (\text{F.70})$$

Jika diaplikasikan dalam perhitungan perancangan tangki maka diperoleh:

$$Q = \frac{2\pi L (T_1 - T_u)}{\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_p} + \frac{\ln\left(\frac{r_2 + x_{is}}{r_2}\right)}{k_{is}} + \frac{1}{(h_c + h_r)(r_2 + x_{is})}} \quad (\text{F.71})$$

Keterangan :

- $x_{is}$  = Tebal isolasi (ft)
- $r_1$  = Jari-jari dalam tangki (ft)
- $r_2$  = Jari-jari luar tangki (ft)
- $r_3$  = Jari – jari luar isolasi (ft)
- $T_1$  = Temperatur permukaan tangki bagian dalam ( $^{\circ}\text{F}$ )
- $T_2$  = Temperatur permukaan tangki bagian luar ( $^{\circ}\text{F}$ )
- $T_3$  = Temperatur luar isolasi ( $^{\circ}\text{F}$ )
- $T_u$  = Temperature udara ( $^{\circ}\text{F}$ )
- $k_p$  = Konduktivitas termal tangki (Btu/hr.ft  $^{\circ}\text{F}$ )
- $k_{is}$  = Konduktivitas termal isolasi (Btu/hr.ft  $^{\circ}\text{F}$ )
- $h_c$  = Koefisien konveksi (Btu/hr.ft<sup>2</sup>  $^{\circ}\text{F}$ )
- $h_r$  = Koefisien radiasi (Btu/hr.ft<sup>2</sup>  $^{\circ}\text{F}$ )

Untuk menghitung perpindahan panas dari luar ke dalam *shell*, harus dihitung terlebih dahulu temperatur kesetimbangan radiasi pada permukaan dinding luar yang terkena sinar matahari pada temperatur udara lingkungan sekitar *shell*.

Pada keadaan kesetimbangan radiasi, jumlah energi yang terabsorpsi dari matahari oleh suatu material sama dengan panjang gelombang radiasi yang bertukar dengan udara sekelilingnya (J. P. Holman, 2002, 9<sup>th</sup> ed). Temperatur permukaan dinding luar dihitung dengan persamaan berikut:

$$\left(\frac{q}{A}\right)_{\text{sun}} \alpha_{\text{sun}} = \alpha_{\text{low temp.}} \sigma (T^4 - T_{\text{sun}}^4) \quad (\text{J P Holman, 1979, 6th ed})(\text{F.72})$$

Keterangan ;

$$\left(\frac{q}{A}\right)_{\text{sun}} = \text{Fluks radiasi matahari (W/m}^2\text{)}$$

$$\alpha_{\text{sun}} = \text{Absorptivitas material untuk radiasi matahari}$$

$$\alpha_{\text{low. temp}} = \text{Absorptivitas material untuk radiasi pada } 25^{\circ}\text{C}$$

$$\sigma = \text{Konstanta Boltzman} = 5,669 \times 10^{-8} \left(\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}^4}\right)$$

$$T_{\text{surr}} = \text{Temperature lingkungan (udara)}$$

Data perhitungan :

$$r_1 = 54 \text{ in (2,25 ft)}$$

$$r_2 = 28,2500 \text{ in (2,3542 ft)}$$

$$T_1 = 393,31 \text{ K (248,288 }^{\circ}\text{F)}$$

$$T_u = 35^{\circ}\text{C (308,15 K; 95,0000 }^{\circ}\text{F)}$$

$$k_p = 25,7305 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$k_{is} = 0,0530 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$L = 16,189 \text{ m (53,113 ft)}$$

**c.) Temperatur isolasi permukaan luar :**

Isolasi yang digunakan akan di lapiasi dengan cat (pigmen) berwarna putih.

Berdasarkan Tabel 8.3 (Holman,1979), diperoleh data :

$$\left(\frac{q}{A}\right)_{\text{sun}} = 500 \text{ W/m}^2$$

$$\sigma_{\text{surya}} = 0,18$$

$$\sigma_{\text{suhu rendah}} = 0,8$$

$$\sigma = 5,669 \times 10^{-8} \left(\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}^4}\right)$$

$$\left(500 \frac{\text{W}}{\text{m}^2}\right)(0,18) = 0,8 \left(5,669 \times 10^{-8} \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{K}}\right) \left([T^4 - 303,15^4] \text{K}^4\right)$$

$$\begin{aligned} T_3 &= 323,8620 \text{ K} \\ &= 50,7120 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 123,2816 \text{ }^\circ\text{F (temperatur permukaan luar isolasi)} \end{aligned}$$

**d.) Panas yang hilang dari dinding isolasi ke udara:**

(1) Koefisien perpindahan panas radiasi

$$\begin{aligned} h_r &= \frac{\varepsilon \sigma (T_i^4 - T_u^4)}{T_1 - T_2} \\ &= \varepsilon (5,676) \left[ \frac{(T_3/100)^4 - (T_u/100)^4}{T_3 - T_u} \right] \quad (\text{Geankoplis, pers.4.10-10,1979})(\text{F.73}) \\ &= (0,55) (5,676) \frac{(323,8620/100)^4 - (308,15/100)^4}{323,8620 - 308,15} \\ &= 3,9429 \text{ W/m}^2\cdot\text{K} \\ &= 0,6944 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Keterangan :

$h_r$  = Koefisien perpindahan panas secara radiasi ( $\text{W/m}^2\text{ }^\circ\text{K}$ )

$\varepsilon$  = Emisivitas bahan isolator

$T_3$  = Temperatur permukaan luar isolator ( $^\circ\text{K}$ )

$T_u$  = Temperatur udara ( $^\circ\text{K}$ )

(2) Koefisien perpindahan panas konveksi

$$\begin{aligned} T_f &= \frac{1}{2} (T_3 + T_u) && (\text{F.74}) \\ &= \frac{1}{2} (323,8620 + 308,15) \\ &= 316,0060 \text{ K} \end{aligned}$$

Sifat properties udara pada  $T = 316,0060 \text{ K}$  (Geankoplis, Tabel.A3-3,1979)

$$\rho_f = 1,1201 \text{ kg/m}^3$$

$$C_{p_f} = 1,0056 \text{ kJ/kg K}$$

$$\mu_f = 1,923 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s}$$

$$k_f = 0,0274 \text{ W/m K}$$

$$\beta = 3,1714 \times 10^{-5} \text{ } 1/\text{K}$$

$$N_{Gr} = \frac{L^3 \rho^2 g \beta \Delta T}{\mu^2} \text{ (SI)} \quad \text{(Geankoplis, 1993, Pers.4.7-4)(F.75)}$$

$$= \frac{(16,189 \text{ m})^3 (1,1201 \text{ kg/m}^3)^2 (9,8067 \text{ m/s}) (3,1714 \cdot 10^{-5} \text{ K}^{-1}) (323,8620 - 308,15)^\circ \text{ K}}{(0,00002 \text{ kg/m.s})^2}$$

$$= 7,031\text{E}+10$$

$$N_{Pr} = \frac{C_p \cdot \mu}{k} \quad \text{(Geankoplis, Pers.4.7-4.1993)(F.76)}$$

$$= \frac{(1,0056 \text{ kJ/kg}^\circ \text{ K}) (0,00002 \text{ kg/m.s})}{0,0274 \text{ W/m}^\circ \text{ K}}$$

$$= 0,70446$$

$$N_{Ra} = N_{Gr} \times N_{Pr} \quad \text{(Geankoplis, Pers.4.7-4.1993)(F.77)}$$

$$= 7,031\text{E}+10 \times 0,70446$$

$$= 4,953\text{E}+10$$

Berdasarkan Tabel 4.7-2 (Geankoplis,1993, hal. 256), untuk silinder vertikal dan  $N_{Ra} = > 10^9$ , maka koefisien perpindahan panas konveksi dirumuskan sebagai berikut :

$$h_c = 1,24 \cdot \Delta T^{1/3} \quad \text{(F.78)}$$

$$= 1,24 (T_3 - T_u)^{1/3}$$

$$= 1,24 (323,8620 - 308,15)^{1/3}$$

$$= 3,1057 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K} = 0,5469 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} (h_c + h_r) &= (0,5469 + 0,6944) \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\ &= 1,2413 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} q_r &= (h_c + h_r) 2 \pi r_3 L (T_3 - T_u) \\ &= (1,2413 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}) (2) (3,14) (r_3) (53,113 \text{ ft}) (123,2816 - 95)^\circ\text{F} \\ &= 11.710 r_3 \dots \dots \dots (1) \end{aligned}$$

Panas yang keluar lewat dinding :

$$\begin{aligned} q_c &= \frac{2\pi L (T_1 - T_u)}{\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_1} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{k_2} + \frac{1}{(h_c + h_r) r_3}} \\ &= \frac{(2)(\pi)(53,113 \text{ ft}) (123,2816 - 95)^\circ F}{\frac{\ln\left(\frac{2,854 \text{ ft}}{2,75 \text{ ft}}\right)}{25,7305 \text{ btu / hr.ft}^\circ F} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{2,854 \text{ ft}}\right)}{0,0530 \text{ btu / hr.ft}^\circ F} + \frac{1}{(1,2413 \text{ btu / hr.ft}^2 \cdot ^\circ F) r_3}} \\ &= \frac{11.109,6590}{0,0004 + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{2,0208}\right)}{0,0530} + \frac{1}{(1,2413) r_3}} \dots \dots \dots (2) \end{aligned}$$

Perpindahan panas konduksi sama dengan perpindahan panas konveksi dan radiasi, sehingga :

$$q_r = q_c$$

$$13783,8236 r_3 = \frac{11.109,6590}{0,0004 + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{2,0208}\right)}{0,0530} + \frac{1}{(1,2413) r_3}}$$

Dengan substitusi pers. (1) ke (2) maka diperoleh nilai jari - jari isolator ( $r_3$ ) adalah 2,9479 ft

Tebal isolasi ( $x_{is}$ )

$$\begin{aligned}x_{is} &= r_3 - r_2 \\ &= 2,1146 \text{ ft} - 2,0208 \text{ ft} \\ &= 0,0937 \text{ ft} = 1,125 \text{ in} = 2,8575 \text{ cm}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}q_{loss} &= (h_r + h_c)_{Ta} \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_i - T_u) \\ &= 17.260,05 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

### e. Panas Hilang dari *Head* dan *Bottom*

Assumsi : \* Tebal isolasi *head* sama dengan tebal isolasi dinding

\*  $(h_r + h_c)$  *head* sama dengan  $(h_r + h_c)$  dinding silinder

\* Luas *head* sama dengan luas bagian atas silinder

Persamaan panas hilang dari *head* menara:

$$q = (h_r + h_c) \cdot A \cdot (T_i - T_u) \quad (\text{F.79})$$

$$A = \text{Surface of head}$$

$$= 0,842 D^2$$

(Tab 18.5, Wallas, 1990:627)

$$= 17,235 \text{ ft}^2$$

Jadi panas yang hilang dari *head* menara distilasi adalah :

$$\begin{aligned}q &= (1,2413 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}) \cdot (17,235 \text{ ft}^2) \cdot (28,2816^\circ\text{F}) \\ &= 605,068 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

Panas total yang hilang ke lingkungan:

$$\begin{aligned}q &= \text{Panas hilang dari dinding menara} + (2 \times \text{panas hilang dari head}) \\ &= 17.260,05 \text{ Btu/jam} + (2 \times 605,068 \text{ Btu/jam}) \\ &= 18.470,2 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

## 2.) Pengaruh Angin dan Gempa Terhadap Ketebalan *Shell* Menara

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

Spesifikasi menara:

$$\text{OD shell} = 54 \text{ in} = 4,5 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi menara} = 53,11 \text{ ft} = 637,32 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 9,0 \text{ atm}$$

$$\text{Bahan konstruksi} = \textit{stainless SA-240}$$

$$\text{Tinggi skirt} = 10,0000 \text{ ft}$$

$$\text{Tebal isolasi} = 0,0937 \text{ ft} = 1,125 \text{ in} = 2,8575 \text{ cm}$$

$$\text{Diameter, } d = \text{OD} + \frac{\text{OD}}{24} + 2 \text{ sf} + \frac{2}{3} \text{ icr} \quad (\text{F.80})$$

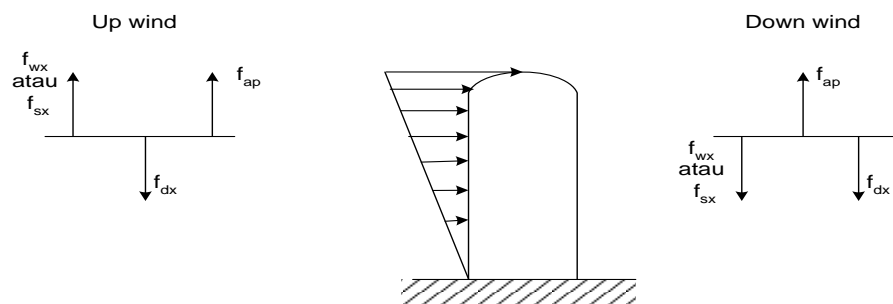
$$= 54 + \frac{54}{24} + 2(3) + \frac{2}{3}(3,25)$$

$$= 64,42 \text{ in}$$

$$\text{Beban head} = \frac{\pi d^2 t}{4} \times \frac{\rho}{1728} \quad (\text{F.81})$$

$$= \frac{3,14 \times 64,42^2 \times 0,25}{4} \times \frac{490}{1728}$$

$$= 577,296 \text{ lb}$$



Gambar F.12. Kombinasi *stress* pada menara distilasi.



**a.) Pemeriksaan tebal *shell***

**(1) *Stress* pada kondisi operasi**

**(a) Perhitungan *stress* aksial dalam *shell***

$$d_i = 1,379 \text{ in}$$

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

$$P_{\text{desain}} = 37,2530 \text{ psi}$$

$$f_{ap} = \frac{P \times d}{4 \times (t_s - c)} \quad (\text{Pers. 3.13, Brownell, 1959})(F.82)$$

$$f_{ap} = \frac{158,72 \times 66}{4 \times (0,625 - 0,125)} = 4.285,365 \text{ psi}$$

keterangan :

$f_{ap}$  = *stress* aksial *shell*, psi

$d$  = diameter dalam *shell*, in

$p$  = tekanan desain, psi

$t_s$  = tebal *shell* menara, in

$c$  = *corrosion allowance*, in

**(b) Perhitungan berat mati (*dead weights*)**

**Shell**

Diketahui :

$$D_o = \text{Diameter luar } shell = 4,6042 \text{ ft (tanpa isolator)}$$

$$D_i = \text{Diameter dalam } shell = 4,5 \text{ ft}$$

$$\rho_s = \text{densitas } shell = 490 \text{ lb/ft}^3$$

$$W_{shell} = \frac{\pi}{4} \cdot (D_o^2 - D_i^2) \cdot \rho_s \cdot X \quad (\text{Pers. 9.1, Brownell, 1959})(F.83)$$

$$W_{shell} = 444,92 X \text{ (lb)}$$

$$f_{dead \text{ wt } shell} = 3,4 X \quad (\text{Pers. 9.3a, Brownell, 1959})(F.84)$$

$$X = \text{jarak dari puncak ke bawah, ft}$$

### Isolator

Diketahui :

$$D_{ins} = \text{diameter termasuk isolator} = 5,6458 \text{ ft}$$

$$W_{ins} = \text{berat isolator}$$

$$\rho_{in} = \text{densitas isolator} = 18 \text{ lb/ft}^3$$

$$t_{ins} = \text{tebal isolator}$$

$$= 0,0937 \text{ ft} = 1,1250 \text{ in}$$

$$W_{ins} = \frac{\pi}{12} \cdot D_{ins}^2 \cdot X \cdot t_{ins} \cdot \rho_{ins} \quad (\text{Pers. 9.2, Brownell, 1959})(F.85)$$

$$W_{ins} = 168,899 X \text{ (lb)}$$

$$f_{dead \text{ ins.}} = \frac{\rho_{ins} \cdot X \cdot t_{ins}}{144(t_s - c)} \quad (\text{Pers. 9.4a, Brownell, 1959})(F.86)$$

$$f_{dead \text{ wt ins.}} = 0,2812 X$$

### Attachment

$$Wt \text{ isolasi} = \pi \cdot (d_o^2 - d_i^2) \cdot L/4 \quad (F.87)$$

$$= 3,14 \times (4,6042^2 - 4,5^2) \times \frac{53,11}{4}$$

$$= 39,54 \text{ lb/ft}$$

$$Wt \text{ top head} = 577,296 \text{ lb}$$

$$Wt \text{ tangga} = 25 \text{ lb per ft} \quad (\text{pp.157, Brownell, 1959})$$

$$Wt \text{ over head vapor line} = 28,56 \text{ lb per ft} \quad (\text{App.K, Brownell, 1959})$$

$$\text{Total Wt} = 577,296 + 101,79 X$$

Dari Pers. 9.6, Brownell and Young, 1959 :

$D_m$  = diameter *shell*

$$= 5,6042 \text{ ft (tanpa isolator)}$$

$$t_s = 0,62500 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} f_{\text{dead wt attachment}} &= \frac{\Sigma \text{Weight of attachments}}{12 \cdot \pi \cdot D_m \cdot (t_s - c)} & (\text{F.88}) \\ &= \frac{175,5575 + 70,0045 X}{12 \times \pi \times 4,0417 \times (0,625 - 0,125)} \\ &= 6,6553 + 0,964 X \end{aligned}$$

Berat *Tray* + liquid (Dibawah  $X = 4$ ) dihitung sebagai berikut :

$$n = \left( \frac{X - 4}{2} + 1 \right) = \frac{X}{2} - 1 \quad (\text{F.89})$$

$$\begin{aligned} f_{\text{dead wt (liquid + trays)}} &= \frac{\Sigma(\text{liquid} + \text{trays}) \text{wt}}{12 \cdot \pi \cdot D_m \cdot (t_s - c)} = \frac{\left( \frac{X}{2} - 1 \right) \times 25 \times \left( \frac{\pi \cdot D_m}{4} \right)}{12 \cdot \pi \cdot D_m \cdot (t_s - c)} & (\text{F.90}) \\ &= 1,0417 \left( \frac{X}{2} - 1 \right) \\ &= 0,5208 X - 1,0417 \end{aligned}$$

Wt *tray* = 25 lb per ft

(pp.157, Brownell and Young, 1959)

$$f_{dx} = f_{\text{dead st shell}} + f_{\text{dead wt iso.}} + f_{\text{dead wt trays}} + f_{\text{dead wt attach.}}$$

$$f_{dx} = 5,1661 X + 6,754$$

## (2) Perhitungan *stress* karena beban angin

$$P_{\text{angin}} = 25 \text{ lb/ft}^2$$

(Tabel 9.1 Brownell, 1959)

$$f_{wx} = \frac{15,89 d_{eff} \cdot X^2}{d_o^2(t_s - c)} \quad (\text{Pers. 9.20, Brownell, 1959}) \quad (\text{F.91})$$

$d_{eff}$  = diameter efektif *shell* untuk beban angin, in

= kolom yang diisolasi + tangga

= 69,5 in

$$f_{wx} = 0,4884 X^2$$

### (3) Perhitungan *stress* gabungan pada kondisi operasi

#### (a) Kombinasi *stress* dalam pengaruh angin

- *Up wind side, f tensile*

$$\begin{aligned} f_{t(\max)} &= f_{wx} + f_{ap} - f_{dx} && (\text{Pers. 9.78, Brownell, 1959})(\text{F.92}) \\ &= 0,4884 X^2 - 5,1661 X + 5.230,9 \end{aligned}$$

$$f = 17000 \text{ psi}$$

$$E = 0,8 \quad (\text{double welded butt joint : Brownell \& Young, 1959})$$

$$\begin{aligned} f_{\text{allowable}} &= f \times E \\ &= 10120 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f_{\text{allowable}} &= f_{t(\max)} \\ 10120 &= 0,4884 X^2 - 5,1661 X + 5.230,9 \\ &= 0,4884 X^2 - 5,1661 X - 4.889,1 \end{aligned}$$

$$X^2 = a = 0,4884$$

$$X = b = -5,1661$$

$$c = -4.889,1$$

$$x_1 = 105,484 \text{ ft}$$

$$x_2 = -94,91 \text{ ft}$$

- **Down wind side, f compresi, (fc)**

$$f_{c(\max)} = f_{wx} - f_{ap} + f_{dx} \quad (\text{Pers. 9.80, Brownell, 1959})(F.93)$$

$$= 0,4884 X^2 + 5,1661 X - 5.230,9$$

dari stabilitas elastis, dengan pers:

$$f_c = 1,5 \times 10^6 (t/r) \leq 1/3 y.p \quad (\text{Pers. 2.25, Brownell, 1959})(F.94)$$

keterangan :

$$t = \text{ketebalan shell} = 0,25 \text{ in}$$

$$r_1 = \text{jari-jari dalam shell} = 27,146 \text{ in}$$

$$\text{yield point} = 50.000 \text{ psi} \quad (\text{Tab.3.2, Brownell and Young, 1959})$$

$$1/3.y.p = 16.666,6667 \text{ psi}$$

$$f_c = 13.814,36 \text{ psi} \leq 16.666,6667 \text{ psi}$$

karena  $f_c$  lebih kecil dari  $1/3 y.p$ , maka digunakan  $f_c = 13.814,36 \text{ psi}$

$$f_c = f_{c(\max)}$$

$$13.814,36 = 0,4884 X^2 + 5,1661 X - 5.230,9$$

$$0 = 0,4884 X^2 + 5,1661 X - 19.045,26$$

$$X^2 = a = 0,4884$$

$$X = b = 5,1661$$

$$c = -19.045,26$$

$$x_1 = 192,26 \text{ ft}$$

$$x_2 = -202,84 \text{ ft}$$

#### (4) **Stress pada kondisi ereksi**

Kondisi ereksi yaitu kondisi tower kosong, tanpa tray, tanpa insulasi, tanpa tekanan, pipa uap, dan hanya dipengaruhi oleh beban angin.

**(a) Perhitungan *stress* karena beban mati ( $f_{dw}$ )**• ***Upwind side,***

$$f_{\text{dead wt shell}} = 3,4000 X \quad (\text{Pers. 9.3a. Brownell, 1959})(F.95)$$

beban mati lain:

$$Wt \text{ top head} = 823,1 \text{ lb}$$

$$Wt \text{ tangga} = 25,0000 \text{ lb per ft}$$

$$Wt \text{ over head vapor line} = \frac{28,5600 \text{ lb per ft}}{\quad} \quad (+)$$

$$\text{Total} = 53,5600 X + 823,1$$

$$f_{\text{dead wt attachment}} = \frac{\Sigma \text{Weight of Attachment}}{12 \cdot \pi \cdot D_m \cdot (t_s - c)} \quad (\text{Pers.9.6, Brownell, 1959})(F.96)$$

$$f_{\text{dead wt attachment}} = 7,7956 + 0,5073 X$$

$$f_{dw} = f_{\text{dead shell}} + f_{\text{dead attach.}}$$

$$= 3,907 X + 7,796$$

**(b) Perhitungan *stress* karena angin**

$$d_{\text{eff}} = 69,5 \text{ in}$$

$$f_{wx} = \frac{15,89 d_{\text{eff}} \cdot X^2}{d_o^2 (t_s - c)} = 0,4884 X^2$$

**(c) Perhitungan *stress* gabungan pada kondisi ereksi parsial**• ***Upwind side***

$$f_{t(\text{max})} = f_{wx} - f_{dw} \quad (\text{Pers. 9.78. Brownell, 1959})(F.97)$$

$$= 0,4884 X^2 - 0,5073 X - 7,7956$$

$$f = 11650$$

$$E = 0,8000$$

$$f_{\text{allowable}} = f \times E$$

$$= 10.120 \text{ psi}$$

$f_{\text{allowable}} = f_{t(\text{max})}$  sehingga:

$$10120 = 0,4884 X^2 - 0,5073 X - 7,796$$

$$0 = 0,4884 X^2 - 0,5073 X - 10.127,796$$

$$X^2 = a = 0,4884$$

$$X = b = -0,5073$$

$$c = -10.127,796$$

$$X_1 = 144,53 \text{ ft}$$

$$X_2 = -143,488 \text{ ft}$$

**(d) Pemeriksaan terhadap *stress* karena gempa**

Untuk ketinggian total menara (*vessel + skirt*) 63,11 ft, berat menara plus *attachment, liquids*, dan lainnya dapat dihitung dengan mengalikan *compressive stress* total terhadap berat dengan luas permukaan penampang menara

$$f_{\text{dw shell}} = 449,82 \text{ psi}$$

$$f_{\text{dw ins}} = 683,48 \text{ psi}$$

$$f_{\text{dw attach}} = 13.568,2 \text{ psi}$$

$$f_{\text{dw tray + liquid}} = \underline{69,43 \text{ psi}} +$$

$$f_{\text{dw total}} = 14.770,9 \text{ psi}$$

**Berat menara pada kondisi operasi**

$$\Sigma W = f_{\text{dw}(\text{total})} \pi d t_s \quad (\text{Brownell, 1959, hal,177})(F.98)$$

$$= 14.770,9 \text{ psi} \times 3,14 \times 5,5 \text{ ft} \times 0,625 \text{ ft}$$

$$= 1328,6119 \text{ lb}$$

$$W_{\text{avg}} = 210,52 \text{ lb per ft}$$

- **Berat menara pada kondisi ereksi**

**Perhitungan fdw pada saat ereksi**

$$f_{dw} \text{ shell} = 449,82 \text{ psi}$$

$$f_{dw} \text{ attach} = \underline{67,621 \text{ psi}} +$$

$$f_{dw} \text{ total} = 517,441 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} \Sigma W &= f_{dw(\text{total})} \pi d t_s \\ &= 517,441 \text{ psi} \times 3.14 \times 5,5 \text{ ft} \times 0,625 \text{ ft} \\ &= 465,427 \text{ lb} \end{aligned}$$

## 5. Vibration

Vibrasi ditemui pada menara tinggi. Periode dari vibrasi pada menara tinggi harus dibatasi, karena vibrasi yang berlangsung dalam perioda yang cukup lama akan menimbulkan suatu kerusakan pada menara.

periode vibrasi:

$$T = 2,65 \times 10^{-5} \left( \frac{H}{D} \right)^2 \left( \frac{wD}{t} \right)^{1/2} \quad (\text{Pers. 9.68. Brownell, 1959})(F.99)$$

$$= 0,0863 \text{ s}$$

Keterangan :

T = periode vibrasi, s

H = tinggi menara total = 53,11 ft

D = diameter menara = 5,646 ft

w = berat menara = 210,52 lb/ft

ts = tebal *shell* menara (tebal *shell* + tebal isolator) = 1, 750 in

dari tabel 9.3 Brownell and Young untuk zone 1 & T < 0,0312 s

diperoleh, C = 0,05



- **Momen karena gempa**

$$M_{sx} = \frac{4CWX^2(3H-X)}{H^2} \quad (\text{Pers. 9.71. Brownell, 1959})(F.100)$$

keterangan :

$M_{sx}$  = momen *bending*, lb

$C$  = koefisien seismik = 0,05 (Tabel 9.3. Brownell, 1959)

$H$  = tinggi menara total = 53,11 ft

$W$  = berat menara = 13.286,12 lb

$X$  = tinggi total menara – tinggi skirt = 52,11 ft

$$M_{sx} = \frac{4CWX^2(3H-X)}{H^2}$$

$$M_{sx} = 256.345,233 \text{ lb}$$

- **Stress karena gempa,  $f_{sx}$**

$$f_{sx} = \frac{M_{sx}}{\pi r^2 (t_s - c)} \quad (\text{Pers. 9.72. Brownell, 1959})(F.101)$$

$$= 886,31 \text{ psi}$$

- **stress karena angin:**

$$\begin{aligned} f_{wx} &= 2,7426 X^2 \\ &= 0,5595 \times (53,11)^2 \text{ ft} \\ &= 1377,55 \text{ psi} \end{aligned}$$

$f_{wx} > f_{sx}$ , maka  $f_{wx}$  yang mengontrol dan perhitungan pengecekan tinggi menara benar.

## b.) **Desain Stiffening Ring**

Untuk *cylindrical shell*

$$P_a = \frac{4B}{3(D_o/t)} \quad (\text{hal 32, Megyesy, 1983}) \quad (F.102)$$

Keterangan :

$P_a$  = Maksimum *working pressure* yang diizinkan, psig

$D_o$  = diameter luar (termasuk isolasi) = 67,75 in

$L$  = panjang dari *vessel section*, in

= (panjang *vessel* tanpa *head* + 2 (tinggi *dish*-(tinggi *dish*/3))

= 640,659 in

$t$  = ketebalan dinding *vessel* (tebal *shell* + tebal isolator) = 1,750 in

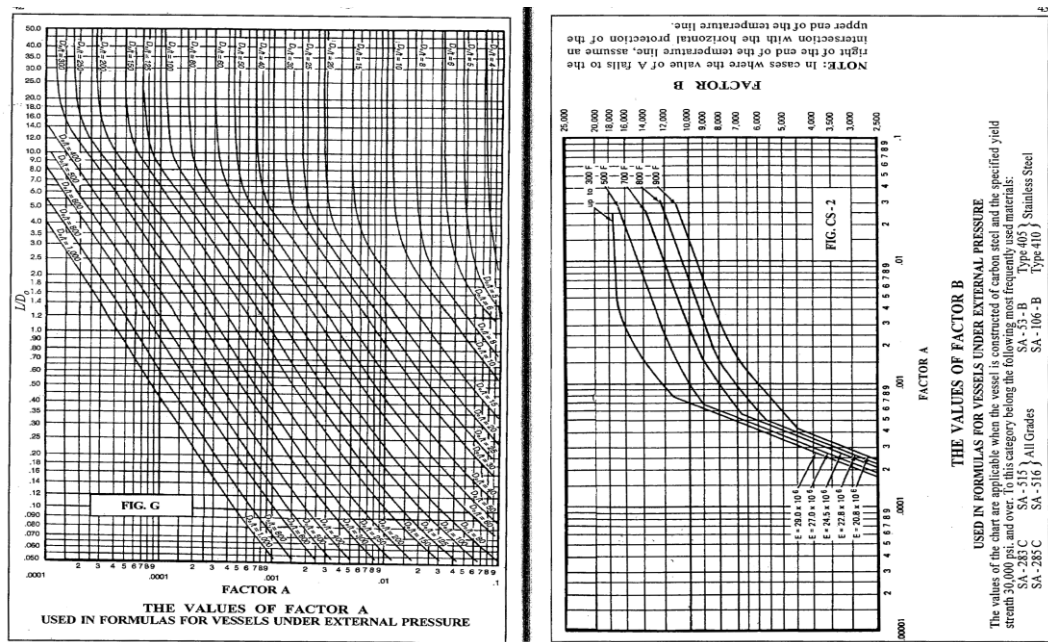
Menentukan nilai B, diketahui nilai dari :

$P$  (tekanan desain luar) = 158,717 psi

$L / D_o = 9,4562$

$D_o / t = 38,714$

Dari grafik hal 40 (Megyesy),  $A = 0,00195$



$t_{\text{operasi}}$  berkisar antara 17,384 °F (temperatur *top*) dan 248,288 °F (temperatur *bottom*)

$t_{\text{operasi}} = 132,84$  °F, grafik hal 43 (Megyesy),  $B = 12.500$

Jadi,  $P_a = 447,724$  psig

Karena nilai dari *maximum allowable design pressure* lebih besar dari *design pressure* maka tidak diperlukan pemasangan *stiffeners*, namun untuk mengantisipasi keadaan *vacuum* pada saat pengosongan kolom (biasanya saat *shut down*), maka pada bagian atas menara dipasang *valve* yang dihubungkan dengan alat kontrol tekanan.

### 3.) Peralatan Penunjang Kolom Distilasi

#### a.) Desain *Skirt Support*

*Skirt* adalah penyangga yang digunakan dan paling aman untuk menyangga vertikal *vessel*. *Skirt* disatukan dengan *vessel* menggunakan pengelasan kontinyu (*continous welding*), ukuran pengelasan ditentukan berdasarkan ketebalan *skirt*. Ketebalan dari *skirt* harus mampu untuk menahan berat mati dan *bending moment* dari *vessel*. Ketebalan *skirt* harus lebih dari 6 mm.

#### Momen pada base

$$M = P_w \cdot D_{is} \cdot H \cdot h_l \quad (\text{Megesy, 1983})(F.103)$$

Keterangan :

$P_w$  = *wind pressure* = 25 lb/ft<sup>2</sup> (Tabel 9.1 Brownell and Young, 1959)

$D_{is}$  = diameter *vessel* dengan isolatornya = 5,646 ft

$H$  = tinggi menara total = 53,11 ft

$h_l$  = *lever arm* =  $H/2$  = 26,555 ft

$$\begin{aligned} \text{Momen pada base (M) adalah} &= 25 \text{ lb/ft}^2 \times 5,646 \times 53,11 \times 26,555 \text{ ft} \\ &= 199.063,056 \text{ ft.lb} \end{aligned}$$

**Momen pada ketinggian tertentu (batas antara penyambungan skirt)**

$$M_T = M - h_T(V - 0.5.P_w.D_{is}.h_T) \quad (\text{Megesy, 1983})(F.104)$$

$$V = \text{total shear} = 7.496,255 \text{ lb}$$

$$h_T = \text{ketinggian skirt} = 10 \text{ ft}$$

Momen pada batas penyambungan skirt

$$\begin{aligned} M_T &= 199.063,056 \times 10 \times (7.496,255 - (0,5 \times 25 \times 5,646 \times 10)) \\ &= 131.157,796 \text{ ft.lb} \end{aligned}$$

**Menentukan tebal skirt**

$$t = \frac{12 \times M_T}{R^2 \times \pi \times S \times E} + \frac{W}{D \times \pi \times S \times E} \quad (\text{Megesy, 1983})(F.105)$$

Do = Diameter luar skirt, skirt dibuat bentuk *cylindrical skirt* = 67,75 in

E = Effisiensi penyambungan kolom & skirt = 0,6 (*butt joint welding*)

M<sub>T</sub> = Momen pada penyambungan skirt & vessel = 131.157,796 ft.lb

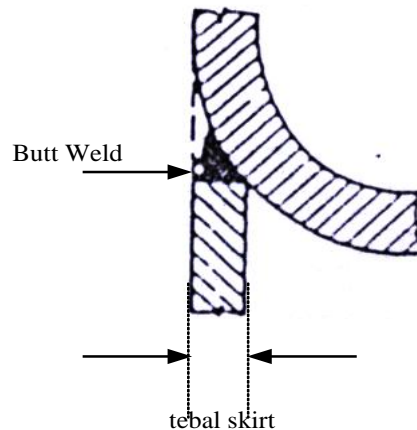
R = Radius luar dari skirt = 33,875 in

Specification Number	Diameter in.	Max. allow. Stress psi.
SA 307	All diameters	15,000
SA 193 B 7	2½ and under	19,000
SA 193 B16	2½ and under	17,000
SA 193 B 7	Over 2½ to 4 incl.	18,000
SA 193 B16	Over 2½ to 4 incl.	15,000

S = Nilai *stress* dari *head* atau material *skirt* menggunakan *bahan stainless steel*  
 = 15.000 psi

W = Berat kolom (pada kondisi beroperasi) = 13.286,12 lb

t = ketebalan *skirt* = 0,055 in (digunakan t = 0,1875 in)



**Gambar F.15. Sketsa *skirt* menara distilasi.**

#### **b.) Desain *Anchor Bolt***

Vertikal *vessel* harus merekat erat pada *concrete foundation*, *skirt* atau yang lain dengan *anchor bolt* dan *base (bearing) ring*. Jumlah *anchor bolt* harus 4 atau kelipatannya untuk setiap vertikal *vessel*, pada *vessel* yang tinggi sebaiknya menggunakan 8 buah *anchor bolt*. Agar merekat kuat pada *concrete foundation*, *anchor bolt* sebaiknya tidak dipasang terlampau dekat, yakni tidak kurang dari 18 in. Pada *vessel* diameter kecil agar jarak minimal dari *anchor bolt* terpenuhi, sebaiknya menggunakan *conical skirt* atau *wider base ring with gussets*, atau *anchor bolt chair*.

#### **Menentukan *Maximum Tension***

$$T = \frac{12M}{A_B} - \frac{W}{C_B}$$

(Megesy, 1983)(F.106)

Diameter of Bolt circle in.	Minimum	Maximum
24 to 36	4	4
42 to 54	8	8
60 to 78	12	12
84 to 102	16	16
108 to 126	20	20
132 to 144	24	24

keterangan :

M = Momen pada *base ring* berdasar tekanan angin = 199.063,056 ft.lb

W = Berat *vessel* (pada ereksi) = 465,427 lb

Diameter luar *skirt* = 67,75 in.

Diameter tempat *bolt-bolt* dipasang diassumsikan sebesar 42 in (Megyesy, 1983)

As = Area di dalam lingkaran *bolt*

$$= 1.384,7400 \text{ in}^2$$

C<sub>B</sub> = *Circumference* pada lingkaran *bolt*

$$= 131,8800 \text{ in}$$

*Tension* maksimum pada *bolt* = 1742 lb/lin-in

### Menentukan area bolt

$$B_4 = \frac{T \cdot C_B}{S_B \cdot N} \quad (\text{Megesy, 1983}) \quad (\text{F.107})$$

keterangan :

T = *Maximum tension* dari *bolt* = 1742 lb/lin-in

S<sub>B</sub> = *Maximum allowable stress value* dari material

*bolt* menggunakan bahan SA 307 = 15.000 psi (Megesy, 1983)

C<sub>B</sub> = *Circumference* pada lingkaran *bolt* = 131,8800 in

N = jumlah dari *anchor bolts* = 8 buah (dari tabel B, Megesy, 1983)

TABLE A			
Bolt Size	Bolt * Root Area sq. in.	Dimension in.	
		$l_2$	$l_3$
$\frac{1}{2}$	0.126	$\frac{7}{8}$	$\frac{5}{8}$
$\frac{3}{8}$	0.202	1	$\frac{3}{4}$
$\frac{3}{4}$	0.302	1-1/8	13/16
$\frac{7}{8}$	0.419	1-1/4	15/16
1	0.551	1-3/8	1-1/16
$1\frac{1}{8}$	0.693	1-1/2	1-1/8
$1\frac{1}{4}$	0.890	1-3/4	1-1/4
$1\frac{3}{8}$	1.054	1-7/8	1-3/8
$1\frac{1}{2}$	1.294	2	1-1/2
$1\frac{5}{8}$	1.515	2-1/8	1-5/8
$1\frac{3}{4}$	1.744	2-1/4	1-3/4
$1\frac{7}{8}$	2.049	2-3/8	1-7/8
2	2.300	2-1/2	2
$2\frac{1}{4}$	3.020	2-3/4	2-1/4
$2\frac{1}{2}$	3.715	3-1/16	2-3/8
$2\frac{3}{4}$	4.618	3-3/8	2-5/8
3	5.621	3-5/8	2-7/8

diperlukan *bolt area* = 1,9143 in<sup>2</sup>.

Dipakai *bolt area* seluas = 2,0490 in<sup>2</sup>

dari tabel A (Megesy, 1983) untuk area *bolt* seluas = 2,0490 in<sup>2</sup>

maka : ukuran *bolt* = 1,875 in

*bolt root area* = 1,9145 in<sup>2</sup>

*faktor korosi* =  $\frac{0,1250 \text{ in}^2}{2,0395 \text{ in}^2} +$

*Bolt area* yang digunakan seluas (B<sub>4</sub>)= 2,0490 in<sup>2</sup>

sehingga digunakan 8 buah *bolt* berukuran 1,875 in

$l_3 = 2,3750 \text{ in}$

$l_2 = 1,8750 \text{ in}$

### Desain anchor bolt chair

Pada menara distilasi, *anchor bolt* didesain dengan menggunakan *chair* agar lebih kuat dan mampu untuk menahan menara bermuatan berat, digunakan *bolt*

dengan ukuran 1,875 in maka dari tabel standar *chair anchor bolt*, tabel berdasarkan Scheiman A.D. *Shorts Cuts to anchor Bolting and Base Ring Sizing*, Petroleum Refiner, June 1963. (Megesy hal 76, 1983)

DIMENSIONS inches							
Anchor bolt diam.	A	B	C	D	E	F	G
1	1 <sup>3</sup> / <sub>4</sub>	3	2 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	1/2	3/4	1 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	1 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>
1 <sup>1</sup> / <sub>8</sub>	1 <sup>7</sup> / <sub>8</sub>	3	2 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	1/2	3/4	1 <sup>3</sup> / <sub>8</sub>	1 <sup>5</sup> / <sub>8</sub>
1 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	2	3	2 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	1/2	1	1 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	1 <sup>3</sup> / <sub>4</sub>
1 <sup>3</sup> / <sub>8</sub>	2 <sup>1</sup> / <sub>8</sub>	4	3	5/8	1	1 <sup>5</sup> / <sub>8</sub>	1 <sup>7</sup> / <sub>8</sub>
1 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	2 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	4	3	5/8	1 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	1 <sup>3</sup> / <sub>4</sub>	2
1 <sup>5</sup> / <sub>8</sub>	2 <sup>3</sup> / <sub>8</sub>	4	3	5/8	1 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	1 <sup>7</sup> / <sub>8</sub>	2 <sup>1</sup> / <sub>8</sub>
1 <sup>3</sup> / <sub>4</sub>	2 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	5	3 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	3/4	1 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	2	2 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>
1 <sup>7</sup> / <sub>8</sub>	2 <sup>5</sup> / <sub>8</sub>	5	3 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	3/4	1 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	2 <sup>1</sup> / <sub>8</sub>	2 <sup>3</sup> / <sub>8</sub>
2	2 <sup>3</sup> / <sub>4</sub>	5	3 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	3/4	1 <sup>3</sup> / <sub>4</sub>	2 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	2 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>
2 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	3	6	4	1	1 <sup>3</sup> / <sub>4</sub>	2 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	2 <sup>3</sup> / <sub>4</sub>
2 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	3 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	6	4	1	2	2 <sup>3</sup> / <sub>4</sub>	3
2 <sup>3</sup> / <sub>4</sub>	3 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	7	5	1 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	2 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	3	3 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>
3	3 <sup>3</sup> / <sub>4</sub>	7	5	1 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	2 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	3 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	3 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>

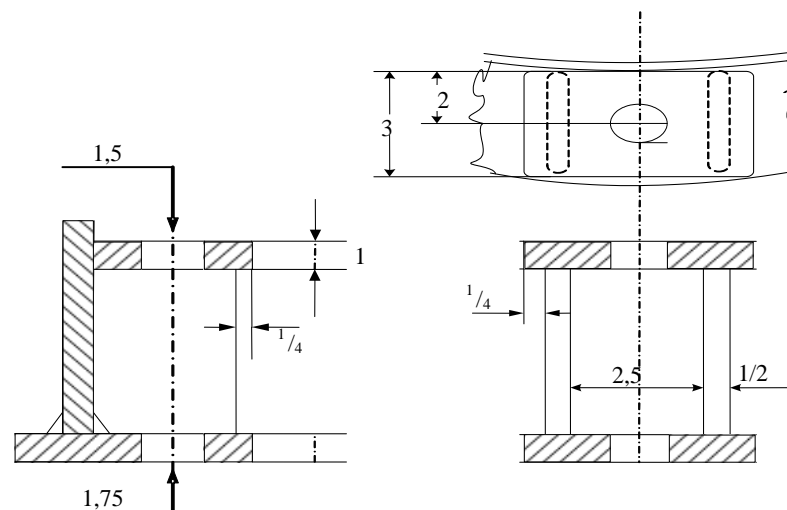
The above table is taken from Scheiman A.D. Short Cuts to Anchor Bolting and Base Ring Sizing. Petroleum Refiner, June 1963.

$$A = 2,625 \text{ in} \quad E = 1,5 \text{ in}$$

$$B = 5 \text{ in} \quad F = 2,125 \text{ in}$$

$$C = 3,5 \text{ in} \quad G = 2,375 \text{ in}$$

$$D = 0,75 \text{ in}$$



Gambar F.13. Sketsa *anchor bolt chair*.



**Stress pada anchor bolt**

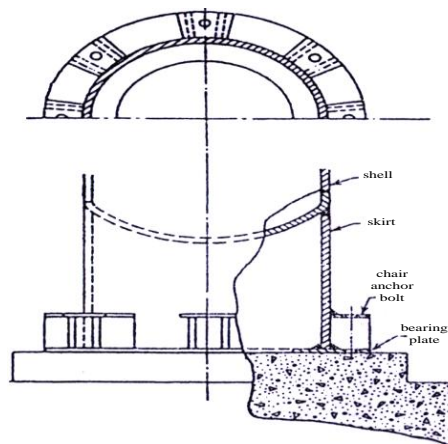
$$S_B = \frac{T \cdot C_B}{B_4 \cdot N} \quad (\text{Megesy, 1983})(F.108)$$

$$= 14.015,0659$$

Jadi *stress* pada *anchor bolt*

$$= 14.015,0659 \text{ psi} < 15.000 \text{ (memenuhi)}$$

Berikut ini adalah gambar penyangga menara distilasi.



**Gambar F.14. Sketsa penyangga menara distilasi.**

**c.) Desain *Base Ring / Bearing Plate***

Beban yang ditopang pada *skirt*, dilanjutkan ke pondasi menara melalui *base ring*. *Base ring* harus cukup lebar agar bisa mendistribusikan beban ke pondasi secara merata, sehingga cukup kuat untuk menahan beban menara.

**Menentukan maximum kompresi dari base ring**

$$P_c = \frac{12M}{A_s} + \frac{W}{C_s} \quad (\text{Megesy, 1983})(F.113)$$

keterangan :

$$M = \text{Momen pada } \textit{base ring} \text{ berdasar gempa} = 199.063,06 \text{ ft.lb}$$

$$W = \text{Berat vessel (kondisi operasi)} = 13.286,12 \text{ lb}$$

$$A_s = \text{Area di dalam skirt} = 1.384,7400 \text{ in}^2$$

$$C_B = \text{Circumference pada O.D skirt} = 131,8800 \text{ in}$$

$$P_c = \frac{12 \times 199.063,06}{1.384,7400} + \frac{13.286,12}{131,8800}$$

$$= 1.825,81 \text{ lb/lin-in}$$

### Menentukan lebar dari base ring

$$l = \frac{P_c}{f_b} \quad (\text{Megesy, 1983})(F.114)$$

keterangan :

$$f_b = \text{Safe bearing load pada concrete} = 750 \text{ psi}$$

Ultimate 28 day Strength psi	2000	2500	3000	3750
Allowable compr. Strength $f_c$ psi	800	1000	1200	1500
Safe bearing load $f_b$ psi	500	625	750	938
Factor n	15	12	10	8

$$P_c = \text{Kompresi maksimum pada base ring}$$

$$= 1.825,81 \text{ lb/lin-in}$$

$$l = \frac{1.825,81}{750}$$

$$l = 2,4344 \text{ in}$$

Dari tabel A (Megesy, 1983 hal 69) digunakan *bolt* dengan ukuran 1,8750 in.

$$l_2 = 1,8750 \text{ in}$$

$$l_3 = 2,3750 \text{ in}$$

$$l_i = l_2 + l_3 = 4,25 \text{ in}$$

### Menentukan ketebalan *base ring*

$$t_B = 0,32 \cdot l_i$$

(Megesy, 1983)(F.115)

$$t_B = 0,32 \times 4,25 \text{ in}$$

Maka ketebalan dari *base ring* = 1,36 in

### d.) Desain *flange* tutup (*head* dan *bottom*)

Data Perancangan :

Tekanan desain = 132,3 psi

Material *flange* = SA 240 Grade C

Tegangan material *flange* ( $f_a$ ) = 17000 psi

*Bolting steel* = SA 193 Grade B7

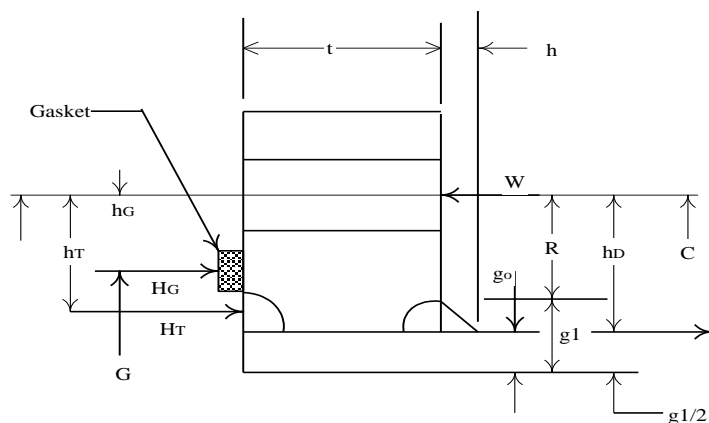
Tegangan material *bolt* ( $f_b$ ) = 20000 psi

Material gasket = *Asbestos composition*

Diameter luar *shell* = 66 in

Diameter dalam *shell* = 53,2 in

Ketebalan *shell* = 0,625 in



**Gambar F.15. Dimensi *flange*.**

**Perhitungan lebar gasket**

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - pm}{y - p(m+1)}} = 1,0052 \quad (\text{Pers. 12.2 Brownell, 1959})(F.116)$$

keterangan :

$d_o$  = diameter luar gasket, in

$d_i$  = diameter dalam gasket, in

$p$  = *internal pressure* = 132,3 lb/in<sup>2</sup>

assumsi :

digunakan *gasket* dengan tebal 1/16 in, dari fig 12.11 B & Y, diperoleh :

$y$  = *yield stress* (Fig. 12.11 B & Y) = 3700 lb/ in<sup>2</sup>

$M$  = faktor gasket (fig 12.11 B & Y) = 2,75

assumsi :

diameter dalam gasket = diameter luar *shell*,  $d_o$  yaitu = 1,0204 in, sehingga:

$d_o = 1,0204 \times 66 = 67,349$  in

jadi lebar gasket minimum = 0,675 in = 1,713 cm

digunakan gasket dengan lebar = 0,15 in

Diameter rerata gasket,  $G = d_o + \text{lebar gasket}$ .

$$G = 67,3489 \text{ in} + 0,1500 \text{ in}$$

$$= 67,4989 \text{ in}$$

Dari Fig 12.12 B & Y, kolom I, type Ia

$$b_o = \frac{N}{2} \quad (F.117)$$

$$= 0,0750 \text{ in, } b_o < 0,25 \text{ in}$$

$$\text{maka } b_o = b = 0,0750 \text{ in}$$

$$W_{m1} = Hy = b \times \pi \times G \times y \quad (\text{F.118})$$

$$= 0,0750 \times 3,14 \times 67,4989 \times 3700$$

$$= 58.815,174 \text{ lb}$$

Beban untuk menjaga *joint tight* saat operasi.

$$H_p = 2 b \pi G m p \quad (\text{F.119})$$

$$= 2 \times 0,0750 \text{ in} \times 3,14 \times 67,4989 \times 2,75 \times 132,3$$

$$= 11.566,72 \text{ lb}$$

beban dari tekanan internal – pers. 12.89 B & Y:

$$H = \frac{\pi G^2}{4} p \quad (\text{F.120})$$

$$= \frac{3,14 \times 67,4989^2}{4} 132,3$$

$$= 473.176,327 \text{ lb}$$

Beban operasi total – pers. 12.91 B & Y

$$W_{m2} = H + H_p \quad (\text{F.121})$$

$$= 473.176,327 \text{ lb} + 11.566,72 \text{ lb}$$

$$= 484.743,05 \text{ lb}$$

$W_{m2}$  lebih besar dari  $W_{m1}$  sehingga  $W_{m2}$  sebagai beban pengontrol.

Perhitungan luas baut minimum (*minimum bolting area*) – pers 12.92 B & Y

$$A_{m1} = \frac{W_{m2}}{f_b} \quad (\text{F.122})$$

keterangan :

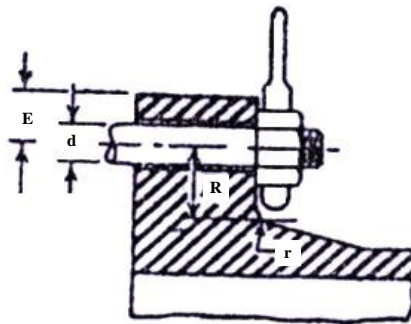
$f_b$  = tegangan material *bolt* = 20000 psi

$$\begin{aligned} A_{m1} &= \frac{484.743,05}{20000} \\ &= 24,237 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

### Perhitungan ukuran baut optimum

Dari tabel 10.4, Brownell & Young Digunakan baut berukuran 2 in sebanyak 8 baut. *Bolt circle diameter* yang digunakan 59,684 in.

$$C = 59,684 \text{ in.}$$



Gambar F.16. Detail ukuran baut.

### Perhitungan diameter flange luar

$$\begin{aligned} \text{Flange OD (A)} &= \text{bolt circle diameter} + 2 E & (\text{F.123}) \\ &= 59,684 \text{ in.} + (2 \times 1,8750) \\ &= 63,434 \text{ in} = 1,6112 \text{ m} \end{aligned}$$

Periksa lebar gasket :

$$\begin{aligned} A_{b \text{ actual}} &= 2,0490 \times 5 \\ &= 9,2205 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

Lebar gasket minimum :

$$\begin{aligned} N_{\text{min}} &= \frac{A_{b \text{ actual}} f_{\text{allow}}}{2 y \pi G} && \text{(F.124)} \\ &= \frac{9,2205 \times 17000}{2 \times 3700 \times 3,14 \times 54,4989} \\ &= 0,1221 \text{ in} < 0,4000 \text{ in (memenuhi)} \end{aligned}$$

### Perhitungan momen

Untuk *bolting up condition* ( *no internal pressure*) persamaan untuk mencari beban desain

$$\begin{aligned} W &= \frac{1}{2} (A_b + A_m) f_a && \text{(Pers. 12.91, Brownell, 1959)} && \text{(F.125)} \\ &= \frac{1}{2} (9,2205 \text{ in}^2 + 24,2372 \text{ in}^2) 17000 \text{ psi} \\ &= 284.390,04 \text{ lb} \end{aligned}$$

persamaan untuk mencari hubungan *lever arm*

$$\begin{aligned} h_G &= \frac{1}{2} (C - G) && \text{(Pers. 12.101, Brownell, 1959)} && \text{(F.126)} \\ &= \frac{1}{2} ( 59,6838 - 54,4989) \text{ in} \\ &= 2,215 \text{ in} \end{aligned}$$

*flange moment* adalah sebagai berikut : (tabel 12.4)

$$\begin{aligned} M_a &= W h_G && \text{(untuk kondisi beroperasi } W = W_{m2}) && \text{(F.127)} \\ &= 284.390,04 \text{ lb} \times 2,215 \text{ in} \\ &= 481.002,032 \text{ lb in} \end{aligned}$$

Untuk  $H_D$  digunakan persamaan 12.96 Brownell & Young.

$$H_D = 0,785 \times B^2 \times p \quad (\text{F.128})$$

B adalah diameter luar *shell* = 49,1433 in

$$H_D = 0,785 \times 54^2 \text{ in} \times 37,2530$$

$$H_D = 302.842,638 \text{ lb}$$

*The lever arm*, gunakan persamaan 12.100 Brownell & Young.

$$h_D = \frac{1}{2} (C - B) \quad (\text{F.129})$$

$$= \frac{1}{2} (59,6838 - 54)$$

$$= 2,8419 \text{ in}$$

*The moment*,  $M_D$  gunakan persamaan 12.96 Brownell & Young.

$$M_D = H_D \times h_D \quad (\text{F.130})$$

$$= 302.842,638 \text{ lb} \times 2,8419 \text{ in}$$

$$= 860.640,92 \text{ lb in}$$

$H_G$  dicari menggunakan persamaan 12.98 Brownell & Young.

$$H_G = W - H = W_{m1} - H \quad (\text{F.131})$$

$$= 9.468,353 \text{ lb}$$

$$h_G = \frac{1}{2} (C - G) \quad (\text{Pers. 12.101, Brownell, 1959}) \quad (\text{F.132})$$

$$= 2,215 \text{ in}$$

momen dicari dengan persamaan 12.98 Brownell & Young

$$M_G = H_G \times h_G \quad (\text{F.133})$$

$$= 20.972,86 \text{ lb in}$$

$H_T$  dihitung dengan menggunakan persamaan 12.97 Brownell & Young



$$\begin{aligned}
 H_T &= H - H_D & (F.134) \\
 &= 14.224,69 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Hubungan *lever arm* adalah dengan persamaan 12.102 Brownell & Young.

$$\begin{aligned}
 h_T &= \frac{1}{2} (h_D + h_G) & (F.135) \\
 &= 2,5285 \text{ in}
 \end{aligned}$$

*The moment* dicari dengan persamaan 12.97 Brownell & Young

$$\begin{aligned}
 M_T &= H_T \times h_T & (F.136) \\
 &= 35.966,58 \text{ lb in}
 \end{aligned}$$

Jumlah momen pada kondisi operasi,  $M_O$

$$\begin{aligned}
 M_O &= M_D + M_G + M_T & (\text{Pers. 12.99, Brownell, 1959}) & (F.137) \\
 &= 860.640,92 \text{ lb in} + 20.972,86 \text{ lb in} + 35.966,58 \text{ lb in} \\
 &= 917.580,37 \text{ lb in}
 \end{aligned}$$

Momen operasi adalah momen pengontrol, sehingga  $M_{\max} = 917.580,37 \text{ lb in}$

### **Perhitungan tebal flange**

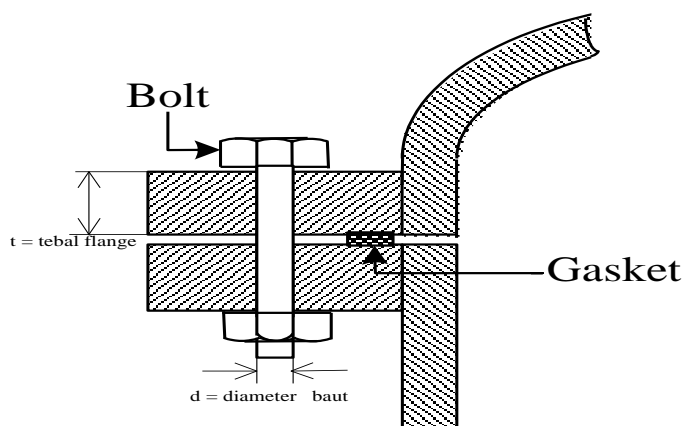
$$t = \sqrt{\frac{Y M_{\max}}{f_a B}} & (F.138)$$

Diketahui:

$$K = A/B = 1,1747$$

dari fig. 12.22 Brownell didapat nilai  $Y = 10$

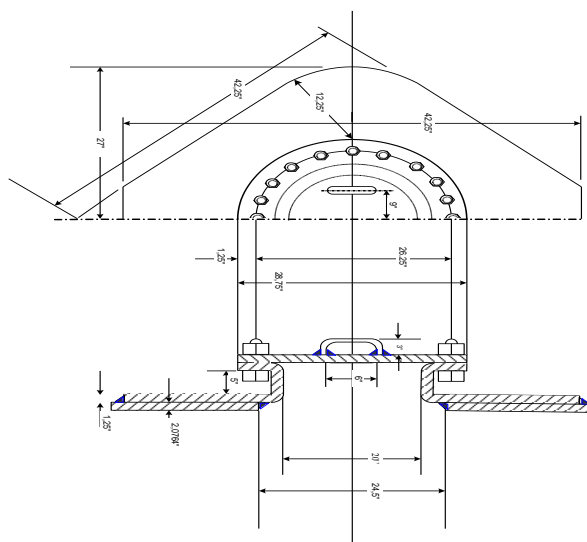
sehingga di dapat ketebalan *flange* adalah,  $t = 3,1616 \text{ in}$



**Gambar F.17. Detail untuk flange dan bolt pada head menara.**

#### 4.) Desain *manhole acces*

Setiap *pressure vessel* yang dalam operasinya melibatkan liquid ataupun *vessel* yang di dalamnya terdapat alat lain seperti *impeler*, *packing*, *plate* dan lainnya sebaiknya dilengkapi dengan *manhole* yang tujuannya untuk pemeriksaan dan perbaikan. Untuk *vessel* dengan diameter antara 48 in sampai 96 in, digunakan *manhole* dengan diameter dalam minimal 15 in. (Megyesy, 1983). *Manhole* dipasang dengan tujuan sebagai tempat untuk perbaikan *plate*.



**Gambar F.18. Detail desain manhole**

Diameter *vessel* = 54 in

Tinggi menara = 53,11 (tanpa penyangga)

Maka Konstruksi *manhole* berdasarkan rekomendasi API Standard 12 C (Brownell and Young, *appendix F* item 3 dan 4) :

Diameter *manhole* = 20 in

Ketebalan *cover plate* = 5/8 in

*Bolting-flange thickness after finishing* = 1/2 in

Dimensi *manhole* 20 in berdasarkan rekomendasi API Standard 12 C :

Ketebalan *manhole* = 5/8 in

Ukuran *Fillet Weld A* = 1/4 in

Ukuran *Fillet Weld B* = 5/8 in

*Approx radius (R)* = 5/8 in

*Length of side (L)* = 45 in

*Width of reinforcing plate (W)* = 53 <sup>1</sup>/<sub>4</sub> in

*Max diameter of hole in shell* = 25 <sup>1</sup>/<sub>4</sub> in

*Inside diameter of manhole* = 20 in

*Diameter bolt circle (DB)* = 26 <sup>1</sup>/<sub>4</sub> in

*Diameter of cover plate (DC)* = 28 <sup>3</sup>/<sub>4</sub> in

## **Sistem Kontrol pada Menara Distilasi**

### **Kontrol Temperatur**

Sangatlah penting halnya untuk melakukan pengontrolan dengan ketat pada distilasi kolom dengan tujuan untuk mengoptimasikan pemisahan, mencegah *flooding*, meminimalkan biaya *steam*, dan memaksimalkan keuntungan.

Temperatur kontrol pada kolom distilasi, menghasilkan ukuran temperatur yang kemudian dikirim ke *distributed control system* (DCS). DCS mempunyai *software* yang bisa memerintahkan *control valve* untuk melakukan perlakuan yang diperintahkan DCS.

Temperatur kontrol pada *Bottom* kolom distilasi :

- Bila temperatur *Bottom* meningkat, maka alat kontrol menghasilkan ukuran temperatur yang kemudian dikirim ke DCS, kemudian DCS akan memerintahkan *control valve* untuk mengurangi laju alir dari *steam*.
- Bila temperatur *Bottom* menurun, maka yang terjadi adalah sebaliknya, DCS akan memerintahkan *control valve* untuk menambah laju alir dari *steam*.

Temperatur kontrol pada top kolom distilasi

- Bila temperatur *top* kolom meningkat, maka alat kontrol akan menghasilkan ukuran temperatur yang kemudian dikirim ke DCS, kemudian DCS akan memproses data, lalu memerintahkan *control valve* untuk menambah laju alir *cooling water*.
- Bila temperatur *top* kolom menurun, maka yang terjadi adalah sebaliknya, DCS akan memerintahkan *control valve* untuk mengurangi laju alir *cooling water*.

### **Kontrol tekanan**

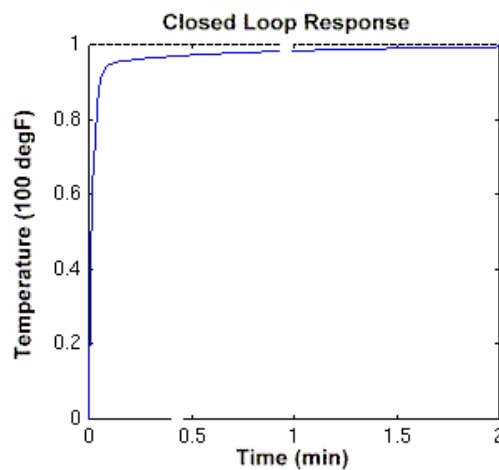
- Bila tekanan dalam kolom menurun, hingga pada keadaan *vacuum* (biasanya terjadi saat pengosongan kolom) maka kontrol tekanan akan mengirimkan ukuran tekanan ke DCS, selanjutnya DCS akan memerintahkan *control valve* untuk terbuka, sehingga tekanan di dalam kolom akan normal.

- Bila terjadi perubahan ekstrim pada kolom hingga berada diluar batas tekanan desain kolom, maka kontrol tekanan akan mengirimkan sinyalnya ke DCS, kemudian DCS akan memerintahkan *control valve* untuk terbuka.

### **Kontrol komposisi**

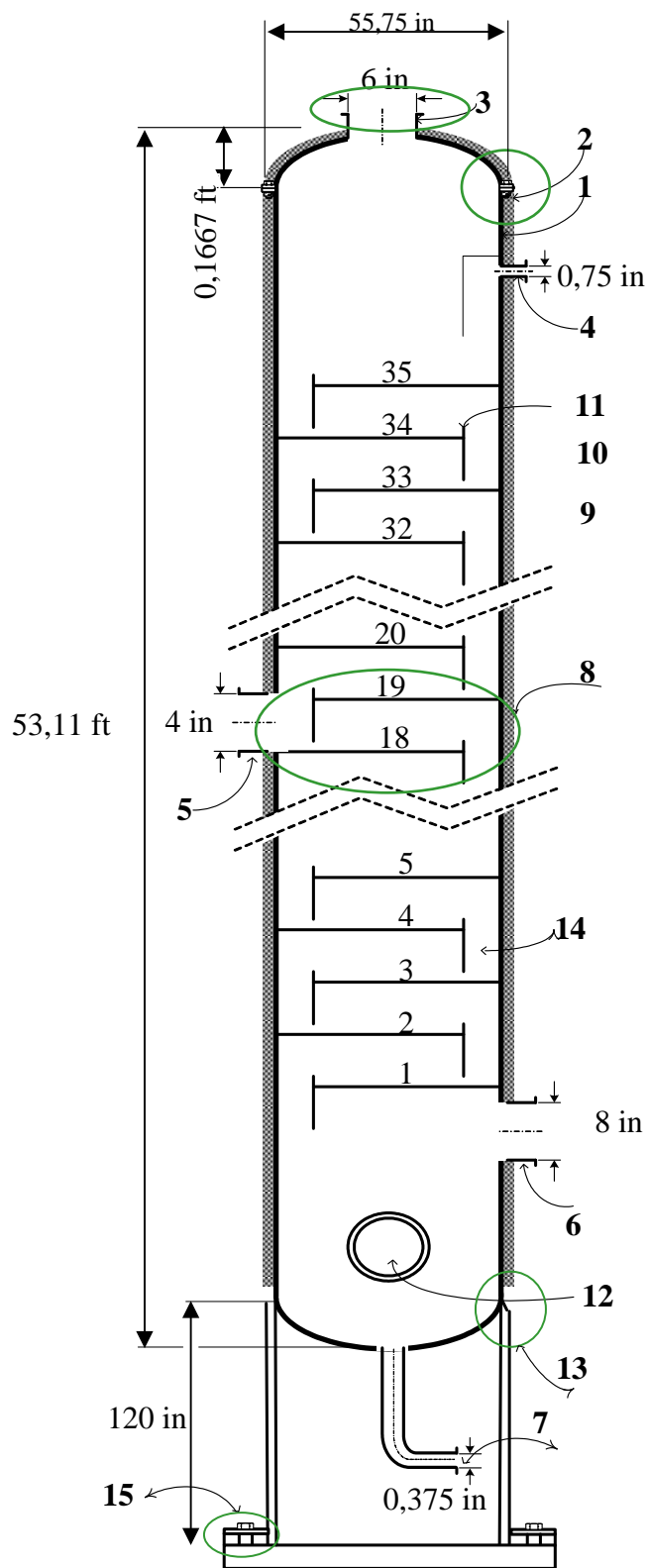
Pada menara distilasi, bottom yang dihasilkan berupa EDC 3,9 % , VCM 96 % dengan sedikit HCl. Sedangkan produk atas yang dihasilkan yaitu VCM 0,01 % dan HCl 99,9 %. Oleh karena itu perlu dilakukan pengontrolan komposisi pada hasil atas. Bila HCl pada distilat tidak mencapai mencapai 99,9 %, maka alat kontrol komposisi akan mengirimkan sinyal ke DCS, kemudian DCS akan memerintahkan *control valve* pada refluks untuk menambah laju dari refluks yang masuk ke kolom.

Untuk kontrol temperatur digunakan *PID Controller*, karena PID memberikan respon yang paling cepat terhadap penyimpangan keadaan (temperatur) yang terjadi di kolom.



**Grafik F.22. Respon *loop* tertutup temperatur terhadap waktu.**

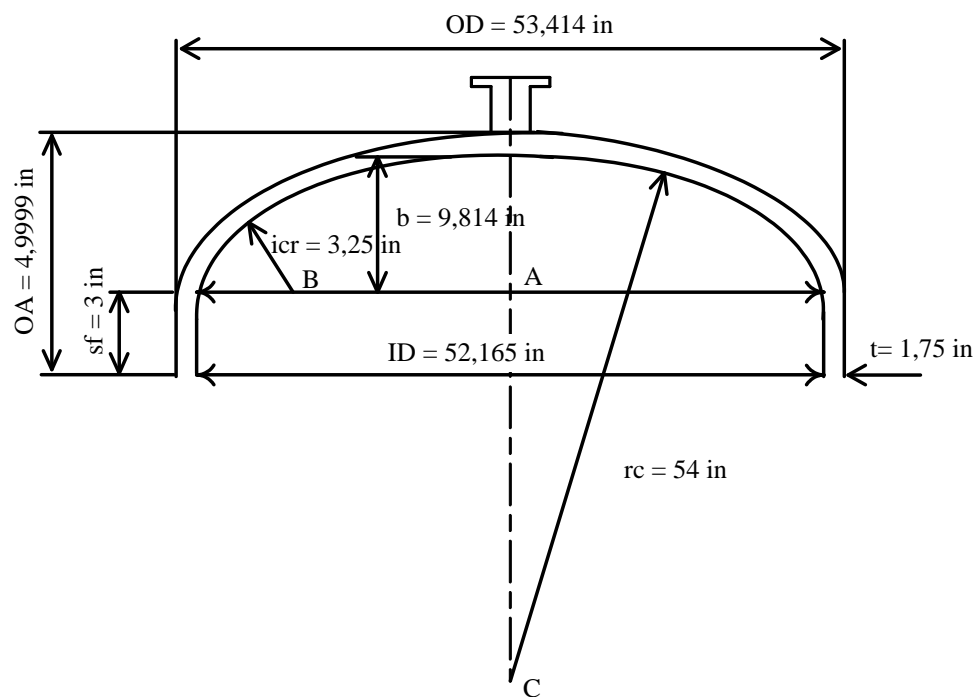
Dari grafik dapat dilihat bahwa *PID Control* memberikan cara yang baik untuk mengontrol temperatur pada kolom distilasi.



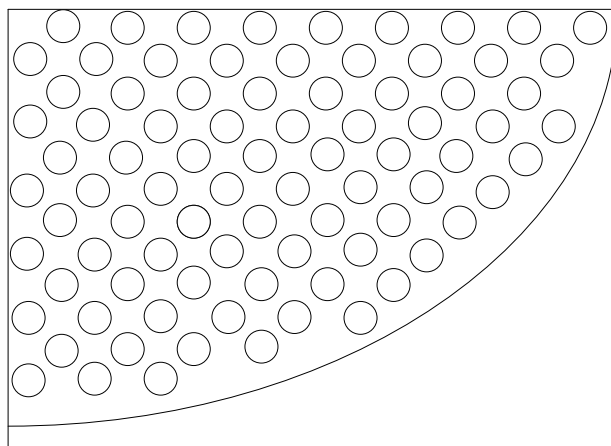
Gambar F.23. Penampang membujur menara distilasi.

Keterangan pada menara distilasi :

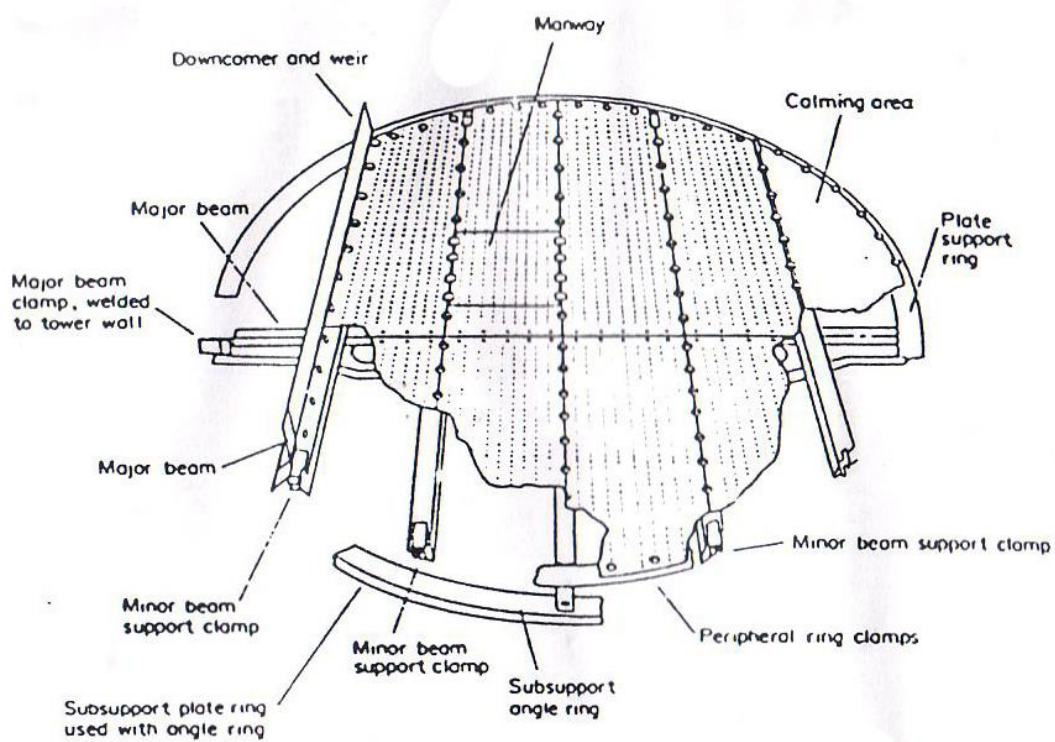
1. *Shell*
2. *Flange dan bolt*
3. Lubang keluar uap atas
4. Lubang masuk refluks
5. Lubang masuk umpan
6. Lubang masuk dari *reboiler*
7. Lubang keluar *bottom*
8. *Plate area*
9. *Sieve tray*
10. *Apron*
11. *Weir*
12. *Manhole*
13. *Skirt*
14. *Downcomer*
15. *Chair anchor bolt*



**Gambar F.24. Torispherical Head.**

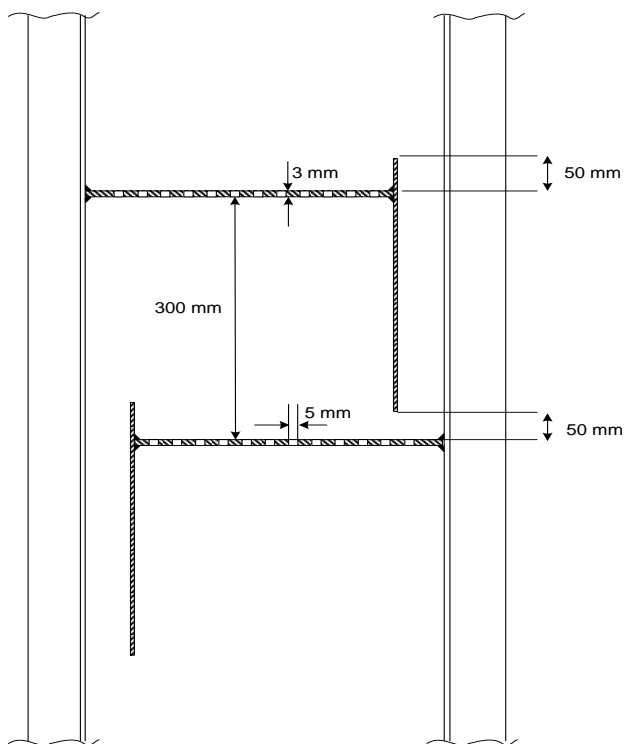


Gambar F.25. Orientasi susunan *hole* pada *sieve tray* ( triangular ).

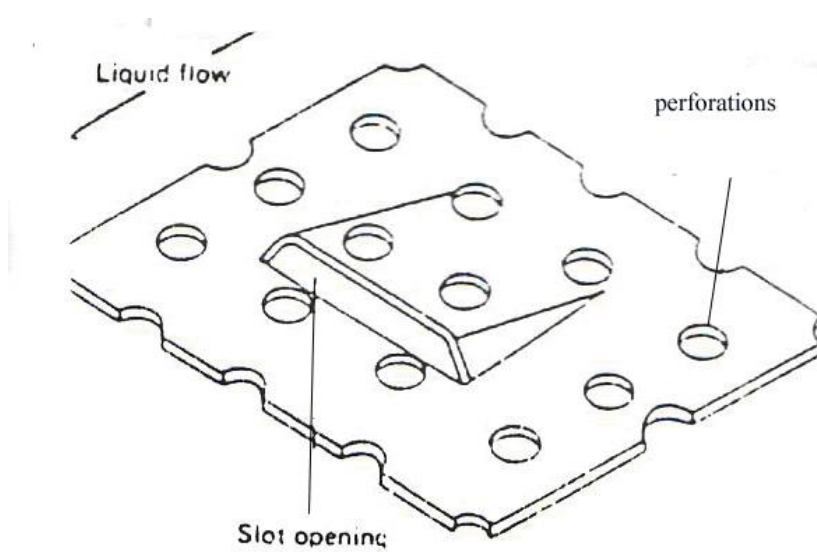


Gambar F. 26. Internal *Sieve tray* menara distiasi.

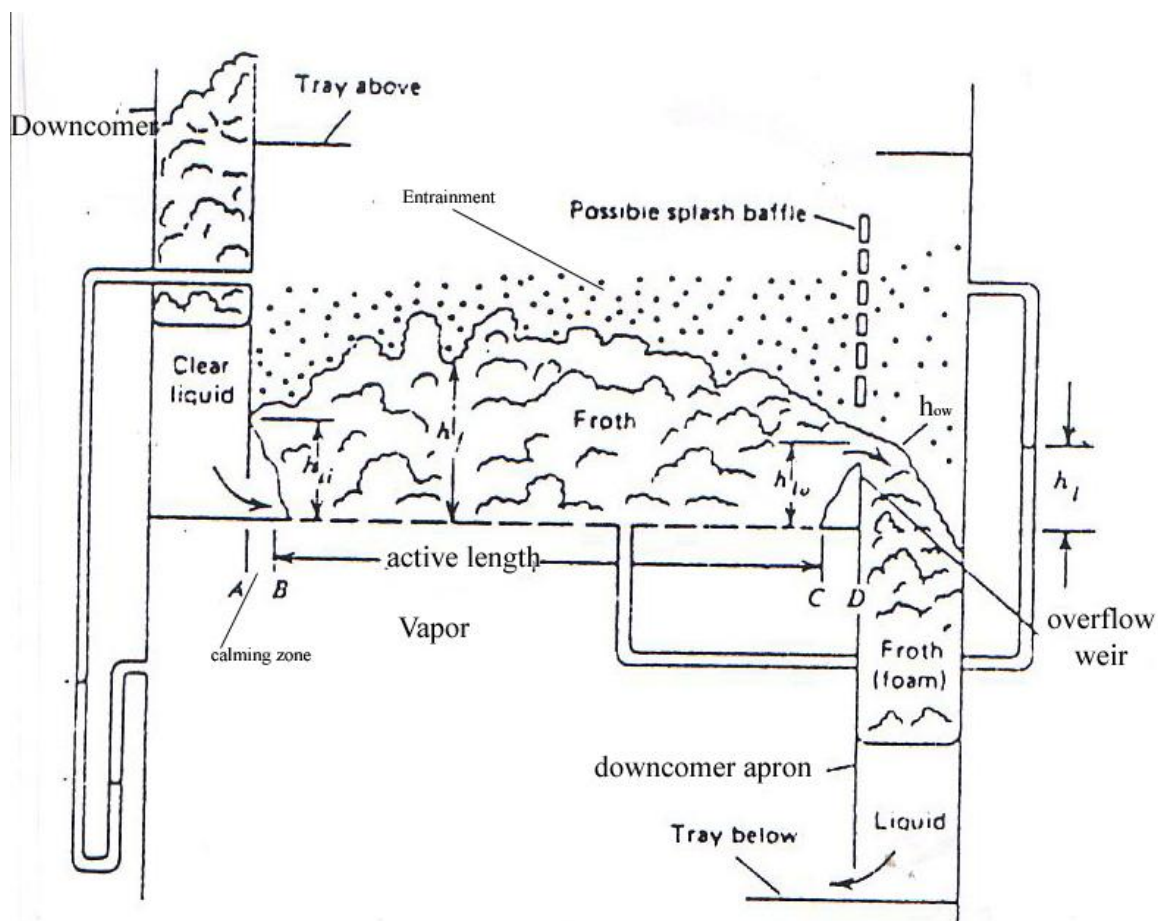




**Gambar F.27 Internal kolom distilasi.**



**Gambar F.28. Sieve plate.**



**Gambar F. 29. Sieve tray phenomena.**