

**LAMPIRAN A**  
**PERHITUNGAN NERACA MASSA**

Perhitungan neraca massa berdasarkan kapasitas produksi yang telah ditetapkan.

Kapasitas produksi *diphenylamine* : 60.000 ton/tahun

Operasi : 330 hari /tahun, 24 jam/hari

Proses : kontinyu

Basis : 1 jam

Satuan : kg

- Bahan baku utama adalah *Aniline* yang mempunyai kemurnian sebagai berikut:

1.  $C_6H_5NH_2$  = 99,9%-b

2.  $C_6H_5NO_2$  = 0,1%-b

(Kirk Orthmer, 4<sup>th</sup> ed.)

- Katalis yang digunakan adalah *Activated Alumina* (*US Patents* 3,118,944).

Spesifikasi katalis adalah sebagai berikut:

1. Bentuk : Silinder

2. Ukuran : 1/8 in x 1/8 in

3. *Bulk density* : 650 kg/m<sup>3</sup>

4. *Partical density* : 1200 kg/m<sup>3</sup>

- Produk utama yang dihasilkan adalah *Diphenylamine* yang mempunyai kemurnian sebagai berikut:

1.  $(C_6H_5)_2NH$  :  $\geq 99\%$  berat
2.  $C_6H_5NH_2$  : max 1% berat

Tabel A.1. Data berat molekul masing-masing komponen

Komponen	Rumus Kimia	Berat Molekul (kg/kmol)	Titik Didih( $^{\circ}K$ )
Amoniak	$NH_3$	17,031	239,65
<i>Aniline</i>	$C_6H_5NH_2$	93,129	457,60
<i>Nitrobenzene</i>	$C_6H_5NO_2$	123,113	483,95
<i>Diphenylamine</i>	$(C_6H_5)_2NH$	169,227	575,15

Sumber : *Yaws, Handbook of Chemical Compound Data for Process Safety*

Diketahui kapasitas produksi sebesar 60.000 ton/tahun, maka produksi per jam

$$\begin{aligned}
 \text{adalah} &= 60.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\
 &= 7.575,76 \text{ kg/jam} \\
 &= 44,77 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Untuk menentukan jumlah bahan baku perjam yang digunakan untuk memproduksi produk sebesar 7.575,76 kg/jam, maka digunakan perhitungan basis yaitu sebesar 100 kmol/jam umpan total anilin masuk ke reaktor.

Secara umum, persamaan neraca massa adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \{\text{Massa masuk}\} - \{\text{Massa keluar}\} + \{\text{Massa teregenerasi}\} - \{\text{Massa terbentuk}\} = \\
 \{\text{Akumulasi massa}\} \text{ (Himmelblau, 1996 : 144).}
 \end{aligned}$$

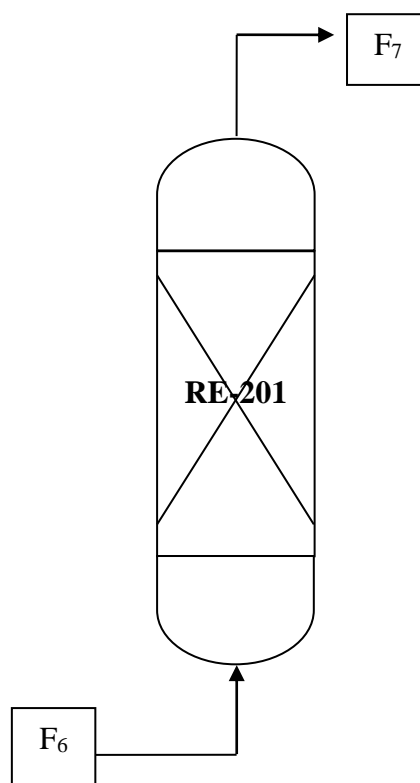
*Prarancangan Pabrik Diphenylamine dari Konversi Fase Uap Anilin  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun  
Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung*

## A.2 Perhitungan neraca massa

Perhitungan neraca massa adalah sebagai berikut.

### 1. Reaktor-201 (R-201)

Fungsi Alat	= Tempat terjadi reaksi pembentukan <i>Diphenylamine</i> ((C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH)
Kondisi Operasi	= 500°C dan 7,5 atm (US Patent 3,118,944;Addis et al.)
Basis massa masuk anilin	= 100 kmol/jam
Konversi anilin	= 35 % (Kirk Orthmer, 4 <sup>th</sup> ed.)
Katalis yang digunakan	= Activated Alumina/Aluminium Oxide (Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> ) (Kirk Orthmer, 4 <sup>th</sup> ed.)



Gambar A.1.Reaktor-201 (RE-201)

Mekanisme reaksi pembentukan *diphenylamine* ( $C_6H_5)_2NH$ :



Konversi terhadap anilin ( $C_6H_5NH_2$ ) = 35% = 0,35

Kecepatan reaksi:  $r_A = k \cdot C_A$ .....(A.1)

dengan :

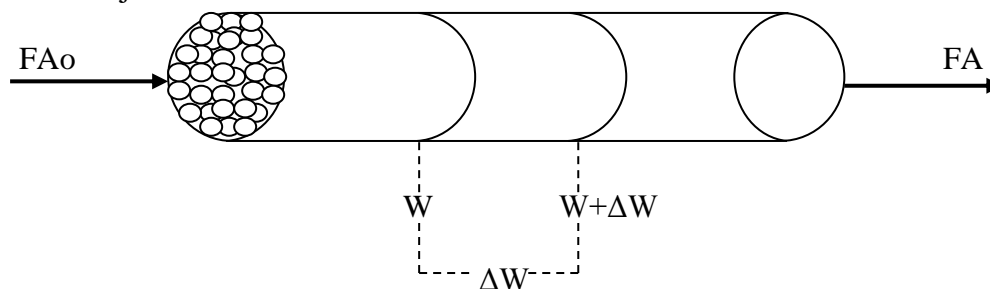
$r_A$  = kecepatan reaksi (kmol/kgkat.m<sup>3</sup>.j)

$C_A$  = konsentrasi aniline (kmol/m<sup>3</sup>)

$$k = 6.07866 \times 10^6 \exp\left(\frac{-12804.5}{T}\right) \frac{1}{kg.j} \dots\dots\dots(A.2)$$

(US Patent 3.118.944)

Tinjauan elemen volume dalam RE-201:



Gambar A.2. Elemen volume Packed Bed Reactor

#### a. Neraca massa reaksi dalam elemen volum untuk reactor *fixed bed*

In – out + generation = accumulation

$$F_A|_W - F_A|_{W+\Delta W} + (-r_A) \Delta W = 0$$

$$\frac{F_A|_{W+\Delta W} - F_A|_W}{\Delta W} = (-r_A)$$

$$(-r_A) = \frac{dF_A}{dW}$$

$$(-r_A) = \frac{F_{Ao} dx}{Ac \rho_b dz}$$

$$\frac{dx}{dz} = \frac{(-r_A) A_c \rho b}{F_{A0}} \dots\dots\dots(A.3)$$

$$\text{Dimana: } (-r_A) = k C_{A0} (1-x) \frac{P}{P_0} \frac{T}{T_0} \dots\dots\dots(A.4)$$

$$C_{A0} = \frac{Y_{A0} P_0}{R T_0} \dots\dots\dots(A.5)$$

**b. Neraca panas reaksi dalam elemen volum untuk reactor *fixed bed***

$$Q - W_s + \sum_{i=1}^n F_{i0} H_{i0} - \sum_{i=1}^n F_i H_i = \frac{dE_{sys}}{dT}$$

Karena kondisi operasi adiabatik dan tidak ada akumulasi energi serta kerja agitator, maka:

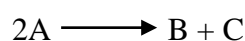
$$\sum_{i=1}^n F_{i0} H_{i0} - \sum_{i=1}^n F_i H_i = 0$$

$$\sum_{i=1}^n \frac{dF_i}{dW} H_i - \sum_{i=1}^n F_i \frac{dH_i}{dW} = 0$$

$$\sum_{i=1}^n \nu_i H_i (-r_A) - \sum_{i=1}^n F_i C_{p_i} \frac{dT}{dW} = 0$$

$$\frac{dT}{dW} = \frac{(-\Delta H_{Rx})(-r_A)}{\sum_{i=1}^n F_i C_{p_i}} \dots\dots\dots(A.6)$$

Persamaan reaksi yang terjadi dapat dilustrasikan sebagai berikut:



Karena hanya A yang masuk:

$$\frac{dT}{dW} = \frac{(-\Delta H_{Rx})(-r_A)}{F_{A0}(C_{pA} + x\Delta C_p)}$$

$$\frac{dT}{Ac \cdot \rho b \cdot dZ} = \frac{(-r_A) \left[ (\Delta H^\circ + \int \Delta C_p dT) \right]}{FAo(CpA + x\Delta Cp)}$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(-r_A) \left[ (\Delta H^\circ + \int \Delta C_p dT) \right] Ac \cdot \rho b}{FAo(CpA + x\Delta Cp)} \dots\dots\dots(A.7)$$

### c. Penurunan tekanan (*Pressure Drop*)

Penurunan tekanan di dalam reactor *fixed bed* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan Ergun (Walas, 1956) sebagai berikut:

$$\frac{\Delta P}{z} = \frac{-G}{\rho \cdot gc \cdot D_p} \cdot \frac{1-\phi}{\phi^3} \left\{ \frac{150(1-\phi) \cdot \mu}{D_p} + 1,75 G \right\}$$

$$\frac{dP}{dz} = \frac{-G}{\rho \cdot gc \cdot D_p} \cdot \frac{1-\phi}{\phi^3} \left\{ \frac{150(1-\phi) \cdot \mu}{D_p} + 1,75 G \right\} \dots\dots\dots(A.8)$$

Dengan demikian terdapat tiga persamaan differensial yaitu  $\frac{dx}{dz}$ ;  $\frac{dT}{dz}$ ; dan  $\frac{dP}{dz}$ .

Ketiga persamaan tersebut dapat diselesaikan dengan Metode Runge-Kutta orde 4.

Langkah-langkah perhitungannya adalah sebagai berikut:

1. Tentukan kondisi awal masuk reaktor pada  $z = 0$  dan  $m: x, T, P, \Delta z$
2. Dihitung harga panas reaksi dan kecepatan reaksi.
3. Dihitung harga-harga

$$\frac{dx}{dz} = f1(x, T, P, z)$$

$$\frac{dT}{dz} = f2(x, T, P, z)$$

$$\frac{dP}{dz} = f_3(x, T, P, z)$$

Untuk inkremen  $\Delta z$ :

$$a. J_1 = f_1(z_0; x_0; T_0; P_0). \Delta z$$

$$K_1 = f_2(z_0; x_0; T_0; P_0). \Delta z$$

$$L_1 = f_3(z_0; x_0; T_0; P_0). \Delta z$$

$$b. J_2 = f_1(z_0 + \Delta z/2; x_0 + J_1/2; T_0 + K_1/2; P_0 + L_1/2). \Delta z$$

$$K_2 = f_2(z_0 + \Delta z/2; x_0 + J_1/2; T_0 + K_1/2; P_0 + L_1/2). \Delta z$$

$$L_2 = f_3(z_0 + \Delta z/2; x_0 + J_1/2; T_0 + K_1/2; P_0 + L_1/2). \Delta z$$

$$c. J_3 = f_1(z_0 + \Delta z/2; x_0 + J_2/2; T_0 + K_2/2; P_0 + L_2/2). \Delta z$$

$$K_3 = f_2(z_0 + \Delta z/2; x_0 + J_2/2; T_0 + K_2/2; P_0 + L_2/2). \Delta z$$

$$L_3 = f_3(z_0 + \Delta z/2; x_0 + J_2/2; T_0 + K_2/2; P_0 + L_2/2). \Delta z$$

$$d. J_4 = f_1(z_0 + \Delta z; x_0 + J_3; T_0 + K_3; P_0 + L_3). \Delta z$$

$$K_4 = f_2(z_0 + \Delta z; x_0 + J_3; T_0 + K_3; P_0 + L_3). \Delta z$$

$$L_4 = f_3(z_0 + \Delta z; x_0 + J_3; T_0 + K_3; P_0 + L_3). \Delta z$$

$$e. \Delta x = 1/6 (J_1 + 2.J_2 + 2.J_3 + J_4)$$

$$\Delta T = 1/6 (K_1 + 2.K_2 + 2.K_3 + K_4)$$

$$\Delta P = 1/6 (L_1 + 2.L_2 + 2.L_3 + L_4)$$

$$f. z = z_0 + \Delta z$$

$$x = x_0 + \Delta x$$

$$T = T_0 + \Delta T$$

$$P = P_0 - \Delta P$$

Untuk mendapatkan harga  $x$ ,  $T$  dan  $P$  pada interval selanjutnya dilakukan dengan cara yang sama.

4. Perhitungan dilanjutkan sampai konversi yang dikehendaki.

Diperoleh:

Z (m)	X (Konversi)	T (K)	P (atm)
0	0,00%	748,15	8,1000
0,1	0,92%	748,82	8,0848
0,2	1,85%	749,48	8,0695
0,3	2,78%	750,15	8,0542
0,4	3,71%	750,83	8,0388
0,5	4,64%	751,50	8,0234
0,6	5,58%	752,17	8,0079
0,7	6,52%	752,85	7,9924
0,8	7,46%	753,53	7,9769
0,9	8,41%	754,21	7,9613
1	9,35%	754,89	7,9457
1,1	10,30%	755,57	7,9300
1,2	11,25%	756,26	7,9143
1,3	12,20%	756,94	7,8985
1,4	13,15%	757,62	7,8827
1,5	14,10%	758,31	7,8668
1,6	15,06%	759,00	7,8509
1,7	16,02%	759,69	7,8350
1,8	16,97%	760,37	7,8190
1,9	17,93%	761,06	7,8029
2	18,89%	761,75	7,7868
2,1	19,85%	762,44	7,7707



2,2	20,81%	763,13	7,7545
2,3	21,76%	763,82	7,7383
2,4	22,72%	764,50	7,7220
2,5	23,68%	765,19	7,7056
2,6	24,64%	765,88	7,6892
2,7	25,60%	766,57	7,6728
2,8	26,55%	767,25	7,6563
2,9	27,51%	767,94	7,6398
3	28,46%	768,62	7,6232
3,1	29,41%	769,31	7,6066
3,2	30,36%	769,99	7,5899
3,3	31,31%	770,67	7,5731
3,4	32,26%	771,35	7,5563
3,5	33,20%	772,02	7,5395
3,6	34,14%	772,70	7,5226
<b>3,7</b>	<b>35,08%</b>	<b>773,37</b>	<b>7,5056</b>
3,8	36,02%	774,04	7,4886
3,9	36,95%	774,71	7,4716
4	37,88%	775,37	7,4545

---

Berdasarkan tabel diatas maka diperoleh konversi 35,08 % pada tinggi 3,7 meter dan suhu 773,37°K.

Basis perhitungan = 100 kmol/jam  $C_6H_5NH_2$ , umpan total masuk reaktor

- Mol  $C_6H_5NH_2$  bereaksi = mol umpan x konversi = 35 kmol/jam
- Mol  $C_6H_5NH_2$  sisa = mol umpan – mol bereaksi = 65 kmol/jam
- Mol  $(C_6H_5)_2NH$  terbentuk =  $\frac{1}{2}$  x mol  $C_6H_5NH_2$  bereaksi = 17,5 kmol/jam
- Mol  $NH_3$  terbentuk =  $\frac{1}{2}$  x mol  $C_6H_5NH_2$  bereaksi = 17,5 kmol/jam
- Massa  $C_6H_5NH_2$  masuk reaktor = 100 kmol/jam x 93,129 kg/kmol  
x 99,9% = 9.312,9 kg/jam
- Massa  $C_6H_5NH_2$  sisa = 65 kmol/jam x 93,129 kg/kmol = 6.053,39 kg/jam
- Massa  $(C_6H_5)_2NH$  terbentuk = 17,5 kmol/jam x 169,227 kg/kmol  
= 2.961,47 kg/jam
- Massa  $NH_3$  terbentuk = 17,5 kmol/jam x 17,031 kg/kmol  
= 298,04 kg/jam

Kemurnian bahan baku:

$C_6H_5NH_2$  = 99,9% dan  $C_6H_5NO_2$  = 0,1%

$C_6H_5NO_2$  dalam umpan  $C_6H_5NH_2$  =  $\frac{0,1\%}{99,9\%}$  x 100 kmol/jam

x 123,113 kg/kmol = 9,3222 kg/jam

Tabel A.2. Neraca Massa Reaktor-201 (R-201)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Teregenerasi (kg/jam)	Terbentuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	9.312,9000	3.259,5150	-	6.053,3850
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	9,3222	-	-	9,3222
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	-	-	2.961,4725	2.961,4725
NH <sub>3</sub>	-	-	298,0425	298,0425
<b>Total</b>	<b>9.322,2222</b>	<b>3.259,5150</b>	<b>3.259,5150</b>	<b>9.322,2222</b>

Jadi neraca massa pada reaktor yaitu :

{ Massa masuk } – { Massa keluar } + { Massa teregenerasi }

– { Massa terbentuk } = { Akumulasi massa }

[{ 9.325,222 } – { 3.259,515 } – { 3.259,515 } – { 9.325,222 } ]kg/jam = 0

kg/jam

## 2. Kondensor Parsial - 301 (CD-301)& Separator Drum – 301 (SD -301)

Fungsi Alat = Menurunkan suhu dan mengembunkan hasil keluaran

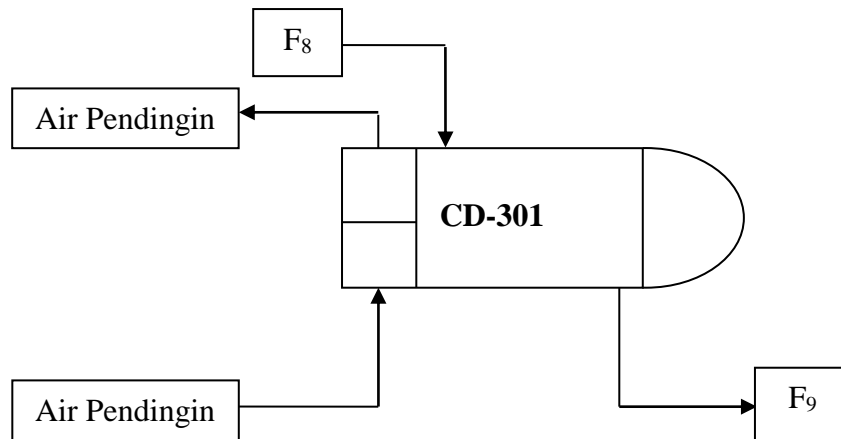
reaktor yaitu condensable gas { C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>NH<sub>2</sub>; C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>NO<sub>2</sub>; dan

(C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>)<sub>2</sub>NH } dan selanjutnya memisahkan *non-condensable*

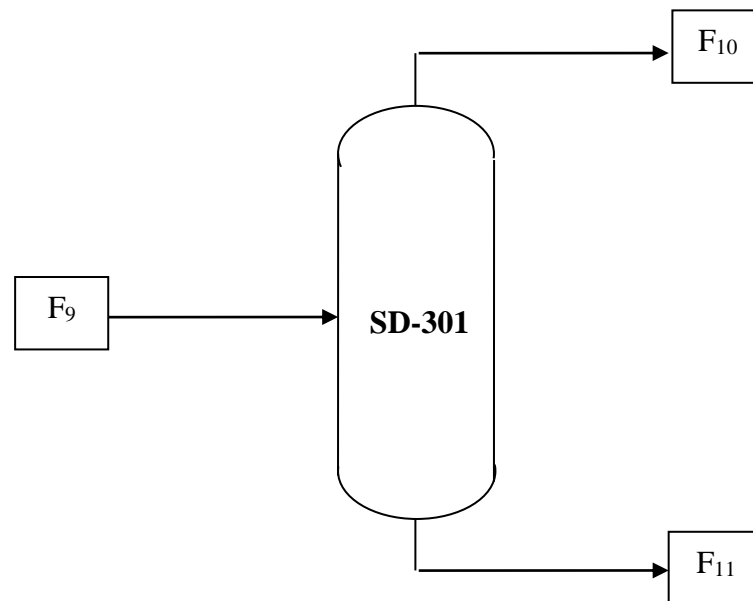
gas dari cairan keluaran CD-301 (memisahkan fraksi berat

dan fraksi ringan)

Kondisi Operasi : 193,31 °C dan 7,5 atm



Gambar A.2. CD-301



Gambar A.3. Separator Drum-301 (SD-301)

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa Masuk (kg/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	6.053,3850
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	9,3222
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	2.961,4725
NH <sub>3</sub>	17,031	298,0425
Total		9.322,2222

Perhitungan neraca massa di WHB menggunakan *vapor-liquid equilibrium* (Ludwig, 1994)

Adapun langkah-langkah perhitungan adalah sebagai berikut:

1. Mengeset temperatur dan tekanan. Temperatur kondensor parsial berada pada temperatur *bubble point* dan temperatur *dew point*. Didesain temperatur keluaran CD-301 tidak jauh dari temperatur bubble point feed pada Menara Distilasi-301 (MD-301).

- $T_{bubble} = \sum x_i = \sum \frac{y_i}{K_i}$

- $T_{dew} = \sum y_i = \sum K_i \cdot x_i$

2. Membuat persamaan neraca massa

$$F_t X_i = V_t y_i + L x_i \quad \text{.....(i)}$$

3. Menentukan F serta menghitung jumlah dan komposisi dari V dan L

$$F_t = F + V_s \quad \text{.....(ii)}$$

dimana:

$F_t$  : mol masuk total

F : mol masuk

$V_s$  : mol *non-condensable gas*

Dari Henry's Law yaitu  $K_i = \frac{y_i}{x_i}$  maka pers. (i) menjadi:

$$F_t X_i = V_t y_i + L \frac{y_i}{K_i} \dots\dots(iii)$$

$$V_t = V + V_s \dots\dots(iv)$$

dimana:

$V_t$  : mol uap total

$V$  : mol uap keluar

$V_s$  : mol *non-condensable gas*

4. Dari persamaan (iii) diperoleh:

$$y_i = \frac{F_t X_i}{V_t + \frac{L}{K_i}}, \text{ dimana } F_t = V_t + L \text{ maka } y_i = \frac{F_t X_i}{(F_t - L) + \left(\frac{L}{K_i}\right)}$$

$$y_i = \frac{X_i}{\left(1 - \frac{L}{F_t}\right) \left(1 - \frac{L}{K_i}\right)} \dots\dots(v)$$

5. Menentukan  $V$ ,  $L$ ,  $y_i$ , dan  $x_i$

- Mengasumsikan  $V$  untuk selanjutnya ditrial-error
- Menghitung  $L$

Dik.  $F = V + L$  maka

$$L = F - V \dots\dots(vi)$$

- Menghitung nilai  $K_i$  pada temperatur dan tekanan total

Dari Henry's Law diketahui bahwa  $K_i = \frac{p_i^*}{P_{total}}$

Data tekanan uap komponen dinyatakan dengan persamaan Antoine:

$$\ln p_i^* = A - \frac{B}{T+C}$$

dimana:

$p_i^*$  = mmHg

T = Kelvin

A, B, C = konstanta

Harga A, B, dan C dari Reid, R.C., 1977:

Komponen	A	B	C
NH <sub>3</sub>	16,9481	2.132,50	-32,98
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	16,6748	3.857,52	-73,15
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	16,1484	4.032,66	-71,81
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	18,0646	5.995,89	-50,00

- Jika  $F = V + L$  maka persamaan neraca massa komponen tanpa mol

*non-condensable gas* adalah

$$F X_i = V y_i + L x_i \quad \text{.....(vii)}$$

$$y_i = \frac{F X_i}{1 + \frac{L}{K_i V}} \quad \text{.....(viii)}$$

$$\Sigma V y_i = \Sigma \frac{F X_i}{1 + \frac{L}{K_i V}} \quad \text{.....(ix)}$$

dimana  $\Sigma y_i = 1$

$$\text{maka } V = \Sigma \frac{F X_i}{1 + \frac{L}{K_i V}} \quad \text{.....(x)}$$

Diketahui laju alir umpan total yang masuk ke Kondensor Parsial.

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Fraksi mol umpan
NH <sub>3</sub>	17,031	298,0425	17,5000	0,1749
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	6.053,3850	65,0000	0,6495
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	9,3222	0,0757	0,0008
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	2.961,4725	17,5000	0,1749
Total		9.322,2222	100,0757	1

Dari langkah-langkah perhitungan yang telah dilakukan diperoleh:

1.  $T_{cond}$  pada  $P = 7,5$  atm

$$T_{bubble} = 84,89^{\circ}\text{C} = 358,04 \text{ K}$$

Komponen	$p_i^*$	$K_i = \frac{p_i^*}{P_{total}}$	$y_i$
NH <sub>3</sub>	42,7126	5,7027	0,9972
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	0,0302	0,0040	0,0026
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,0103	0,0014	0,0000
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,0003	0,0000	0,0000
Total			0,9998



$$T_{dew} = 331,92^{\circ}\text{C} = 605,07 \text{ K}$$

Komponen	$p_i^*$	$K_i = \frac{p_i^*}{P_{total}}$	$x_i$
NH <sub>3</sub>	725,7764	96,9006	0,0018
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	16,2722	2,1725	0,2990
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	7,0487	0,9411	0,0008
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	1,8763	0,2505	0,6980
Total			0,9996

$$T_{bubble} < T_{cond} < T_{dew}$$

$$\text{Didesain } T_{cond} = 193,31^{\circ}\text{C}$$

## 2. Neraca Massa Total dan Komponen pada Kondensor Parsial

- Komposisi umpan masuk Kondensor Parsial tanpa *non-condensable gas*.

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Fraksi mol umpan
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	6.053,385	65,0000	0,7872
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	9,3222	0,0758	0,0009
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	2.961,4725	17,5000	0,2119
Total		9.024,1797	82,5757	1,0000

- Fraksi Mol Vapor dan Liquid Keluaran Kondensor Parsial

Komponen	$p_i^*$	$K_i = \frac{p_i^*}{P_{total}}$	V		
			(kmol/jam)	$y_i$	$x_i$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	1,2630	0,1686	0,0004	0,1327	0,7872
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,4949	0,0661	0,0000	0,0001	0,0009
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,0515	0,0069	0,0000	0,0015	0,2119
Total				0,1343	1,0000

$$y_{NH_3} = 1 - \sum y_i = 0,8657$$

Tabel A.3. Neraca Massa Kondensor Parsial-301 (CD-301)

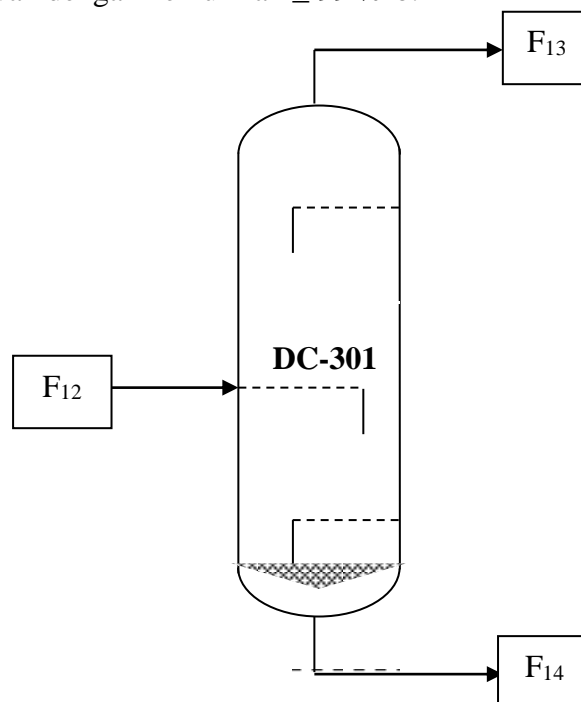
Komponen	Massa	Mol	Massa	Mol
	Masuk	Masuk	Masuk	Masuk
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kmol/jam)
NH <sub>3</sub>	298,0425	17,5000	298,0425	17,5000
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	6.053,3850	65,0000	6.053,3850	65,0000
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	9,3222	0,0757	9,3222	0,0757
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	2.961,4725	17,5000	2.961,4725	17,5000
Total	<b>9.322,2222</b>	<b>100,0757</b>	<b>9.322,2222</b>	<b>100,0757</b>

Tabel A.4. Neraca Massa Separator-301 (SD-301)

Komponen	Massa Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Liquid	Vapor
NH <sub>3</sub>	298,0425	0,0000	298,0425
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	6.053,3850	6.053,3494	0,0356
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	9,3222	9,3222	0,0000
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	2.961,4725	2.961,4718	0,0007
<b>Total</b>	<b>9.322,2222</b>	<b>9.024,1433</b>	<b>298,0789</b>
		<b>9.322,2222</b>	

### 3. Menara Distilasi-301 (DC-301)

Fungsi Alat : Memisahkan sebagian besar *diphenylamine* dari campurannya dengan anilin sehingga diperoleh *diphenylamine* sebagai hasil bawah dengan kemurnian  $\geq 99$  %-b.



Gambar A.4. Menara Distilasi-301 (DC-301)

Neraca Massa total :

$$\text{Aliran Feed (F}_{12}\text{)} = \text{Aliran Distilat (F}_{13}\text{)} + \text{Aliran Bottom (F}_{14}\text{)}$$

Keterangan :

$F_{12}$  = Laju alir bahan masuk menara distilasi (kg/jam)

$F_{13}$  = Laju alir bagian atas menara distilasi (kg/jam)

$F_{14}$  = Laju alir bagian bawah menara distilasi (kg/jam)

Diasumsikan:

- Sebagai komponen kunci ringan adalah LK =  $C_6H_5NH_2$
- Sebagai komponen kunci berat adalah HK =  $(C_6H_5)_2NH$
- $C_6H_5NH_2$ ,  $C_6H_5NO_2$ , dan  $(C_6H_5)_2NH$  terdapat di hasil atas dan hasil bawah (terdistribusi).

- **Menentukan kondisi operasi**

Tekanan uap komponen dinyatakan dengan persamaan uap Antoine:

$$\ln p_i^* = A - \frac{B}{T+C}$$

dimana:

$p_i^*$  = mmHg

T = Kelvin

A, B, C = konstanta

Harga A, B, dan C dari Reid, R.C., 1977:

Komponen	A	B	C
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	16,6748	3.857,52	-73,15
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	16,1484	4.032,66	-71,81
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	18,0646	5.995,89	-50

Susunan umpan berdasarkan titik didih

Komponen	Titik didih (°C)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Fraksi Mol
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	184,6	6.053,3494	64,9996	0,7872
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	210,95	9,3222	0,0757	0,0009
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	302,15	2.961,4718	17,5000	0,2119
Total		9.024,1433	82,5753	1,0000

- **Menentukan temperatur *bubble point feed***

Untuk menentukan temperatur umpan maka perlu ditrial temperatur *bubble point feed* pada tekanan operasinya.

Tabel A.5. Hasil *trial* untuk penentuan *bubble point feed*

Komponen	x	p <sub>i</sub> * (atm)	K <sub>i</sub> = p <sub>i</sub> */P	y <sub>i</sub> = K <sub>i</sub> .x <sub>i</sub>
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	0,7872	1,2561	1,2561	0,9888
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,0009	0,4921	0,4921	0,0005
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,2119	0,0511	0,0511	0,0108
Total	1,0000			1,0001

Dengan program *solver Goal-Seek* pada *Ms.Excel* diperoleh:

$T = 193,09 \text{ } ^\circ\text{C}$  pada  $P = 1 \text{ atm}$

- **Menentukan Derajat Pemisahan dan Key Komponen**

Untuk mengetahui massa keluar dari kolom destilasi maka perlu ditentukan derajat pemisahan distribusi komponen dan key komponen.

Menentukan distribusi komponen:

Metode Hengstebeck's (Coulson vol.6, 1983)

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

$$\log\left(\frac{D_{LK}}{B_{LK}}\right) = A + C \log \alpha_{LK}$$

$$\log\left(\frac{D_{HK}}{B_{HK}}\right) = A + C \log \alpha_{HK}$$

$$A = \left(\log \frac{HK_B}{HK_D}\right) - (C \log \alpha_{HK})$$

$$C = \frac{\left(\log \frac{LK_D}{LK_B}\right) - \left(\log \frac{HK_B}{HK_D}\right)}{\log \alpha_{LK} - \log \alpha_{HK}}$$

$$\alpha = \frac{K_i}{K_{(HK)}}$$

Nilai asumsi :

F = n aliran massa masuk, kmol/jam

B =  $n_i \times$  Split LK di *bottom*, kmol/jam

D =  $F - B$ , kmol/jam

Dipilih : *Light key* (LK) =  $C_6H_5NH_2$

*Heavy key* (HK) =  $(C_6H_5)_2NH$

Trial : *Split* HK di *bottom* = 0,99999

Hasil perhitungan nilai asumsi dapat dilihat pada berikut :

Komponen	F (kmol/jam)	Nilai asumsi	
		B (kmol/jam)	D (kmol/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	64,9996	0,0064	64,9932
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,0757	0,0000	0,0757
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	17,5000	17,4982	0,0017
Jumlah	82,5753	17,5047	65,0706

Konstanta Hengstebeck didapat dari persamaan:

$$A = -1,591 \text{ dan } C = 3,886$$

Nilai terkoreksi:

$$\text{Log} \left( \frac{D_i}{B_i} \right) = A + C \text{Log} \alpha_i ; \frac{D_i}{B_i} = 10^{A+C \text{Log} \alpha}$$

$$\text{Dimana : } \frac{F_i}{B_i} = 1 + \frac{D_i}{B_i}$$

$$B_i = \frac{F_i}{(F_i/B_i)}$$

$$D_i = F_i - B_i$$

Hasil perhitungan nilai terkoreksi konstanta Hengstebeck ditabulasikan pada Tabel A.6.

Tabel A.6. Hasil perhitungan nilai terkoreksi

Komponen	F (kmol/jam)	D <sub>i</sub> /B <sub>i</sub>	F <sub>i</sub> /B <sub>i</sub>	Nilai terkoreksi	
				B (kmol/jam)	D (kmol/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub> (LK)	64,9996	10.100,0101	10.101,0101	0,0064	64,9932
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,0757	999.999,0000	1.000.000,0000	0,0000	0,0757
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH (HK)	17,5000	0,0001	1,0001	17,4982	0,0017
Jumlah	82,5753		1,0000	17,5047	65,0706

Cek kemurnian C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>NH<sub>2</sub>:

$$\text{Kemurnian} = \frac{64,9932}{65,0707} \times 100\% = 99,84 \%$$

- **Menentukan temperatur *dew point* distilat**

Pada keadaan *dew point*,  $\sum x_i = \sum (y_i/K_i) = 1$  ditrial T pada tekanan 1 atm maka akan diperoleh temperatur *dew point* distilat. Dengan menggunakan program solver-excel maka diperoleh hasil seperti pada tabel berikut.

Tabel A.7. Hasil *trial* untuk penentuan *dew point* distilat

Komponen	Massa			p <sub>i</sub> * ( atm )	K <sub>i</sub> =p <sub>i</sub> */P	x <sub>i</sub> = y <sub>i</sub> /K <sub>i</sub>
	kg/jam	kmol/jam	y <sub>i</sub>			
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	6.052,7501	64,9932	0,9988	0,9557	1,0026	0,9962
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	9,3222	0,0757	0,0012	0,3705	0,3887	0,0030
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,2961	0,0017	0,0000	0,0350	0,0367	0,0007
Jumlah	6.062,3684	65,0706	1,0000			0,9999



Dari hasil trial-error menggunakan *problem solver Goal-Seek*, diperoleh

$T = 182,43^{\circ}\text{C}$  pada  $P = 1 \text{ atm}$

- **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 1 atm hingga  $\sum y_i = 1$  maka akan diperoleh temperatur

*bubble point bottom*.

Tabel A.8. Hasil *trial* untuk penentuan *bubble point bottom*

Komponen	Massa			$p_i^*(\text{ atm } )$	$K_i=p_i^*/P$	$y_i = K_i \cdot x_i$
	kg/jam	kmol/jam	$x_i$			
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$	0,5993	0,0064	0,0004	10,4335	10,4335	0,0038
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$	0,0000	0,0000	0,0000	4,4400	4,4400	0,0000
$(\text{C}_6\text{H}_5)_2\text{NH}$	2.961,1756	17,4982	0,9996	0,9965	0,9965	0,9962
Jumlah	2.961,7749	17,5047	1,0000			1,0000

Dari hasil trial-error menggunakan *problem solver Goal-Seek*, diperoleh

$T = 301,20733^{\circ}\text{C}$  pada  $P = 1 \text{ atm}$

- **Menentukan distribusi komponen**

*Light key* =  $\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$

*Heavy key* =  $(\text{C}_6\text{H}_5)_2\text{NH}$

Volatilitas relatif rata – rata ( $\alpha_{\text{avg}}$ ) ditentukan dengan persamaan :

$$\alpha_{\text{avg}} = \sqrt{\alpha_{\text{top}} \times \alpha_{\text{bottom}}} \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

Keterangan :  $\alpha_{\text{avg}}$  = Volatilitas relatif rata – rata

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

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

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

Tabel A.9. Nilai  $\alpha_{avg}$  tiap komponen

Komponen	$\alpha_{top}$	$\alpha_{bottom}$	$\alpha_{avg}$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	27,2976	10,4697	16,9055
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	10,5831	4,4553	6,8667
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	1,0000	1,0000	1,0000
Jumlah	38,8806	15,9250	24,7722

Untuk menentukan distribusi komponen maka digunakan metode Shiras (Treybal pers. 9.164) dengan persamaan sebagai berikut :

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

Keterangan :

D = total distilat, kmol/jam

F = total umpan, kmol/jam

LK = *light key*

HK = *heavy key*

x = fraksi mol

Komponen LK dan HK akan berada diantara nilai:

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

Tabel A.10. Distribusi tiap komponen

Komponen	$x_j, D$	$x_j, F$	$\frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F}$	Keterangan
$C_6H_5NH_2$	0,9966	0,7872	0,9973	Terdistribusi
$C_6H_5NO_2$	0,0030	0,0009	0,3696	Terdistribusi
$(C_6H_5)_2NH$	0,0007	0,2119	0,0027	Terdistribusi
Total	1,0004	1,0000		

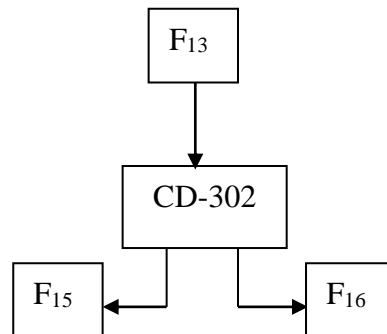
$C_6H_5NH_2$ ,  $C_6H_5NO_2$ , dan  $(C_6H_5)_2NH$  terdistribusi pada distilat dan bottom. Ketiga komponen masing-masing berada pada hasil atas dan bawah. Namun, komposisi  $C_6H_5NO_2$  sangat kecil di bottom. Sebagaimana ditunjukkan pada perhitungan yang telah dilakukan.

Tabel A.11. Neraca Massa Menara Distilasi-301 (DC-301)

Komponen	BM (kg/kmol)	Masuk (kg/jam)	Masuk (kmol/jam)	Distilat (kg/jam)	Distilat (kmol/jam)	Bottom (kg/jam)	Bottom (kmol/jam)
$C_6H_5NH_2$	93,129	6.053,3494	64,9996	6.052,7501	64,9932	0,5993	0,0064
$C_6H_5NO_2$	123,113	9,3222	0,0757	9,3222	0,0757	0,0000	0,0000
$(C_6H_5)_2NH$	169,227	2.961,4718	17,5000	0,2961	0,0017	2.961,1756	17,4982
Total		<b>9.024,1433</b>	<b>82,5753</b>	6.062,3684	65,0706	2.961,7749	17,5047
			Total	Massa Keluar	<b>9.024,1433</b>	kg/jam	
				Mol Keluar	<b>82,5753</b>	kmol/jam	

#### 4. Condensor-302 (CD -302)

Fungsi : Mengkondensasikan produk atas MD-301



Gambar A.5. Condensor-302 (CD-302)

Keterangan :

$F_{13}$  = aliran *vapor* dari DC-301

$F_{15}$  = aliran *refluks* yang keluar dari CD-302 menuju DC-301

$F_{16}$  = aliran distilat yang keluar dari CD-302

- **Menentukan Rasio Refluks Minimum ( $R_m$ )**

Untuk menentukan  $R_m$  digunakan persamaan sebagai berikut :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)} = R_m + 1 \quad (\text{Coulson vol.6, 1989})$$

Keterangan :

$R_m$  = rasio refluks minimum

$x_{i,D}$  = fraksi mol komponen  $i$  pada distilat

$\alpha_i$  = volatilitas relatif komponen  $i$

- Mencari Nilai  $\theta$

Nilai  $\theta$  ditentukan dengan metode *trial and error* dengan menggunakan persamaan berikut :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 1 - q \quad (\text{Coulson vol.6, 1989})$$

Keterangan :

$x_{i,F}$  = fraksi mol komponen  $i$  pada umpan

karena umpan masuk pada keadaan *bubble point* maka  $q = 1$ , sehingga:

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

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 A.12 Hasil *trial* nilai  $\theta$

Komponen	$\alpha_{\text{avg}}$	$X_{i, F}$	$\alpha_{\text{avg}} \times X_{i, F}$	$\frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)}$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$	16,9055	0,7872	13,3073	0,8500
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$	6,8667	0,0009	0,0063	0,0011
$(\text{C}_6\text{H}_5)_2\text{NH}$	1,0000	0,2119	0,2119	-0,8510
Total		1,0000		0,0001

Didapat nilai  $\theta = 1,2490$  dengan trial nilai  $\theta$  menggunakan metode goal seek pada program Ms.Excel dengan terlebih dahulu menentukan nilai

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

- **Menghitung Rm**

Rm dihitung dengan persamaan sebagai berikut:  $\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)} = Rm + 1$

Perhitungan Rm ditabulasikan sebagai berikut:

Tabel A.13 Hasil Perhitungan Rm

Komponen	$\alpha_{avg}$	$X_{i,D}$	$\alpha_{avg} \times X_{i,D}$	$\frac{\alpha_i \times x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)}$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	16,9055	0,9962	16,8410	1,07566
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	6,8667	0,0030	0,0206	0,00366
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	1,0000	0,0007	0,0007	-0,00294
Total		0,9999		1,07638

Maka :

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

$$1,0764 = Rm + 1$$

$$Rm = 0,0764$$

- **Menentukan R Operasi**

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

diambil R operasi = 1,5 x Rm

$$R \text{ operasi} = 1,5 \times 0,0764 = 0,1146$$

**Neraca massa pada CD-301 :**

$$V = L + D \quad ; \text{dimana } R = L/D$$

Maka:

$$V = RD + D = D(R+1) = 72,5255 \text{ kmol/jam}$$

$$L = R \times D = 7,4549 \text{ kmol/jam}$$

Keterangan :

V = umpan *vapor* masuk CD-302, kmol/jam

D = distilat keluar CD-302, kmol/jam

L = liquid refluks, kmol/jam

Tabel A.14 Komposisi liquid refluks

Komponen	L(kg/jam)	L (kmol/jam)	xL
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	693,4378	7,4460	0,9988
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	1,0866	0,0087	0,0012
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,0345	0,0002	0,0000
Total	694,5397	7,4549	1,0000

Distilat yang keluar dari CD-302 = Distilat DC-301, yaitu:

Tabel A.15 Komposisi distilat

Komponen	D (kg/jam)	D (kmol/jam)	xD
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	6.052,7501	64,9932	0,9988
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	9,3222	0,0757	0,0012
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,2961	0,0017	0,0000
Total	6.062,3684	65,0707	1,0000

Komposisi umpan *vapor* CD-302 ( $V = L + D$ ):

Tabel A.16. Komposisi *vapor* umpan kondensor

Komponen	V (kg/jam)	V (kmol/jam)	xV
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	6.746,1879	72,4392	0,9988
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	10,3902	0,0844	0,0012
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,3301	0,0020	0,0000
Total	6.756,9082	72,5255	1

Maka Neraca Massa CD-302 adalah:

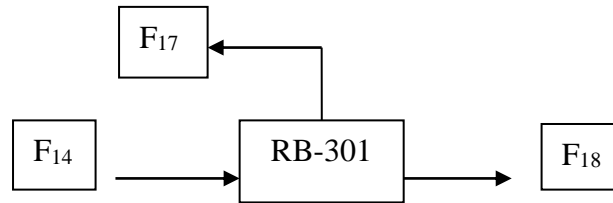
Tabel A.17 Neraca massa CD-302

Komponen	BM	Massa Masuk		Massa Keluar			
		Vapour		Distilat		Refluks	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	6.746,1879	72,4392	6.052,7501	64,9932	693,4378	7,4460
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	10,3902	0,0844	9,3222	0,0757	1,0866	0,0087
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,3301	0,0020	0,2961	0,0017	0,0345	0,0002
Total		<b>6.756,9082</b>	<b>72,5255</b>	6.062,3684	65,0707	694,5397	7,4549
				<b>6.756,9082</b>		<b>72,5255</b>	



### 5. Reboiler-301 (RB-301)

Fungsi : Menguapkan sebagian liquid keluaran MD-301



Gambar. A.6. Unit Reboiler-301

Keterangan :

$F_{14}$  : aliran umpan dari DC-301

$F_{17}$  : aliran *vapor* yang di kembalikan menuju DC-301

$F_{18}$  : aliran *bottom* menuju FL-301

$$L^* = F + L$$

Keterangan :

$L^*$  = aliran masuk RB-301

$F$  = aliran *feed* = 82,5753 kmol/jam

$L$  = aliran *refluks* = 7,4545 kmol/jam

Maka :

$$L^* = 90,0302 \text{ kmol/jam}$$

Liquid keluar dari RB-301 = komposisi *bottom* DC-301 = 17,5047 kmol/jam.

Uap yang keluar RB-301 =  $V^*$ , dimana:  $V^* = L^* - B = 72,5255 \text{ kmol/jam}$

Komposisi umpan RB-301:

Tabel A.18 Komposisi umpan RB-301

Komponen	L* (kmol/jam)	L* (kg/jam)	xL*
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	0,0331	3,0822	0,0004
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	89,9971	15.229,9400	0,9996
Total	90,0302	15.233,0223	1,0000

Komposisi liquid keluar RB-301 = *Bottom*DC-301:

Tabel A.18. Komposisi *bottom*

Komponen	B (kmol/jam)	B (kg/jam)	xB
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	0,0064	0,5993	0,0004
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	17,4983	2.961,1756	0,9996
Total	17,5047	2.961,7749	1,0000

Komposisi uap yang keluar RB-301:

Tabel A.19 Komposisi *vapor*

Komponen	V* (kmol/jam)	V* (kg/jam)	xV*
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	0,0267	2,4829	0,0004
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	72,4989	12.268,7644	0,9996
Total	72,5255	12.271,2474	1

Neraca Massa RB-301:

Tabel A.20 Neraca massa RB-201

Komponen	BM	Massa Masuk		Massa Keluar			
		Liquid		Bottom		Vapor	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	3,0822	0,0331	0,5993	0,0064	2,4829	0,0267
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	15.229,9400	89,9971	2.961,1756	17,4983	12.268,7644	72,4989
Total		<b>15.233,0223</b>	<b>90,0302</b>	2.961,7749	17,5047	12.271,2474	72,5255
				<b>15.233,0223</b>		<b>90,0302</b>	

### Neraca Massa Keseluruhan Perhitungan Berdasarkan Basis

#### 1. RE-201

Komponen	Masuk (kg/jam)	Teregenerasi (kg/jam)	Terbentuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	9.312,9000	3.259,5150	-	6.053,3850
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	9,3222	-	-	9,3222
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	-	-	2.961,4725	2.961,4725
NH <sub>3</sub>	-	-	298,0425	298,0425
Total	<b>9.322,2222</b>	<b>3.259,5150</b>	<b>3.259,5150</b>	<b>9.325,2222</b>

**2. CD-301**

Komponen	Massa	Mol	Massa	Mol
	Masuk (kg/jam)	Masuk (kmol/jam)	Masuk (kg/jam)	Masuk (kmol/jam)
NH <sub>3</sub>	298,0425	17,5000	298,0425	17,5000
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	6.053,3850	65,0000	6.053,3850	65,0000
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	9,3222	0,0757	9,3222	0,0757
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	2.961,4725	17,5000	2.961,4725	17,5000
<b>Total</b>	<b>9.322,2222</b>	<b>100,0757</b>	<b>9.322,2222</b>	<b>100,0757</b>

**3. SD-301**

Komponen	Massa Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Liquid	Vapor
NH <sub>3</sub>	298,0425	0,0000	298,0425
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	6.053,3850	6.053,3494	0,0356
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	9,3222	9,3222	0,0000
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	2.961,4725	2.961,4718	0,0007
<b>Total</b>	<b>9.322,2222</b>	<b>9.024,1433</b>	<b>298,0789</b>
		<b>9.322,2222</b>	

## 4. MD-301

Komponen	F (kg/jam)	B (kg/jam)	D (kg/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	6.053,3494	0,5993	6.052,7501
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	9,3222	0,0000	9,3222
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	2.961,4718	2.961,1756	0,2961
Total	<b>9.024,1433</b>	2.961,7749	6.062,3684
		<b>9.024,1433</b>	

Basis umpan total C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>NH<sub>2</sub> sebesar 100 kmol diperoleh produk (C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>)<sub>2</sub>NH dari hasil bawah Menara Distilasi sebesar 2.961,7754 kg/jam dengan kemurnian 99,98%-b.

Kapasitas produksi yang diinginkan = 7.575,7576 kg/jam

$$\text{Faktor skala} = \frac{\text{kapasitas yang diinginkan}}{\text{kapasitas dari basis}} = \frac{7.575,76}{2.961,7749} = 2,5578$$

Dengan mengalikan hasil perhitungan sebelumnya dengan faktor skala maka akan diperoleh susunan neraca massa untuk kapasitas pabrik 60.000 ton/tahun (7.575,7576 kg/jam)

## Neraca Massa Keseluruhan Perhitungan Berdasarkan Kapasitas

### 1. RE-201

Komponen	Masuk (kg/jam)	Teregenerasi (kg/jam)	Terbentuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	23.820,9433	8.337,3302	-	15.483,6131
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	23,8448	-	-	23,8448
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,0000	-	7.574,9840	7.574,9840
NH <sub>3</sub>	0,0000	-	762,3462	762,3462
<b>Total</b>	<b>23.844,7881</b>	<b>8.337,3302</b>	<b>8.337,3302</b>	<b>23.844,7881</b>

### 2. CD-301

Komponen	Massa	Mol	Massa	Mol
	Masuk (kg/jam)	Masuk (kmol/jam)	Keluar (kg/jam)	Keluar (kmol/jam)
NH <sub>3</sub>	762,3462	44,7623	762,3462	44,7623
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	15.483,6131	166,2599	15.483,6131	166,2599
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	23,8448	0,1934	23,8448	0,1934
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	7.574,9840	44,7623	7.574,9840	44,7623
<b>Total</b>	<b>23.844,7881</b>	<b>255,9781</b>	<b>23.844,7881</b>	<b>255,9781</b>

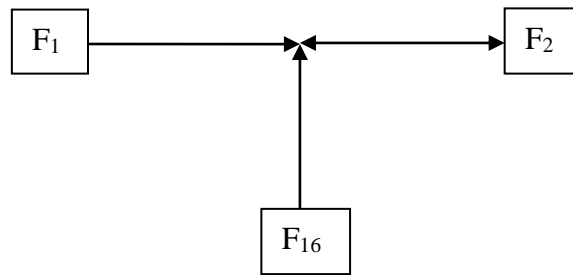
**3. SD-301**

Komponen	Massa Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Liquid	Vapor
NH <sub>3</sub>	762,3462	0,0000	762,3462
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	15.483,6131	15.483,5220	0,0912
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	23,8448	23,8447	0,0001
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	7.574,9840	7.574,9822	0,0018
<b>Total</b>	<b>23.844,7881</b>	23.082,3489	762,4392
		<b>23.844,7881</b>	

**4. MD-301**

Komponen	F (kg/jam)	B (kg/jam)	D (kg/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	15.483,5220	1,5329	15.481,9891
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	23,8447	0,0000	23,8447
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	7.574,9822	7.574,2247	0,7575
<b>Total</b>	<b>23.082,3489</b>	7.575,7576	15.506,5913
		<b>23.082,3489</b>	

## 6. Mixing Point-101 (MP-101)



Gambar A.7. Mixing Point-101 (MP-101)

Keterangan :

$F_1$  : Aliran massa *fresh* Anilin( $C_6H_5NH_2$ ) dari *Storage Tank*-101

$F_{16}$  : Aliran massa *recycle* Aniline( $C_6H_5NH_2$ ) dari Menara Distilasi-301

$F_2$  : Aliran massa Anilin yang keluar dari *Mixed Point*-101

Fungsi : Mencampur Anilin *fresh feed* dari *Storage Tank*-101 dengan Aniline *recycle* dari Menara Distilasi-301 untuk digunakan sebagai umpan campuran ke VP-101

### Menghitung aliran massa *fresh feed* Anilin yang dibutuhkan

Bahan baku utama adalah Aniline yang mempunyai kemurnian sebagai berikut:

1.  $C_6H_5NH_2$  = 99,9%-b

2.  $C_6H_5NO_2$  = 0,1%-b

(Kirk Orthmer, 4<sup>th</sup> ed.)



Massa *fresh feed* Anilin yang dibutuhkan adalah kebutuhan bahan baku di Reaktor-201 (R-201).

*Fresh feed* Anilin = Kebutuhan Anilin R-201 – *Recycle* Anilin DC-301

$$= (23.820,9433 - 15.481,9891) \text{ kg/jam}$$

$$= 8.338,9542 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kandungan Nitrobenzen dalam Anilin} = \frac{0,1\%}{99,9\%} \times 8.338,9542 \text{ kg/jam}$$

$$= 8,3473 \text{ kg/jam}$$

Jadi, total *fresh feed* bahan baku adalah jumlah dari Anilin dan Nitrobenzen

Tabel A.20 Neraca massa MP-101

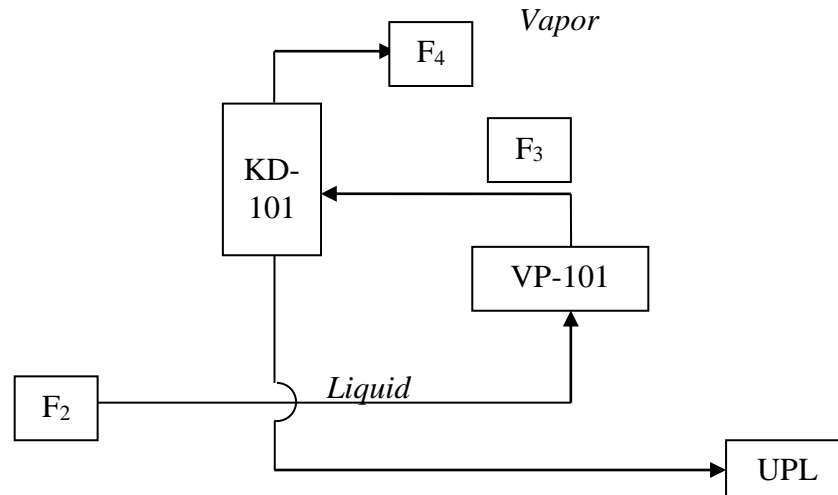
Komponen	BM (kg/kmol)	Fresh	Fresh	Recycle	Recycle	Massa Keluar (kg/jam)	Mol Keluar (kmol/jam)
		Feed (kg/jam)	Feed (kmol/jam)	Distilat (kg/jam)	Distilat (kmol/jam)		
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	8.338,9542	89,5420	15.481,9891	166,2424	23.820,9433	255,7844
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	8,3473	0,0678	23,8447	0,1937	32,1920	0,2615
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,0000	0,0000	0,7575	0,0045	0,7575	0,0045
Total		8.347,3015	89,6098	15.506,5913	166,4406	<b>23.853,8928</b>	<b>256,0503</b>
		Massa	<b>23.853,8928</b>	Mol	<b>256,0503</b>		

## 7. Vaporizer-101 (VP-101) dan Knock Out Drum-101 (KD-101)

Fungsi :

- VP-101 = Menguapkan umpan yang akan masuk ke reactor
- KD-101 = Memisahkan antara umpan yang teruapkan dan umpan yang tidak teruapkan (memisahkan fraksi berat dan fraksi ringan)

*Prarancangan Pabrik Diphenylamine dari Konversi Fase Uap Anilin  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun  
Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung*



Gambar. A.8. Mixing Point-102 (MP-102), Vaporizer-101 (VP-101), dan Knock Out Drum-101 (KD-101)

Keterangan :

$F_2$  : Aliran massa dari MP-101

$F_3$  : Aliran massa (*liquid+vapor*) dari VP-101

$F_4$  : Aliran massa *vapor* dari KD-101

Pada VP-101 dan KD-101 terjadi kesetimbangan uap-cair.

$$V = 23.844,7881 \text{ kg/jam}$$

$$F = 23.853,8928 \text{ kg/jam}$$

$$\frac{V}{F} = 99,96\%$$

$$L = F - V = 9,1047 \text{ kg/jam}$$

VP-101 dipilih hanya menguapkan 99,96% umpan yang masuk. Bagian cairan yang tidak teruapkan dikirim ke UPL atau Unit Pengolahan Limbah.

Neraca Massa Komponen KD – 101

$$z_i F = y_i V + x_i L$$

Keterangan :

$F_i$  = Umpan masuk separator drum

$V$  = Uap di bagian atas separator drum = Massa kebutuhan RE-201

$L$  = Cairan di bagian bawah separator drum

Kesetimbangan uap cair dapat didekati dengan persamaan di bawah ini :

$$y_i = K_i \cdot x_i \text{ dimana } K_i = \frac{P_i^{\text{sat}}}{P}$$

Data tekanan uap komponen dinyatakan dengan persamaan Antoine:

$$\ln p_i^{\text{sat}} = A - \frac{B}{T+C}$$

dimana:

$p_i^{\text{sat}}$  = mmHg

$T$  = Kelvin

$A, B, C$  = konstanta

$y_i, x_i, z_i$  = fraksi masing-masing komponen

Substitusi persamaan neraca massa oleh persamaan kesetimbangan uap-cair

maka akan didapat :

$$z_i = \frac{y_i V + x_i L}{F}$$

Tabel. A.21. Komposisi umpan masuk, vapor, dan liquid

Komponen	BM (kg/kmol)	F (kg/jam)	F (kmol/jam)	zi	pi°	Ki	yi	xi
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	23.820,9433	255,7844	0,9997	1,0007	1,0007	0,9992	0,0000
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	32,1920	0,2615	0,0004	0,3886	0,3886	0,0008	0,9381
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,7575	0,0045	0,0000	0,0373	0,0373	0,0000	0,0619
Total		23.853,8928	256,0503	1,0000			1,0000	1,0000

Diperoleh T = 184,19 °C pada P = 1 atm

Tabel A.22. Neraca massa VP-101

Komponen	BM	Massa Masuk		Uap Keluar	
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kmol/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	23.820,9433	255,7844	23.820,9433	255,7844
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	32,1920	0,2615	32,1920	0,2615
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,7575	0,0045	0,7575	0,0045
Total		<b>23.853,8928</b>	<b>256,0503</b>	<b>23.853,8928</b>	<b>256,0503</b>

Tabel A.23. Neraca massa KD-101

Komponen	BM	Fi	Fi	Vi	Vi	Li	Li
	(kg/kmol)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kmol/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	23.820,9433	255,7844	23820,9433	255,7844	0,0000	0,0000
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	32,1920	0,2615	23,8448	0,1937	8,3472	0,0678
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,7575	0,0045	0,0000	0,0000	0,7575	0,0045
Total		<b>23.853,8928</b>	<b>256,0503</b>	23.844,7881	255,9781	9,1047	0,0723

---

Total Vapor+Liquid =    **23.853,8928**    kg/jam    **256,0503**    kmol/jam

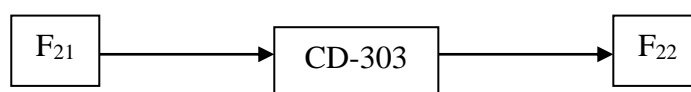
---

### 8. Kondensor-303 (CD-303)

Fungsi : Mencairkan amoniak keluaran SD-301

Kondisi : P = 15 atm

$T_{in} = 193,55^{\circ}\text{C}$



Gambar. A.9. Kondensor-303(CD-303)

Keterangan :

$F_{21}$  = aliran bahan masuk kondensor CD-303

$F_{22}$  = aliran bahan keluar kondensor CD-303

Kondensor akan mencairkan seluruh Amoniak. Suhu kondensasi dihitung

dengan trial-error pada keadaan *dew point*-nya sehingga diperoleh  $\sum x = 1$ .

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa(kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$y_i$	$p_i^{\circ}$	$K_i$	$x_i$
NH <sub>3</sub>	17,031	762,3462	44,7623	1,0000	14,9294	0,9953	1,0000
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	0,0911	0,0010	0,0000	0,0024	0,0002	0,0000
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	0,0001	0,0000	0,0000	0,0008	0,0001	0,0000
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,0018	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
<b>Total</b>		<b>762,4392</b>	<b>44,7633</b>	<b>1</b>			<b>1</b>

Dengan metode *Goal-Seek*, diperoleh  $T_{cond} = 40^{\circ}\text{C}$  pada P = 15 atm

Tabel A.24. Neraca massa CD-303

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa Masuk (kg/jam)	Massa Liquid (kg/jam)
NH <sub>3</sub>	17,031	762,3462	762,3462
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	0,0911	0,0911
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	0,0001	0,0001
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,0018	0,0018
Total		<b>762,4392</b>	<b>762,4392</b>

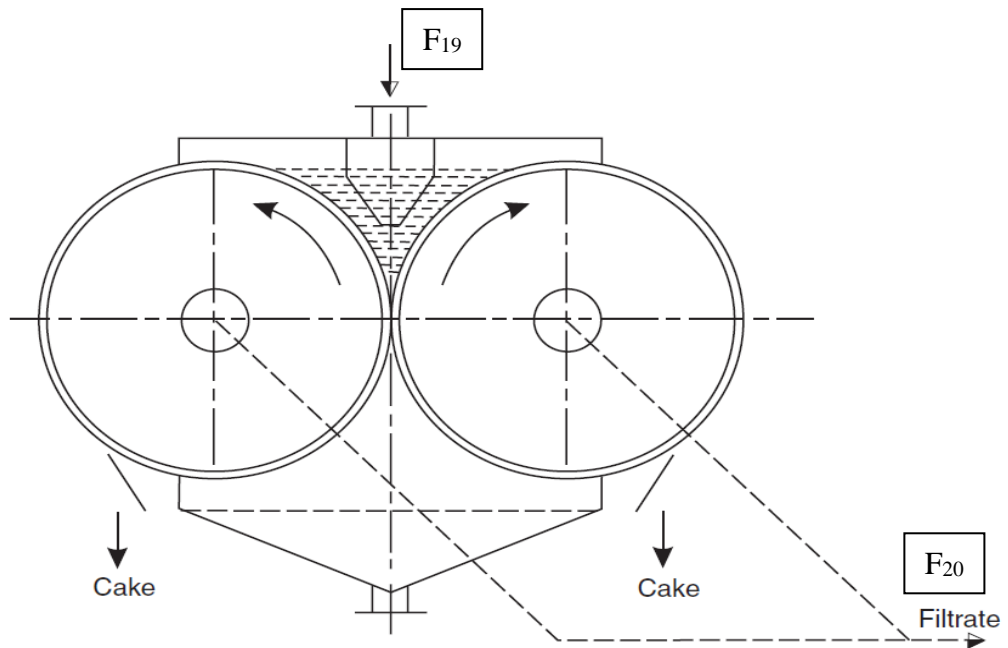
### 9. Drum Flaker-301 (DF-301)

Fungsi : Pengambilan padatan *Diphenylamine* dengan cara mendinginkan cairan induknya.

Konsentrasi *Diphenylamine* keluaran RB-301 sangat tinggi yaitu 99,8%-b.

Proses yang terjadi adalah pengambilan padatan dengan cara mendinginkan cairan induknya atau *Crystallization from melts* (Coulson, 2002).

*Diphenylamine* memiliki titik beku sebesar 53 °C. DF-301 akan dioperasikan pada suhu 40 °C



Gambar A.10. Drum Flaker-301 (DF-301)

Tabel A.25. Neraca massa DF-301

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa Liquid (kg/jam)	Mol Liquid (kmol/jam)	Massa Padatan (kg/jam)	Mol Padatan (kmol/jam)
$C_6H_5NH_2$	93,129	1,5329	0,0165	1,5329	0,0165
$C_6H_5NO_2$	123,113	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
$(C_6H_5)_2NH$	169,227	7574,2247	44,7578	7574,2247	44,7578
Total		<b>7.575,7576</b>	<b>44,8408</b>	<b>7.575,7576</b>	<b>44,8408</b>

**LAMPIRAN B**  
**PERHITUNGAN NERACA ENERGI**

Dari hasil perhitungan neraca massa selanjutnya dilakukan perhitungan neraca energi. Perhitungan neraca energi didasarkan pada :

Basis : 1 jam operasi

Satuan panas : kJ

Temperatur referensi : 25 °C (298,15 K)

Neraca Energi:

$$\{(Energi\ masuk) - (Energi\ keluar) + (Generasi\ energi) - (Konsumsi\ energi)\} = \{Akumulasi\ energi\} \quad (Himmelblau, ed.6, 1996)$$

Entalpi bahan pada temperatur dan tekanan tertentu adalah :

$$\Delta H = \Delta H_T - \Delta H_f \quad (Himmelblau, ed.6, 1996)$$

Keterangan :

$\Delta H$  = Perubahan entalpi

$\Delta H_T$  = Entalpi bahan pada suhu T

$\Delta H_f$  = Entalpi bahan pada suhu referensi (25 °C)



Enthalpi bahan untuk campuran dapat di rumuskan sebagai berikut :

$$\Delta H = \sum n C_p dT \quad (\text{Himmelblau, ed.6,1996})$$

Keterangan :

$\Delta H$  = Perubahan entalpi

$n$  = mol

$C_p$  = Kapasitas panas, J/mol.K

$dT$  = Perbedaan temperatur (K)

### Entalpi dan kapasitas panas komponen dan campuran:

- Cairan

$$C_{pi} = A_i + B_i T + C_i T^2 + D_i T^3$$

$$\Delta H_{i(\text{Cairan})} = F_i \int_{T_{\text{ref}}}^T C_{pi} dT$$

- Gas

$$C_{pi} = A_i + B_i T + C_i T^2 + D_i T^3 + E_i T^4$$

$$\Delta H_{i(\text{Gas})} = F_i \int_{T_{\text{ref}}}^T C_{pi} dT$$

- Gas Campuran

$$C_{p_{\text{mix}}} = \sum (x_i C_{pi})$$

$$C_{p_{\text{mix}}} = \left( \sum x_i A_i \right) + \left( \sum x_i B_i \right) T + \left( \sum x_i C_i \right) T^2 + \left( \sum x_i D_i \right) T^3 + \left( \sum x_i E_i \right) T^4$$

$$\Delta H_{\text{mix}} = F \int_{T_{\text{ref}}}^T C_{p\text{mix}} dT$$

$$\Delta H_{\text{mix}} = F \int_{T_{\text{ref}}}^T \left[ \left( \sum x_i A_i \right) + \left( \sum x_i B_i \right) T + \left( \sum x_i C_i \right) T^2 + \left( \sum x_i D_i \right) T^3 + \left( \sum x_i E_i \right) T^4 \right] dT$$

$$\Delta H_{\text{mix}} = F \left[ \left( \sum x_i A_i \right) (T - T_{\text{ref}}) + \frac{\left( \sum x_i B_i \right)}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{\left( \sum x_i C_i \right)}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) \right. \\ \left. + \frac{\left( \sum x_i D_i \right)}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{\left( \sum x_i E_i \right)}{5} (T^5 - T_{\text{ref}}^5) \right]$$

- Cairan Campuran

$$C_{p\text{mix}} = \sum (x_i C_{pi})$$

$$C_{p\text{mix}} = \left( \sum x_i A_i \right) + \left( \sum x_i B_i \right) T + \left( \sum x_i C_i \right) T^2 + \left( \sum x_i D_i \right) T^3$$

$$\Delta H_{\text{mix}} = F \int_{T_{\text{ref}}}^T C_{p\text{mix}} dT$$

$$\Delta H_{\text{mix}} = F \int_{T_{\text{ref}}}^T \left[ \left( \sum x_i A_i \right) + \left( \sum x_i B_i \right) T + \left( \sum x_i C_i \right) T^2 + \left( \sum x_i D_i \right) T^3 + \left( \sum x_i E_i \right) T^4 \right] dT$$

$$\Delta H_{\text{mix}} = F \left[ \left( \sum x_i A_i \right) (T - T_{\text{ref}}) + \frac{\left( \sum x_i B_i \right)}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{\left( \sum x_i C_i \right)}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) \right. \\ \left. + \frac{\left( \sum x_i D_i \right)}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) \right]$$

Keterangan :

$\Delta H$  = Perubahan entalpi

$n$  = mol

$C_p$  = Kapasitas panas, J/mol.K

$dT$  = Perbedaan temperatur (K)

A,B,C,D,E = Konstanta

$T_{\text{ref}}$  = Temperatur referensi = 298,15 K

$T$  = Temperatur operasi

Tabel. B.1. Data Konstanta Cp gas (J/mol.K)

Komponen	A	B	C	D	E
NH <sub>3</sub>	33,573	-1,2581E-02	8,8906E-05	-7,1783E-08	1,8569E-11
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	-22,062	5,7313E-01	-4,5651E-04	1,8410E-07	-2,9867E-11
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	-16,202	5,6182E-01	-3,9302E-04	1,0043E-07	-1,2252E-12
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	-119,401	1,3060E+00	-1,2200E-03	5,8764E-07	-1,1447E-10

Sumber : (Chemical Properties Handbook ; Carl L Yaws)

Tabel. B.2. Data Konstanta Cp liquid (J/mol.K)

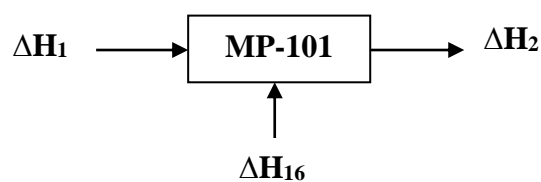
Komponen	A	B	C	D	E
NH <sub>3</sub>	-182,157	3,3618E+00	-1,4398E-02	2,0371E-05	0,0000E+00
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	63,288	9,8960E-01	-2,3583E-03	2,3296E-06	0,0000E+00
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	51,773	9,1277E-01	-2,1098E-03	2,0093E-06	0,0000E+00
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	72,447	1,4612E+00	-2,9564E-03	2,4383E-06	0,0000E+00

Sumber: (Chemical Properties Handbook ; Carl L Yaws)

## Perhitungan Neraca Energi

### 1. Mix Point-101 (MP-101)

Fungsi : Mencampurkan *fresh feed* Anilin dan *recycle* distilat untuk masuk ke MP-102



Gambar B.1. Mix Point-101 (MP-101)

Keterangan :

$\Delta H_1$  = Panas aliran masuk dari Storage Tank-101 (ST-101)

$\Delta H_{16}$  = Panas aliran masuk dari Recycle Distilat (DC-301)

$\Delta H_2$  = Panas aliran keluar Mix Point-101 (MP-101)

Kondisi Operasi :  $T_1 = 30^\circ\text{C} = 303,15\text{ K}$

$T_{16} = 184,24^\circ\text{C} = 457,39\text{ K}$

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

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

• **Panas aliran masuk dari Storage Tank-101 (ST-101)**

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

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

$$\Delta H_{\text{in}} = n \int_{298,15}^{303,15} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5)$$

Tabel B.3. Panas aliran masuk dari ST-101

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H_1$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$	93,129	8.338,9542	89,5420	1.054,7595	94.445,2455
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$	123,113	8,3473	0,0678	691,6123	46,8927
$(\text{C}_6\text{H}_5)_2\text{NH}$	169,227	0,0000	0,0000	1.553,9395	0,0000
Total		8.347,3015	89,6098		<b>94.492,1382</b>

- **Panas aliran masuk dari Distilasi-301 (DC-301)**

$$T_{in} = 184,44^{\circ}\text{C} = 455,59 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} &= n \int_{298,15}^{457,59} C_p dT \\ &= n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5) \end{aligned}$$

Tabel B.4. Panas aliran masuk dari DC-301

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H_{20}$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	15.481,9891	166,2424	35.668,1517	5.929.559,3788
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	23,8447	0,1937	32.117,1754	6.220,5024
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,7575	0,0045	52.479,2691	234,9090
Total		15.506,5913	166,4406		<b>5.936.014,7903</b>

$$\text{Total panas masuk} = \Delta H_1 + \Delta H_{20} = 6.030.506,9284 \text{ kg/jam}$$

- **Panas aliran keluar dari Mix Point-101 (MP-101)**

Dilakukan Trial-Error untuk menentukan panas aliran keluar dari MP-101

$$T_{out} = T_{trial} = 131,57^{\circ}\text{C} = 404,72\text{K}$$

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

$$\begin{aligned} \Delta H_{out} &= n \int_{298,15}^{404,72} C_p dT \\ &= n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5) \end{aligned}$$

Tabel B.5. Panas aliran keluar dari Mix Point-101 (MP-101)

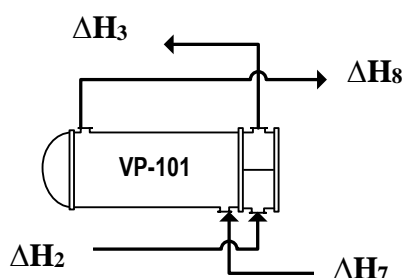
Komponen	BM (kg/kmol)	Massa keluar (kg/jam)	Mol keluar (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H_2$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	23.820,9433	255,7844	23.554,2144	6.024.800,0585
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	32,1920	0,2615	21.229,6744	5.551,2083
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,7575	0,0045	34.775,1839	155,6616
Total		23.853,8928	256,0503		<b>6.030.506,9284</b>

Tabel B.6. Neraca Energi Mix Point 101 (MP-101)

Aliran Panas Masuk (kJ/jam)		Aliran Panas Keluar (kJ/jam)	
$\Delta H_1$	94.492,1382	$\Delta H_2$	6.030.506,9284
$\Delta H_{20}$	5.936.014,7903		
Total	<b>6.030.506,9284</b>	Total	<b>6.030.506,9284</b>

## 2. Vaporizer (VP-101)

Fungsi : Menguapkan 99,96 % keluaran MP-101 dari fasa *liquid* menjadi fasa uap dengan memanfaatkan panas produk reaktor (RE-201)



Gambar B.3. Vaporizer-101 (VP-101)

Keterangan :

$\Delta H_2$  = Panas aliran masuk dari *Mix point*-101 (MP-101)

$\Delta H_7$  = Panas aliran masuk dari Reaktor-201 (RE-201)

$\Delta H_3$  = Panas aliran keluar menuju Knock Out Drum-101 (KD-101)

$\Delta H_8$  = Panas aliran keluar menuju Kondensor Parsial-301 (CD-301)

• **Panas  $\Delta H_2$**

$$T_{in} = 131,57 \text{ }^\circ\text{C} = 404,72 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} &= n \int_{298,15}^{404,72} C_p dT \\ &= n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5) \end{aligned}$$

Tabel B.10. Panas aliran masuk Vaporizer-101 (VP-101)

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H_2$
$C_6H_5NH_2$	93,129	23.820,9433	255,7844	23.554,2144	6.024.800,0585
$C_6H_5NO_2$	123,113	32,1920	0,2615	21.229,6744	5.551,2083
$(C_6H_5)_2NH$	169,227	0,7575	0,0045	34.775,1839	155,6616
<b>Total</b>		<b>23.853,8928</b>	<b>256,0503</b>		<b>6.030.506,9284</b>

• **Panas Sensibel**

$$T_{out} = 184,19 \text{ }^\circ\text{C} = 457,34\text{K}$$

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

$$\begin{aligned} \Delta H_{out} &= n \int_{298,15}^{457,34} C_p dT \\ &= n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5) \end{aligned}$$

Tabel B.11. Panas sensibel Vaporizer-101 (VP-101)

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H_s$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	23.820,9433	255,7844	36.096,3842	9.232.891,1545
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	32,1920	0,2615	32.501,2721	8.498,5444
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,7575	0,0045	53.099,8708	237,6870
Total		23.853,8928	256,0503		<b>9.241.627,3861</b>

- **Panas Preheating**

$$T_1 = 131,57^\circ\text{C} = 404,72 \text{ K}$$

$$T_2 = 184,19^\circ\text{C} = 457,34 \text{ K}$$

$$Q_p = \Delta H_{4(l)} - \Delta H_3 = \mathbf{3.211.120,4577 \text{ kJ/jam}}$$

- **Panas Uap keluar**

$$T_{\text{out}} = 184,19^\circ\text{C} = 457,34 \text{ K}$$

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

$$\Delta H_{\text{out}} = n \int_{298,15}^{457,34} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5)$$

Tabel B.12. Panas aliran keluaran vapor Vaporizer-101 (VP-101)

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H_{3(g)}$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	23.820,9433	255,7844	21.972,5613	5.620.237,9170
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	23,8448	0,1937	23.040,1028	4.462,4562
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,0000	0,0000	36.264,7052	0,0000
Total		23.844,7881	255,9781		<b>5.624.700,3733</b>



Tabel B.13. Panas aliran keluaran vapor Vaporizer-101 (VP-101)

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H_3 (l)$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	0,0000	0,0000	36.096,3842	0,0000
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	8,3472	0,0678	32.501,2721	2.203,6288
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,7575	0,0045	53.099,8708	237,6870
Total		9,1047	0,0723	121.697,5271	<b>2.441,3158</b>

- **Panas Laten Penguapan (H<sub>v</sub>)**

$$\Delta H_{\text{vap}} = A (1 - T/T_c)^n$$

$$T_{\text{vap}} = 184,19 \text{ }^\circ\text{C} = 457,34\text{K}$$

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

Tabel B.14. Data *Enthalphy of Vaporization* dan Panas Penguapan

Komponen	A	T <sub>c</sub>	n	$\Delta H_{\text{vap}}$ (kJ/mol)	Mol vapor (kmol/jam)	$\Delta H_{\text{vap}}$ (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	67,414	719,000	0,380	45,9131	255,7844	11.743.849,4631
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	72,038	699,000	0,459	44,2427	0,1937	8.569,0226
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	83,711	817,000	0,346	63,0223	0,0000	0,0000
Total				153,1781	255,9781	<b>11.752.418,4857</b>

(*Chemical Properties Handbook ; Carl L Yaws*)

- **Panas Vaporization**

$$T_{\text{vap}} = 184,185 \text{ }^\circ\text{C} = 457,34\text{K}$$

$$Q_v = \Delta H_{3(g)} + \Delta H_{l(g)} + \Delta H_{\text{vap}} = \mathbf{17.379.560,1748 \text{ kJ/jam}}$$

*Prarancangan Pabrik Diphenylamine dari Konversi Fase Uap Anilin  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun  
Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung*

Neraca Energi Vaporizer (VP-101)

$$Q_{\text{Input}} - Q_{\text{Output}} + Q_{\text{vaporizer}} - Q_{\text{vaporization}} = \text{Acc}$$

$$\Delta H_{\text{vaporizer}} = \Delta H_{\text{output}} + \Delta H_{\text{vaporization}} - \Delta H_{\text{input}} = 20.590.680,6325 \text{ kJ/jam}$$

Pemanas yang digunakan adalah panas produk reaktor (RE-201).

- **Aliran Panas Masuk  $\Delta H_7$**

$$T_7 = 500,22 \text{ }^\circ\text{C} = 773,37\text{K}$$

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

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{out}} &= n \int_{298,15}^{773,37} C_p dT \\ &= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5) \end{aligned}$$

Tabel B.15. Panas Masuk dari Aliran Produk Reaktor (RE-201)

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H_7$
NH <sub>3</sub>	17,031	762,3462	44,7623	20.414,7380	913.809,9351
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	15.483,6131	166,2598	83.545,2575	13.890.221,5860
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	23,8448	0,1937	86.932,6031	16.837,2917
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	7.574,9840	44,7623	143.556,7483	6.425.925,3597
<b>Total</b>		<b>23.844,7881</b>	<b>255,9781</b>		<b>21.246.794,1726</b>

- **Panas keluar  $\Delta H_8$**

$$T_{\text{out}} = 315,42 \text{ }^\circ\text{C} = 588,57\text{K}$$

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

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{out}} &= n \int_{298,15}^{588,57} C_p dT \\ &= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5) \end{aligned}$$

Tabel B.16. Panas aliran keluaran produk reaktor

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol(kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H_{8(v)}$
NH <sub>3</sub>	17,031	762,3462	44,7623	11.628,8632	520.534,2670
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	13.310,2075	142,9223	45.147,4200	6.452.571,4802
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	17,2915	0,1405	47.193,2671	6.628,3839
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	3.030,4622	17,9077	76.252,4723	1.365.504,5391
Total		17.120,3073	205,7327		<b>8.345.238,6703</b>

Tabel B.17. Panas aliran keluaran produk reaktor

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H_{8(l)}$
NH <sub>3</sub>	17,031	0,0000	0,0000	99.531,2686	0,0000
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	2.173,4056	23,3376	71.645,1855	1.672.025,3573
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	6,5533	0,0532	64.125,4169	3.413,4108
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	4.544,5218	26,8546	102.709,8024	2.758.229,6784
Total		6.724,4807	50,2454		<b>4.433.668,4465</b>

- **Panas Pengembunan**

Panas Pengembunan adalah kebalikan dari panas penguapan. Sebagian kecil produk reaktor mengembun

Panas Penguapan :

$$\Delta H_{\text{vap}} = A (1 - T/T_c)^n$$

$$T_{\text{out}} = 315,42 \text{ } ^\circ\text{C} = 588,57 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{out}} &= n \int_{298,15}^{588,57} C_p dT \\ &= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5) \end{aligned}$$

Tabel B.18. Data *Enthalphy of Condensation* dan Panas Kondensasi

Komponen	A	Tc	n	$\Delta H$ vap (kJ/mol)	Mol (kmol/jam)	$\Delta H$ cond (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	67,414	719	0,380	35,2405	23,3376	822.426,9679
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	72,038	699	0,459	30,8838	0,0532	1.643,9514
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	83,711	817	0,346	53,8623	26,8546	1.446.449,8493
Total				119,9865	50,2454	<b>2.270.520,7686</b>

- **Panas Sensibel**

$$T_{\text{out}} = 315,42 \text{ } ^\circ\text{C} = 588,57 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{out}} &= n \int_{298,15}^{588,57} C_p dT \\ &= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5) \end{aligned}$$

Tabel B.19. Panas sensibel produk reaktor yang mengembun

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H_s$
NH <sub>3</sub>	17,031	0,0000	0,0000	11.628,8632	0,0000
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	2.173,4056	23,3376	45.147,4200	1.053.631,5960
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	6,5533	0,0532	47.193,2671	2.512,1086
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	4.544,5218	26,8546	76.252,4723	2.047.728,9151

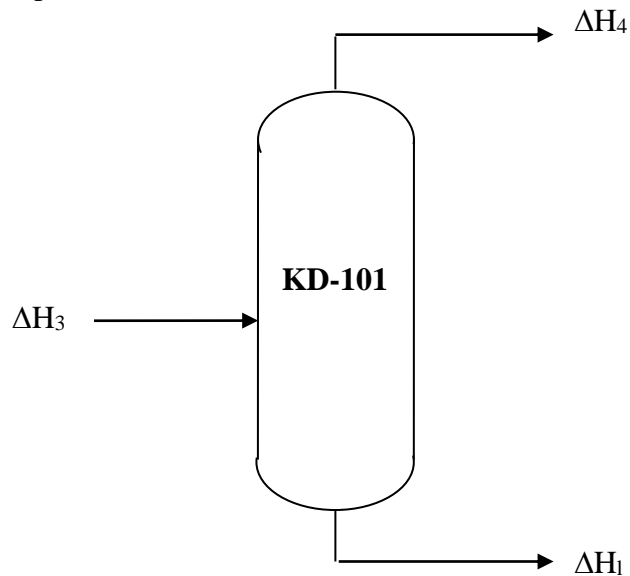
Total	6.724,4807	50,2454	<b>3.103.872,6197</b>
-------	------------	---------	-----------------------

Tabel B.20. Neraca Energi Vaporizer (VP-101)

Aliran Panas Masuk (kJ/jam)		Aliran Panas Keluar (kJ/jam)	
$\Delta H_2$	6.030.506,9284	$\Delta H_3$	5.627.141,6891
$\Delta H_v$	20.590.680,6325	$\Delta H_{s(vap)}$	9.241.627,3861
$\Delta H_7$	21.246.794,1726	$\Delta H_{vap}$	11.752.418,4857
$\Delta H_{cond}$	2.270.520,7686	$\Delta H_8$	12.778.907,1168
$\Delta H_{s(cond)}$	3.103.872,6197	$\Delta H_c$	13.842.280,4440
<b>Total</b>	<b>53.242.375,1218</b>	<b>Total</b>	<b>53.242.375,1218</b>

### 3. Knock Out Drum-101 (KD-101)

Fungsi : Memisahkan fasa uap dan fasa cair Anilin yang keluar dari Vaporizer-101 (VP-101)



Gambar B.4. Aliran panas pada KD-101

Keterangan :

$\Delta H_3$  = Panas aliran masuk dari Vaporizer-101 (VP-101)

$\Delta H_4$  = Panas aliran vapor keluar menuju Kompresor-101 (CP-101)

$\Delta H_1$  = Panas aliran liquid keluar menuju UPL

- **Panas aliran masuk**

Pada perhitungan sebelumnya diketahui bahwa panas masuk KD-101 adalah panas yang keluar dari VP-101 = **5.627.141,6891 kJ/jam**

- **Panas aliran keluar**

Panas aliran keluar KD-101 adalah panas aliran liquid dan panas aliran vapor. Dimana pada perhitungan di VP-101 diketahui bahwa:

$$\Delta H_4 = 5.624.700,3733 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_1 = 2.441,3158 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.21. Neraca Energi Separator Drum-101 (SD-101)

Aliran Panas Masuk (kJ/jam)		Aliran Panas Keluar (kJ/jam)	
$\Delta H_3$	5.627.141,6891	$\Delta H_4$	5.624.700,3733
		$\Delta H_1$	2.441,3158
<b>Total</b>	<b>5.627.141,6891</b>		<b>5.627.141,6891</b>

#### 4. Kompresor-101 (CP-101)

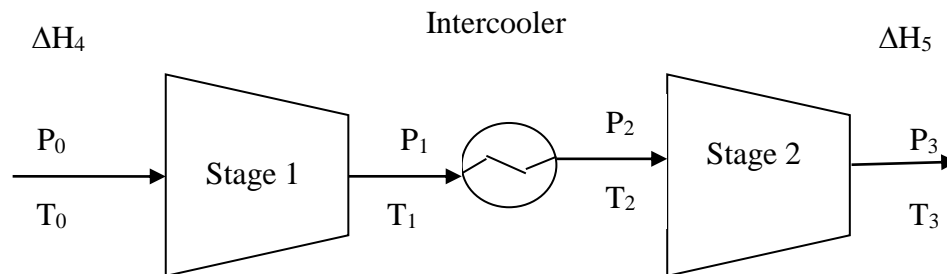
Fungsi : Menaikan tekanan uap keluaran KD-101 untuk menyesuaikan dengan kondisi di Reaktor-201 (RE-201)

Kondisi operasi :  $T_{in} = 183,89 \text{ }^\circ\text{C} = 457,04\text{K}$

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

$$P_0 = 0,99 \text{ atm}$$

$$P_3 = 8,15 \text{ atm}$$



Gambar B.5. Kompresor-101 (CP-101)

Keterangan :

$\Delta H_4$  = Aliran panas masuk Kompresor-101 (K-101)

$\Delta H_5$  = Aliran panas keluaran Kompresor-101 (K-101)

- Menghitung jumlah *stage*

$$R_c = (P_3 / P_0)^{1/m}$$

Dimana :  $P_3$  = tekanan gas keluar, atm

$P_0$  = tekanan gas masuk, atm

$m$  = Jumlah stage

Rasio kompresi dibatasi dibawah 4 agar kenaikan suhu tidak terlalu tinggi.

Sedangkan kebutuhan energi total akan minimum jika rasio kompresi tiap stage sama.

Bila  $m = 1$ , maka

$$R_c = (8,15/0,99)^{1/1} = 8,2181$$

$R_c > 4$ , maka *stage* yang digunakan adalah *multiple stage* (Walas, 1990, hal 158). Dikarenakan rasio kompresi yang didapat terlalu tinggi maka perlu dipakai multi stage.

Jika dipilih jumlah *stage* yang digunakan = 2 stage, maka :

$$R_c = (7,5/1)^{1/2} = \mathbf{2,8667}$$

- **Menghitung laju alir volumetric**

Kecepatan volumetrik dari bahan yang masuk, yaitu:

1 kg gas ideal pd 0°C, 760 mmHg = 22,4 m<sup>3</sup>

$$V = n \times 22,4 \times \frac{T_0}{T_{ref}} \times \frac{1}{3600}$$

$$V = 255,9781 \text{ kmol} \times 22,4 \times \frac{457,04}{298,15} \times \frac{1}{3600}$$

$$V = 2,4416 \frac{\text{m}^3}{\text{detik}}$$

Dari grafik 3.6 Coulson Vol.6, hal 75 untuk laju alir sebesar 2,4416 m<sup>3</sup>/s dan kompresor yang digunakan jenis sentrifugal, maka Efisiensi (Ep) = 71%

- **Menghitung kondisi keluaran tiap stage**

1. **Stage 1**

$$P_1 = R_c \times P_0 \quad ; R_c \text{ pada setiap stage adalah sama}$$

$$P_1 = 2,84 \text{ atm}$$

**Panas aliran masuk Kompresor-101 (CP-101)**

$$T_0 = 183,89 \text{ }^\circ\text{C} = 457,04\text{K}$$

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

$$\Delta H_{in} = n \int_{298,15}^{457,04} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5)$$



Tabel B.22. Panas aliran masuk stage 1

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Cp	ΔH
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	23.820,9433	255,7844	21.924,9383	5.608.056,7035
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	23,8448	0,1937	22.990,3433	4.452,8187
Total		23.844,7881	255,9781		5.612.509,5222

**Menghitung T<sub>trial</sub>, Tr (mean ), Pr (mean), dan Cp (mean)**

$$T_2 = T_1 \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^m$$

$$m = \frac{ZR}{C_p} \left( \frac{1}{E_p} + X \right) \text{ for compression,}$$

**Pada keadaan kritisnya:**

$$m = \frac{(\gamma - 1)E_p}{\gamma}$$

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R} = 1,0005$$

$$m = 0,0004$$

$$T_{1 \text{ trial}} = 184,07 \text{ } ^\circ\text{C} = 457,23 \text{ K}$$

$$Tr \text{ (mean)} = \frac{(T_0 + T_1)}{(2 \times T_c)}$$

$$Pr \text{ (mean)} = \frac{(P_0 + P_1)}{(2 \times P_c)}$$

Komponen	Mol (kmol/jam)	y	Tc (K)	Tc*y	Pc (bar)	Pc*y
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	255,7844	0,9992	719	718,4560	44	43,9667
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,1937	0,0008	699	0,5289	53,09	0,0402
Total	255,9781	1,0000		718,9849		44,0069

$$Tr \text{ (mean)} = 0,6358$$

$$Pr \text{ (mean)} = 0,0441$$

Cp pada T (mean)

$$T \text{ (mean)} = \frac{T_1+T_2}{2} = 457,23 \text{ K}$$

Komponen	Mol (kmol/jam)	y	Cp	Cp*y
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	255,7844	0,9992	37.152,4852	37.124,3743
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,1937	0,0008	39.872,1397	30,1687
Total	255,9781	1,0000		37.154,5429

Didapat data dari grafik pada buku Coulson Vol.6 (hal 63-79)

Cp pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 8 kJ/kmol.K

Maka :

Cp (mean) = 37.162,5429kJ/kmol.K

Z pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 0,95

X pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 0,40

Y pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 1,05

Maka nilai m = 0,0004

$$n = \frac{1}{Y - m(1 + X)}$$

$$n = 0,9529$$

$$T_1 = 457,22 \text{ K} = 184,07 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh kondisi operasi stage 1:

$$P_0 = 0,99 \text{ atm}$$

$$P_1 = 2,84 \text{ atm}$$

$$T_0 = 183,89 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_1 = 184,07 \text{ }^\circ\text{C}$$

Untuk mendinginkan suhu keluaran stage 1 sebelum masuk ke stage 2 digunakan intercooler.

#### Intercooler

$$P_1 = 2,84 \text{ atm}$$

$$P_2 = 2,84 \text{ atm}$$

$$T_1 = 184,07 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 183,89 \text{ }^\circ\text{C}$$

#### **Panas aliran keluaran stage 1**

$$T_1 = 184,07 \text{ }^\circ\text{C} = 457,22 \text{ K}$$

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

$$\Delta H_{\text{out}} = n \int_{298,15}^{457,41} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5)$$

Tabel B.23. Panas aliran keluar stage 1

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Cp	$\Delta H$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	23.820,9433	255,7844	21.954,6969	5.615.668,4980
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	23,8448	0,1937	23.021,4370	4.458,8410
Total		23.844,7881	255,9781		5.620.127,3390

$$\Delta H_{\text{in}} + \Delta H_{\text{kompresi}} = \Delta H_{\text{out}}$$

$$\Delta H_{\text{kompresi}} = 7.617,8077 \text{ kJ/jam}$$

### Menghitung massa air pendingin yang digunakan pada intercooler

Media pendingin yang digunakan ialah air pendingin dengan temperatur masuk 30 °C dan keluar pada temperatur 50°C. Kapasitas panas air rata-rata sebesar 4,183 kJ/kg.K (App. A.2-5. Geankoplis, C.J. Ed.2th., 1993, hal. 799).

Untuk menyerap panas tersebut maka dibutuhkan air pendingin dengan kondisi :

$$T_{in} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} \text{ (303,15 K)}$$

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

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

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

$$\text{maka } \int C_{p \text{ H}_2\text{O}} dT = 1505,5337 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{m air pendingin} &= \frac{Q \text{ kompresi}}{\int C_{p \text{ H}_2\text{O}} dT} = 6,2051 \text{ kmol/jam} \\ &= 111,7850 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

#### • Menghitung kerja kompresor stage 1

$$-W = P_1 v_1 \frac{n}{n-1} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right] = Z \frac{RT_1}{M} \frac{n}{n-1} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right] \quad (3.31)$$

$$\text{for compression } E_p = \frac{\text{polytropic work}}{\text{actual work required}}$$

$$-W = 3.700,4391 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Actual work} = 5.217,5198 \text{ kJ/kmol} = 1.335.570,6089 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Power} = 370,9918 \text{ kW}$$

## 2. Stage 2

$$P_2 = R_c \times P_1 \quad ; R_c \text{ pada setiap stage adalah sama}$$

$$P_2 = 8,15 \text{ atm}$$

$$T_2 = 183,89 \text{ }^\circ\text{C} = 457,04 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{in}} &= n \int_{298,15}^{457,04} C_p \, dT \\ &= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p \, dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5) \end{aligned}$$

Tabel B.24. Panas aliran masuk stage 2

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Cp	$\Delta H$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	23.820,9433	255,7844	21.924,9383	5.608.056,7035
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	23,8448	0,1937	22.990,3433	4.452,8187
Total		23.844,7881	255,9781		5.612.509,5222

**Menghitung T trial, Tr (mean), Pr (mean), dan Cp (mean)**

$$T_2 = T_1 \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^m$$

$$m = \frac{ZR}{C_p} \left( \frac{1}{E_p} + X \right) \text{ for compression,}$$

**Pada keadaan kritisnya:**

$$m = \frac{(\gamma - 1)E_p}{\gamma}$$

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R} = 1,0005$$

$$m = 0,0004$$

$$T_{3 \text{ trial}} = 184,07 \text{ } ^\circ\text{C} = 457,23 \text{ K}$$

$$\text{Tr (mean)} = \frac{(T_0 + T_1)}{(2 \times T_c)}$$

$$\text{Pr (mean)} = \frac{(P_0 + P_1)}{(2 \times P_c)}$$

Komponen	Mol (kmol/jam)	y	Tc (K)	Tc*y	Pc (bar)	Pc*y
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	255,7844	0,9992	719	718,4560	44	43,9667
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,1937	0,0008	699	0,5289	53,09	0,0402
Total	255,9781	1,0000		718,9849		44,0069

$$\text{Tr (mean)} = 0,6358$$

$$\text{Pr (mean)} = 0,1265$$

Cp pada T (mean)

$$T \text{ (mean)} = \frac{T_1+T_2}{2} = 457,13 \text{ K}$$

Komponen	Mol (kmol/jam)	y	Cp	Cp*y
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	255,7844	0,9992	37.152,4852	37.124,3743
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,1937	0,0008	39.872,1397	30,1687
Total	255,9781	1,0000		37.154,5429

Didapat data dari grafik pada buku Coulson Vol.6 (hal 63-79)

Cp pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 20 kJ/kmol.K

Maka :

Cp (mean) = 37.174,5429 kJ/kmol.K

Z pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 0,875

X pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 1,00

Y pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 1,125

Maka nilai  $m = 0,0005$

$$n = \frac{1}{Y - m(1 + X)}$$

$$n = 0,8896$$

$$T_3 = 457,27 \text{ K} = 184,12 \text{ }^\circ\text{C}$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh kondisi operasi stage 2:

$$P_2 = 2,84 \text{ atm}$$

$$P_3 = 8,15 \text{ atm}$$

$$T_2 = 183,89 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_3 = 184,12 \text{ }^\circ\text{C}$$

### Panas aliran keluaran stage 2

$$T_2 = 184,12 \text{ }^\circ\text{C} = 457,27 \text{ K}$$

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

$$\Delta H_{\text{out}} = n \int_{298,15}^{457,27} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5)$$

Tabel B.25. Panas aliran keluar stage 2

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Cp	$\Delta H$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	23.820,9433	255,7844	21.961,4324	5.617.391,3190
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	23,8448	0,1937	23.028,4747	4.460,2040
Total		23.844,7881	255,9781		5.621.851,5230

$$\begin{aligned}\Delta H_{in} + \Delta H_{\text{kompresi}} &= \Delta H_{\text{out}} \\ \Delta H_{\text{kompresi}} &= 9.342,0008 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

• Menghitung kerja kompresor stage 2

$$-W = P_1 v_1 \frac{n}{n-1} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right] = Z \frac{RT_1}{M} \frac{n}{n-1} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right] \quad (3.31)$$

$$\text{for compression } E_p = \frac{\text{polytropic work}}{\text{actual work required}}$$

$$-W = 3.282,5187 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Actual work} = 4.623,2658 \text{ kJ/kmol} = 1.183.454,6113 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Power} = 328,7374 \text{ kW}$$

$$\begin{aligned}\text{Daya kompresor total} &= \text{Daya kompresor stage 1} + \text{Daya kompresor stage 2} \\ &= 370,9918 \text{ kW} + 328,7374 \text{ kW} = 699,7292 \text{ kW}\end{aligned}$$

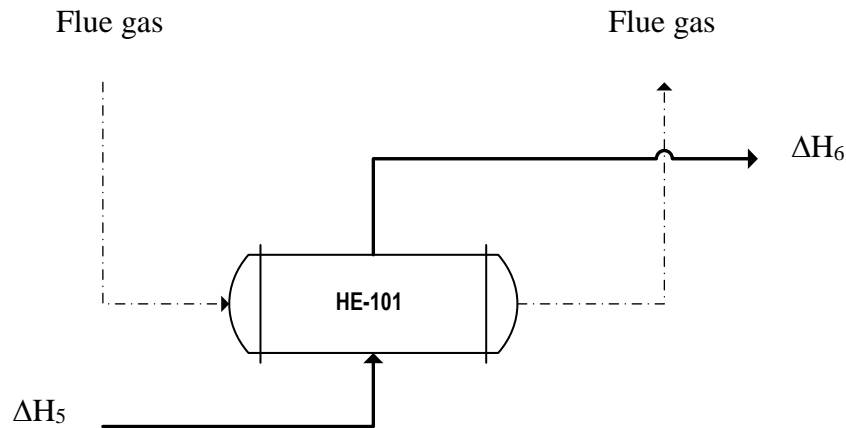
Tabel B.26. Neraca Energi Kompresor-101 (CP-101)

Aliran Panas Masuk (kJ/jam)		Aliran Panas Keluar (kJ/jam)	
$\Delta H_4$	5.612.509,5222	$\Delta H_5$	5.621.851,5230
$\Delta H_k$	9.342,0008		
<b>Total</b>	<b>5.621.851,5230</b>		<b>5.621.851,5230</b>



## 5. Heat Exchanger-101 (HE-101)

Fungsi : Memanaskan uap keluaran CP-101 sebagai umpan masukan Reaktor-201 (RE-201) dengan flue gas dari Furnace-401 (FU-401) sebagai media pemanasnya



Gambar B.6. Heat Exchanger-101 (HE-101)

Keterangan:

$\Delta H_5$  = Panas aliran masuk ke HE-101 dari CP-101

$\Delta H_6$  = Panas aliran keluar HE-101 menuju RE-101

- **Panas aliran masuk( $\Delta H_5$ )**

$$T_{in} = 184,12 \text{ } ^\circ\text{C} = 457,27 \text{ K}$$

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

$$\Delta H_{in} = n \int_{298,15}^{457,27} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5)$$

Tabel B.27. Panas aliran masuk ke HE-101 dari CP-101

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	C <sub>p</sub>	ΔH <sub>5</sub>
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	23.820,9433	255,7844	21.961,4324	5.617.391,3190
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	23,8448	0,1937	23.028,4747	4.460,2040
Total		23.844,7881	255,9781		<b>5.621.851,5230</b>

- **Panas aliran keluar (ΔH<sub>6</sub>)**

$$T_{\text{out}} = 475 \text{ }^{\circ}\text{C} = 748,15\text{K}$$

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

$$\Delta H_{\text{out}} = n \int_{298,15}^{748,15} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5)$$

Tabel B.28. Panas aliran keluar HE-101

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	C <sub>p</sub>	ΔH <sub>6</sub>
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	23.820,9433	255,7844	77.976,8536	19.945.260,9552
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	23,8448	0,1937	81.193,8640	15.725,8005
Total		23.844,7881	255,9781		<b>19.960.986,7557</b>

- **Panas aliran masuk flue gas**

$$T_{\text{in}} = 760 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1.033,15\text{K}$$

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

$$\Delta H_{\text{in}} = n \int_{298,15}^{1.033,15} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5)$$

*Prarancangan Pabrik Diphenylamine dari Konversi Fase Uap Anilin  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun  
Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung*

Tabel B.29. Panas aliran masuk flue gas

Komponen	Mol (kmol/jam)	C <sub>p</sub>	ΔH <sub>in</sub>
O <sub>2</sub>	27,0291	23.862,3635	644.977,6568
CO <sub>2</sub>	697,9760	34.913,7246	2.653.476,2156
H <sub>2</sub> O	76,0009	27.376,7991	3.875.460,4881
N <sub>2</sub>	141,5600	22.290,8814	15.558.499,7214
<b>Total</b>	<b>942,5660</b>		<b>22.732.414,0819</b>

- **Panas aliran keluar flue gas**

$$T_{\text{out}} = 253,44 \text{ } ^\circ\text{C} = 526,59\text{K}$$

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

$$\Delta H_{\text{out}} = n \int_{298,15}^{526,59} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5)$$

Tabel B.30. Panas aliran keluar flue gas

Komponen	Mol (kmol/jam)	C <sub>p</sub>	ΔH <sub>in</sub>
O <sub>2</sub>	27,0291	6.928,4369	187.269,2537
CO <sub>2</sub>	697,9760	9.541,3122	6.659.606,6832
H <sub>2</sub> O	76,0009	7.870,6575	598.177,4461
N <sub>2</sub>	141,5600	6.698,3983	948.225,4661
<b>Total</b>	<b>942,5660</b>		<b>8.393.278,8492</b>

Tabel B.31. Neraca Energi Heat Exchanger-101 (HE-101)

Aliran Panas Masuk (kJ/jam)		Aliran Panas Keluar (kJ/jam)	
$\Delta H_5$	5.621.851,5230	$\Delta H_6$	19.960.986,7557
$\Delta H_{\text{flue gas}}$	22.732.414,0819	$\Delta H_{\text{flue gas}}$	8.393.278,8492
<b>Total</b>	<b>28.354.265,6049</b>	<b>Total</b>	<b>28.354.265,6049</b>

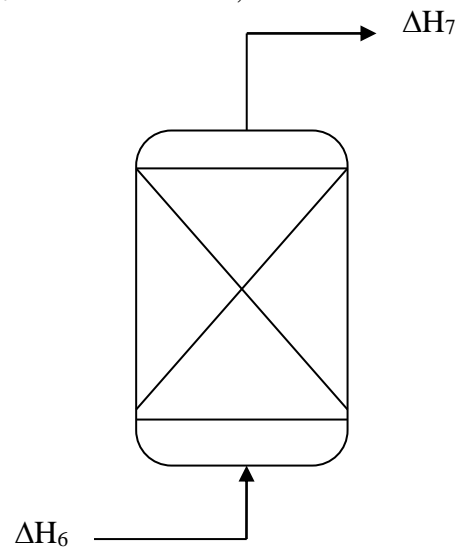
## 6. Reaktor-201 (RE-201)

Fungsi : Tempat terjadi reaksi pembentukan Diphenylamine

Kondisi Operasi : P = 7,51 atm

T = 500,22 °C = 773,15 K

T<sub>ref</sub> = 25 °C = 298,15 K



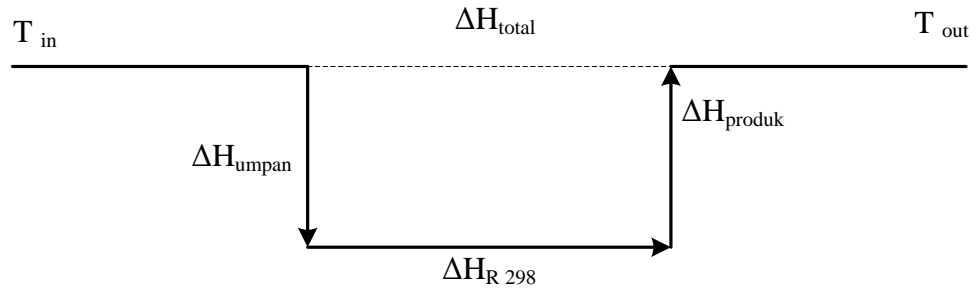
Gambar B.8 Reaktor-201(RE-201)

Keterangan:

$\Delta H_6$  = Panas aliran masuk RE-201 dari HE-101

$\Delta H_7$  = Panas aliran produk keluar dari RE-201

Dalam menghitung neraca energi di reaktor digunakan langkah perhitungan seperti pada gambar berikut:



$$\Delta H_{\text{total}} = \Delta H_{\text{umpam}} + \Delta H_{\text{R}} - \Delta H_{\text{produk}}$$

• **Panas aliran masuk dari HE-101**

$$T_6 = 475 \text{ }^\circ\text{C} = 748,15 \text{ K}$$

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

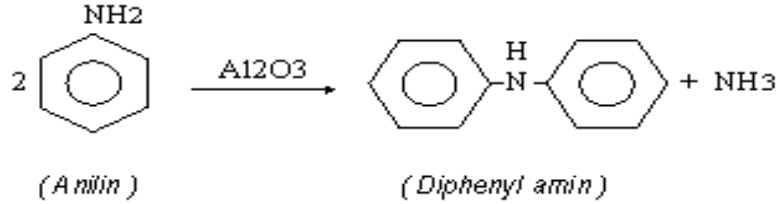
$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{in}} &= n \int_{298,15}^{748,15} C_p dT \\ &= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5) \end{aligned}$$

Tabel B.32. Panas Masuk

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	C <sub>p</sub>	ΔH <sub>6</sub>
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	23.820,9433	255,7844	77.976,8536	19.945.260,9552
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	23,8448	0,1937	81.193,8640	15.725,8005
Total		23.844,7881	255,9781		<b>19.960.986,7557</b>

• **Panas Reaksi**

Persamaan Reaksi yang terjadi:



Entalpi Pembentukan ( $\Delta H_f$ )

Pada keadaan standar,  $T = 298,15 \text{ K}$

Komponen	$\Delta H^\circ_f$ (kjoule/mol)
$\text{NH}_3$	-45,90
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$	86,86
$(\text{C}_6\text{H}_5)_2\text{NH}$	202,00

Sumber : (Chemical Properties Handbook ; Carl L Yaws)

$$\Delta H_r = \sum m \times \Delta H_{f\text{produk}} - \sum m \times \Delta H_{f\text{reaktan}}$$

dimana:  $m$  = jumlah mol yang bereaksi atau terbentuk dalam reaksi

$$\Delta H_R = \Delta H_R^\circ + m \int \Delta C_p \cdot dT$$

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T \Delta C_p dT = \Delta A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{\Delta B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{\Delta C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{\Delta D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{\Delta E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5)$$

$$\Delta A = -63,766$$

$$\Delta B = 7,2029\text{E-}01$$

$$\Delta C = -6,7458\text{E-}04$$

$$\Delta D = 3,3176\text{E-}07$$

$$\Delta E = -6,6034\text{E-}11$$

Tabel B.33. Panas Reaksi

Z (m)	X (%)	T (°C)	FAo (kmol/jam)	FA (kmol/jam)	FB (kmol/jam)	FC (kmol/jam)	$\Delta H_{rx}$ (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
0	0,00 %	475,00	255,7844	255,7844	0,0000	0,0000	15.795	4.040.071,0150
0,1	0,92 %	475,67	255,7844	253,4226	1,1809	1,1809	15.797	3.965.992,1062
0,2	1,85 %	476,33	255,7844	251,0534	2,3655	2,3655	15.799	3.891.660,7631
0,3	2,78 %	477,00	255,7844	248,6771	3,5536	3,5536	15.801	3.817.084,4013
0,4	3,71 %	477,68	255,7844	246,2939	4,7452	4,7452	15.803	3.742.270,7619
0,5	4,64 %	478,35	255,7844	243,9041	5,9401	5,9401	15.805	3.667.227,9158
0,6	5,58 %	479,02	255,7844	241,5079	7,1382	7,1382	15.808	3.591.964,2681
0,7	6,52 %	479,70	255,7844	239,1057	8,3393	8,3393	15.810	3.516.488,5626
0,8	7,46 %	480,38	255,7844	236,6977	9,5434	9,5434	15.812	3.440.809,8851
0,9	8,41 %	481,06	255,7844	234,2842	10,7501	10,7501	15.814	3.364.937,6673
1	9,35 %	481,74	255,7844	231,8655	11,9594	11,9594	15.816	3.288.881,6893
1,1	10,30 %	482,42	255,7844	229,4420	13,1712	13,1712	15.818	3.212.652,0819
1,2	11,25 %	483,11	255,7844	227,0140	14,3852	14,3852	15.820	3.136.259,3292
1,3	12,20 %	483,79	255,7844	224,5818	15,6013	15,6013	15.822	3.059.714,2694
1,4	13,15 %	484,47	255,7844	222,1458	16,8193	16,8193	15.824	2.983.028,0959
1,5	14,10 %	485,16	255,7844	219,7064	18,0390	18,0390	15.827	2.906.212,3575
1,6	15,06 %	485,85	255,7844	217,2639	19,2602	19,2602	15.829	2.829.278,9581
1,7	16,02 %	486,54	255,7844	214,8188	20,4828	20,4828	15.831	2.752.240,1553
1,8	16,97 %	487,22	255,7844	212,3714	21,7065	21,7065	15.833	2.675.108,5593
1,9	17,93 %	487,91	255,7844	209,9222	22,9311	22,9311	15.835	2.597.897,1296
2	18,89 %	488,60	255,7844	207,4715	24,1564	24,1564	15.837	2.520.619,1724

2,1	19,85 %	489,29	255,7844	205,0198	25,3823	25,3823	15.839	2.443.288,3362
2,2	20,81 %	489,98	255,7844	202,5676	26,6084	26,6084	15.841	2.365.918,6072
2,3	21,76 %	490,67	255,7844	200,1152	27,8346	27,8346	15.843	2.288.524,3031
2,4	22,72 %	491,35	255,7844	197,6632	29,0606	29,0606	15.846	2.211.120,0672
2,5	23,68 %	492,04	255,7844	195,2121	30,2862	30,2862	15.848	2.133.720,8602
2,6	24,64 %	492,73	255,7844	192,7622	31,5111	31,5111	15.850	2.056.341,9523
2,7	25,60 %	493,42	255,7844	190,3141	32,7351	32,7351	15.852	1.978.998,9137
2,8	26,55 %	494,10	255,7844	187,8684	33,9580	33,9580	15.854	1.901.707,6042
2,9	27,51 %	494,79	255,7844	185,4254	35,1795	35,1795	15.856	1.824.484,1621
3	28,46 %	495,47	255,7844	182,9858	36,3993	36,3993	15.858	1.747.344,9919
3,1	29,41 %	496,16	255,7844	180,5500	37,6172	37,6172	15.860	1.670.306,7509
3,2	30,36 %	496,84	255,7844	178,1185	38,8329	38,8329	15.862	1.593.386,3355
3,3	31,31 %	497,52	255,7844	175,6920	40,0462	40,0462	15.864	1.516.600,8654
3,4	32,26 %	498,20	255,7844	173,2709	41,2567	41,2567	15.866	1.439.967,6681
3,5	33,20 %	498,87	255,7844	170,8558	42,4643	42,4643	15.868	1.363.504,2614
3,6	34,14 %	499,55	255,7844	168,4472	43,6686	43,6686	15.870	1.300.228,3353
<b>3,7</b>	<b>35,08 %</b>	<b>500,22</b>	<b>255,7844</b>	<b>166,0458</b>	<b>44,8693</b>	<b>44,8693</b>	<b>15.872</b>	<b>1.285.473,6130</b>

• **Panas aliran keluar RE-201**

$$T_8 = 500,22 \text{ } ^\circ\text{C} = 773,37\text{K}$$

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

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{out}} &= n \int_{298,15}^{773,37} C_p \, dT \\ &= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p \, dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5) \end{aligned}$$



Tabel B.34. Panas Keluar

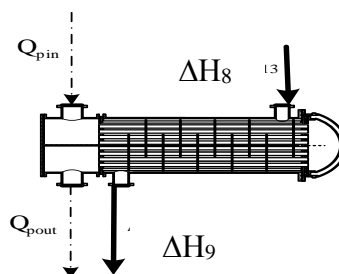
Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H$ out
NH <sub>3</sub>	17,031	762,3462	44,8693	20.414,7380	915.995,0404
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	15.483,6131	166,0458	83.545,2575	13.872.336,9831
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	23,8448	0,1937	86.932,6031	16.837,2917
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	7.574,9840	44,8693	143.556,7483	6.441.291,0536
Total		23.844,7881	255,9781		<b>21.246.460,3688</b>

Tabel B.35. Neraca energi di RE-201

Aliran Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Reaksi (kJ/jam)	Aliran Panas Keluar (kJ/jam)
$\Delta H_6$ 19.960.986,7557	$\Delta H_r$ 1.285.473,6130	$\Delta H_7$ 21.246.460,3688
Total	<b>21.246.460,3688</b>	<b>21.246.460,3688</b>

### 7. Kondensor Parsial-301 (CD-301)

Fungsi : Mendinginkan dan mengkondensasikan *condensable gas* yang berasal dari reaktor, *condensable gas* ini terlebih dahulu dimanfaatkan panasnya di VP-101. Dimana gas NH<sub>3</sub> sebagai gas non *condensable* tidak akan terkondensasi, sedangkan gas lainnya seluruhnya akan menjadi cairan.



Gambar B.8. CD-301

Keterangan :

$Q_8$  = Panas aliran produk keluar dari HE-101

$Q_9$  = Panas aliran bahan keluar dari CD-301

- **Panas  $\Delta H_8$**

$$T_{\Delta H_8} = 315,42 \text{ }^\circ\text{C} = 588,57 \text{ K}$$

$$\Delta H_8 = 12.778.907,1168 \text{ kJ/jam}$$

- **Panas keluar**

$$T_{\text{out}} = 193,31 \text{ }^\circ\text{C} = 466,46 \text{ K}$$

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

$$\Delta H_{\text{out}} = n \int_{298,15}^{466,46} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5)$$

Tabel B.36. Panas aliran keluaran liquid CD-301

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa liquid (kg/jam)	Mol liquid (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H$ liquid
NH <sub>3</sub>	17,031	0,0000	0,0000	26.613,8329	0,0000
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	15.483,5220	166,2589	38.347,3552	6.375.587,8046
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	23,8447	0,1937	34.519,2214	6.685,7409
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	7.574,9822	44,7623	56.354,9034	2.522.572,5765
Total		23.082,3489	211,2148		<b>8.904.846,1220</b>

Tabel B.37. Panas aliran keluaran vapor WHB-301

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa vapor (kg/jam)	Mol vapor (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H$ vapor
NH <sub>3</sub>	17,031	762,346	44,762	6.428,7841	287.766,9439
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	0,091	0,001	23.450,4542	22,9593
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	0,000	0,000	24.584,0225	0,0110
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,002	0,000	38.784,0571	0,4169
Total		762,439	44,763		<b>287.790,3310</b>

Total panas keluar:  $\Delta H_9 = \Delta H_{9(l)} + \Delta H_{9(g)} = \mathbf{9.192.636,4530 \text{ kg/jam}}$

- **Panas Pengembunan**

Panas Pengembunan adalah kebalikan dari panas penguapan.

Panas Penguapan :

$$\Delta H_{\text{vap}} = A (1 - T/T_c)^n$$

Pengembunan hanya terjadi pada *condensable-gas*.

$$T_{\text{cond}} = 193,28 \text{ }^\circ\text{C} = 466,43 \text{ K}$$

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

$$\Delta H_{\text{cond}} = n \int_{298,15}^{466,43} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5)$$

Komponen	A	Tc	n	$\Delta H$ vap (kJ/mol)	Mol (kmol/jam)	$\Delta H$ vap (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	67,414	719	0,380	45,3000	142,9213	9.634.895,4948
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	72,038	699	0,459	43,4705	0,1405	10.117,8416
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	83,711	817	0,346	62,4663	17,9077	1.499.068,5338
<b>Total</b>				<b>151,2368</b>	<b>160,9694</b>	<b>11.144.081,8702</b>

$$\Delta H_{\text{cond}} = (-) \Delta H_{\text{vap}} = -\mathbf{11.144.081,8702 \text{ kJ/jam}}$$

- **Panas Sensibel**

$$T_{\text{out}} = 193,31 \text{ } ^\circ\text{C} = 466,46 \text{ K}$$

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

$$\Delta H_{\text{out}} = n \int_{298,15}^{466,46} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5)$$

Tabel B.38. Panas sensibel yang mengembun

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H_s$
NH <sub>3</sub>	17,031	0,000	0,000	6.428,7841	0,0000
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	15483,522	166,259	23.450,4542	3.898.845,9388
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	23,845	0,194	24.584,0225	4.761,4749
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	7574,982	44,762	38.784,0571	1.736.061,8675
<b>Total</b>		<b>23082,349</b>	<b>211,215</b>		<b>5.639.669,2812</b>

- **Kebutuhan *cooling water***

Neraca Panas pada Kondensor Parsial

$$\Delta H_{in} - \Delta H_{out} + (\Delta H_{cond} + \Delta H_s) - Q_{cw} = \Delta H_{acc}$$

$$Q_{cw} = \Delta H_{in} + (\Delta H_{cond} + \Delta H_s) - \Delta H_{out} = \mathbf{20.370.021,8152 \text{ kJ/jam}}$$

Media pendingin yang digunakan ialah air pendingin dengan temperatur masuk 30°C dan keluar pada temperatur 50°C. Kapasitas panas air rata-rata sebesar 4,183 kJ/kg K (App. A.2-5. Geankoplis, C.J. Ed.2th., 1993, hal. 799).

Untuk menyerap panas tersebut maka dibutuhkan air pendingin dengan kondisi :

$$T_{in} = 30 \text{ }^\circ\text{C} \text{ (303,15 K)}$$

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

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

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

$$\text{maka } \int C_{p \text{ H}_2\text{O}} dT = 1.505,5337 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{m air pendingin} = \frac{Q_{\text{kompresi}}}{\int C_{p \text{ H}_2\text{O}} dT} = 13.530,1001 \text{ kmol/jam}$$

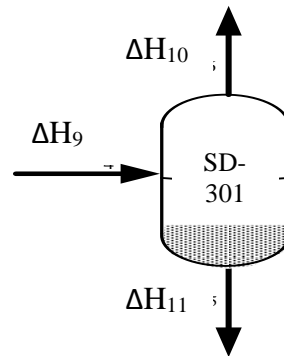
$$= \mathbf{234.744,7531 \text{ kg/jam}}$$

Tabel B.39. Neraca Energi Total Kondensator Parsial-301 (CD-301)

Aliran Panas Masuk (kJ/jam)		Aliran Panas Keluar (kJ/jam)	
$\Delta H_8$	12.778.907,1168	$\Delta H_9$	9.192.636,4530
$\Delta H_{\text{cond}}$	11.144.081,8702	$Q_{\text{cw}}$	20.370.021,8152
$\Delta H_s$	5.639.669,2812		
<b>Total</b>	<b>29.562.658,2682</b>		<b>29.562.658,2682</b>

### 8. Separator Drum-301 (SD-301)

Fungsi : Memisahkan fasa uap dan fasa cair keluaran dari CD-301



Gambar B.9. Aliran panas pada SD-301

Keterangan :

$\Delta H_9$  = Aliran panas masuk SD-301 dari CD-301

$\Delta H_{10}$  = Aliran panas fasa *non-condensable gas* keluar dari SD-301

$\Delta H_{11}$  = Aliran panas fasa cair keluar SD-301

- **Panas aliran masuk**

Pada perhitungan sebelumnya diketahui bahwa panas masuk SD-301 adalah panas yang keluar dari CD-301, maka

$$\Delta H_9 = 9.192.636,4530 \text{ kJ/jam}$$

- **Panaskeluar**

$$\Delta H_{10} = 8.904.846,1220 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{11} = 287.790,3310 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.40. Neraca Energi Separator Drum-301 (SD-301)

Aliran Panas Masuk (kJ/jam)		Aliran Panas Keluar (kJ/jam)	
$\Delta H_9$	9.192.636,4530	$\Delta H_{10}$	287.790,3310
		$\Delta H_{11}$	8.904.846,1220
<b>Total</b>	<b>9.192.636,4530</b>		<b>9.192.636,4530</b>

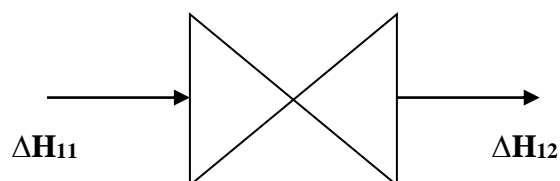
## 9. Expander Valve-301 (EV-301)

Fungsi : Menurunkan tekanan produk keluran SD-301 dari 7,5 atm menjadi 1 atm

Kondisi operasi :  $P_{in} = 7,5 \text{ atm}$

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

$$T_{in} = 193,31 \text{ } ^\circ\text{C} = 466,46\text{K}$$



Gambar B.10. Expander Valve-301 (EV-301)

Keterangan :

$\Delta H_{11}$  = Aliran masuk dari SD-301

$\Delta H_{12}$  = Aliran keluar EV-301 menuju Menara Distilasi-301 (DC-301)

• **Panas aliran masuk dari SD-301**

$$T_{in} = 193,31 \text{ } ^\circ\text{C} = 466,46 \text{ K}$$

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

$$\Delta H_{in} = n \int_{298,15}^{466,46} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5)$$

Tabel B.41. Panas aliran masuk

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa liquid (kg/jam)	Mol liquid (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H$ liquid
NH <sub>3</sub>	17,031	0,0000	0,0000	26.613,8329	0,0000
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	15.483,5220	166,2589	38.347,3552	6.375.587,8046
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	23,8447	0,1937	34.519,2214	6.685,7409
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	7.574,9822	44,7623	56.354,9034	2.522.572,5765
Total		23.082,3489	211,2148		<b>8.904.846,1220</b>

• **Suhu Keluar EV-301**

$$T_2 = T_1 \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^m$$

$$m = \frac{(\gamma - 1)E_p}{\gamma}$$

dimana :



Komponen	Mol (kmol/jam)	x	Cp at 298,15 K	Cp.x
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	166,2589	0,7872	46.621,4716	36.698,3417
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,1937	0,0009	41.336,0570	37,9047
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	44,7623	0,2119	65.244,1053	13.827,0294
Total	211,2148	1,0000		50.563,2758

$$V = n \times 22,4 \times \frac{T_0}{T_{ref}} \times \frac{1}{3600}$$

$$V = 2,0561 \text{ m}^3/\text{s}$$

Berdasarkan fig. 3.6. hal 83 buku Chemical Engineering Design karangan

Coulson and Richardsons, diperoleh nilai efisiensi expander,  $E_p = 70 \%$

$$Y = \frac{C_p}{C_p - R} \quad ; R = 8,3140 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$= 1,0002$$

$$m = 0,0002$$

$$T_2 = 466,24 \text{ K} = 193,09 \text{ }^\circ\text{C}$$

- **Kerja EV-301**

$$-W = P_1 v_1 \frac{n}{n-1} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right] = Z \frac{RT_1}{M} \frac{n}{n-1} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right] \quad (3.31)$$

Z hanya digunakan pada kompresor. Z adalah faktor kompresibilitas.

$$n = \frac{1}{1-m}$$

$$n = 1,0002$$

$$W = 1.643.475,0273 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{for expansion } E_p = \frac{\text{actual work obtained}}{\text{polytropic work}}$$

$$\text{Actual Work} = 1.150.432,5191 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Power} = 319,5646 \text{ kW}$$

• **Panas aliran keluar EV-301**

$$T_{\text{out}} = 193,09 \text{ }^\circ\text{C} = 466,24\text{K}$$

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

$$\Delta H_{\text{out}} = n \int_{298,15}^{466,24} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5)$$

Tabel B.42. Panas aliran keluar dari Expander Valve-301 (EV-301)

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa liquid keluar (kg/jam)	Mol liquid keluar (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H_{12}$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	15.483,5220	166,2589	38.292,7971	6.366.517,0337
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	23,8447	0,1937	34.470,3320	6.676,2719
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	7.574,9822	44,7623	56.276,1546	2.519.047,6002
Total		23.082,3489	211,2148	129.039,2837	<b>8.892.240,9058</b>

Untuk menurunkan tekanan dari 7,5 atm menjadi 1 atm, kerja expander valve menghasilkan panas, sehingga perlu di hitung panas expander valve :

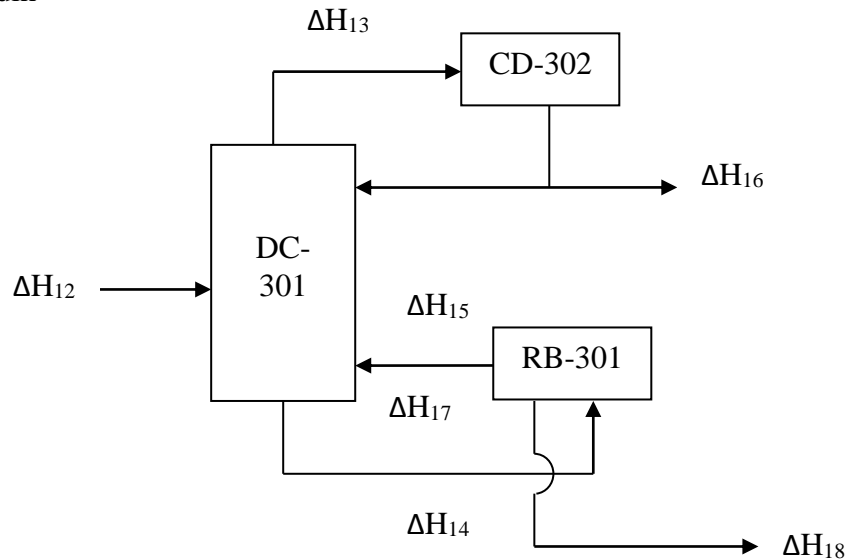
$$\Delta H_{\text{ev}} = \Delta H_{\text{out}} - \Delta H_{\text{in}} = - 12.605,2162 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.43. Neraca Energi Exander Valve-301 (EV-301)

Aliran Panas Masuk (kJ/jam)		Aliran Panas Keluar (kJ/jam)	
$\Delta H_{12}$	8.904.846,1220	$\Delta H_{13}$	8.892.240,9058
		$\Delta H_{ev}$	12.605,2162
<b>Total</b>	<b>8.904.846,1220</b>		<b>8.904.846,1220</b>

### 10. Menara Distilasi-301 (DC-301)

Fungsi : Memisahkan *Diphenylamine* dari campurannya berdasarkan titik didih



Gambar B.11. Menara Destilasi-301 (DC-301)

Keterangan :

$\Delta H_{12}$  : Panas aliran masuk DC-301 dari EV-301

$\Delta H_{13}$  :Panas aliran uap yang keluar dari atas DC-301 (distilat)

$\Delta H_{14}$  : Panas aliran *liquid* yang keluar dari bawah DC-301 (bottom)

Neraca Energi total :

$$\Delta H_{feed} + \Delta H_{reboiler} = \Delta H_{distilat} + \Delta H_{bottom} + \Delta H_{condensor}$$

(R. Treybal, 1980)

• **Panas aliran masuk dari EV-301 ( $\Delta H_{12}$ )**

$$T_{in} = 193,09 \text{ } ^\circ\text{C} = 466,24\text{K}$$

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

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} &= n \int_{298,15}^{466,24} C_p dT \\ &= n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5) \end{aligned}$$

Tabel B.44. Panas aliran keluar dari Expander Valve-301 (EV-301)

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa liquid keluar (kg/jam)	Mol liquid keluar (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H_{12}$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	15.483,5220	166,2589	38.292,7971	6.366.517,0337
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	23,8447	0,1937	34.470,3320	6.676,2719
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	7.574,9822	44,7623	56.276,1546	2.519.047,6002
Total		23.082,3489	211,2148	129.039,2837	<b>8.892.240,9058</b>

• **Panas Distilat**

$$T_{dis} = 182,44 \text{ } ^\circ\text{C} = 455,59\text{K}$$

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

$$\begin{aligned} \Delta H_{dis} &= n \int_{298,15}^{455,59} C_p dT \\ &= n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5) \end{aligned}$$

Tabel B.45. Panas aliran distilat

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa distilat (kg/jam)	Mol distilat (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H$ distilat
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	15.481,9891	166,2424	35.668,1517	5.929.559,3788
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	23,8447	0,1937	32.117,1754	6.220,5024
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,7575	0,0045	52.479,2691	234,9090
Total		15.506,5913	166,4406	120.264,5962	<b>5.936.014,7903</b>

- **Panas Reflux**

$$T_{\text{reflux}} = 182,44 \text{ }^{\circ}\text{C} = 455,59\text{K}$$

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

$$\Delta H_{\text{reflux}} = n \int_{298,15}^{455,59} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5)$$

Tabel B.46. Panas aliran reflux

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa reflux (kg/jam)	Mol reflux (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H$ reflux
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	1.807,1397	19,4047	35.668,1517	692.129,5443
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	2,7833	0,0226	32.117,1754	726,0899
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,0884	0,0005	52.479,2691	27,4198
Total		1.810,0114	19,4278	120.264,5962	<b>692.883,0541</b>

- **Panas Masuk Kondensasi-302 (CD-302)**

$$T_{\text{con}} = 182,44 \text{ }^{\circ}\text{C} = 455,59\text{K}$$

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

$$\Delta H_{\text{cond}} = n \int_{298,15}^{455,59} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5)$$

Tabel B.47. Panas aliran masuk Kondensasi-302 (CD-302)

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa cond (kg/jam)	Mol cond (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H$ cond
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	17.289,1288	185,6471	21.691,9951	4.027.055,9754
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	26,6280	0,2163	22.746,9412	4.919,9136
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,8459	0,0050	35.787,1063	178,8895
Total		17.316,6027	185,8684	80.226,0425	<b>4.032.154,7785</b>

- **Panas Pengembunan**

Panas Pengembunan adalah kebalikan dari panas penguapan.

Panas Penguapan :

$$\Delta H_{\text{vap}} = A (1 - T/T_c)^n$$

$$T_{\text{cond}} = 182,44 \text{ } ^\circ\text{C} = 455,59\text{K}$$

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

$$\Delta H_{\text{cond}} = n \int_{298,15}^{455,59} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5)$$

Komponen	A	Tc	n	$\Delta H$ vap (kJ/mol)	Mol (kmol/jam)	$\Delta H$ vap (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	67,414	719	0,380	46,0293	185,6471	8.545.204,9352
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	72,038	699	0,459	44,3892	0,2163	9.600,8934
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	83,711	817	0,346	63,1281	0,0050	315,5591
Total				153,5465	185,8684	8.555.121,3877

$$\Delta H_{\text{cond}} = (-) \Delta H_{\text{vap}} = - 8.555.121,3877 \text{ kJ/jam}$$

- **Kebutuhan cooling water**

Neraca Panas pada Kondensor-302

$$\Delta H_{\text{in}} - \Delta H_{\text{out}} + \Delta H_{\text{cond}} - Q_{\text{cw}} = \Delta H_{\text{acc}}$$

$$Q_{\text{cw}} = \Delta H_{\text{in}} + \Delta H_{\text{cond}} - \Delta H_{\text{out}} = 5.958.378,3219 \text{ kJ/jam}$$

Media pendingin yang digunakan ialah air pendingin dengan temperatur masuk 30°C dan keluar pada temperatur 50°C. Kapasitas panas air rata-rata sebesar 4,183 kJ/kg K (App. A.2-5. Geankoplis, C.J. Ed.2th., 1993, hal. 799).

Untuk menyerap panas tersebut maka dibutuhkan air pendingin dengan kondisi :

$$T_{\text{in}} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} (303,15 \text{ K})$$

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

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

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

$$\text{maka } \int C_{p \text{ H}_2\text{O}} dT = 1.505,5337 \text{ kJ/kmol}$$

$$m \text{ air pendingin} = \frac{Q_{\text{kompresi}}}{\int C_{p \text{ H}_2\text{O}} dT} = 3.957,6519 \text{ kmol/jam}$$

$$= 71.297,0985 \text{ kg/jam}$$

- **Panas Bottom**

$$T_{\text{bott}} = 301,21 \text{ } ^\circ\text{C} = 574,36\text{K}$$

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

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

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{bott}} &= n \int_{298,15}^{574,36} C_p dT \\ &= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5) \end{aligned}$$

Tabel B.48. Panas aliran bottom

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa bottom (kg/jam)	Mol bottom (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H$ bottom
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	1,5329	0,0165	67.391,4332	1.109,2379
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	0,0000	0,0000	60.371,0303	0,0117
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	7.574,2247	44,7578	96.999,3211	4.341.474,1854
Total		7.575,7576	44,7742	224.761,7846	<b>4.342.583,4350</b>

$$Q_{\text{feed}} + Q_{\text{reboiler}} = Q_{\text{distilat}} + Q_{\text{bottom}} + Q_{\text{condensor}}$$

$$Q_{\text{reboiler}} = Q_{\text{distilat}} + Q_{\text{bottom}} + Q_{\text{condensor}} - Q_{\text{feed}}$$

$$= 9.941.478,7071 \text{ kJ/jam}$$

Pemanas yang digunakan adalah thermal oil.

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

$$\lambda_{\text{thermal oil}} = 41.086,9181 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Massa thermal oil yang dibutuhkan} = \frac{\Delta H_{\text{reboiler}}}{\lambda_{\text{hot LNG}}} = 6.049,0536 \text{ kg/jam}$$

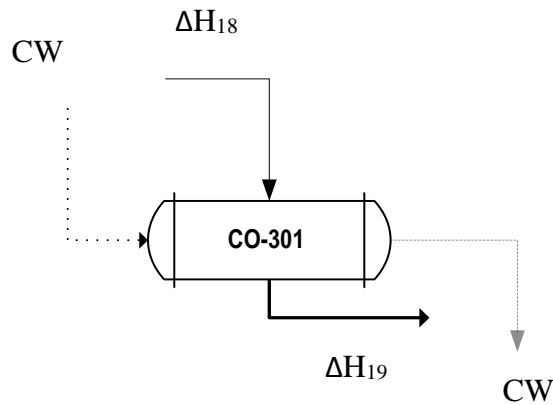


Tabel B.49. Neraca Energi Menara Distilasi-301 (DC-301)

Aliran Panas Masuk (kJ/jam)		Aliran Panas Keluar (kJ/jam)	
$\Delta H_{12}$	8.892.240,9058	$\Delta H_{dis}$	5.936.014,7903
$Q_{reboiler}$	9.941.478,7071	$\Delta H_{bott}$	4.342.583,4350
		$\Delta H_{cond}$	8.555.121,3877
<b>Total</b>	<b>18.833.719,6129</b>	<b>Total</b>	<b>18.833.719,6129</b>

### 11. Cooler-301 (CO-301)

Fungsi : Mendinginkan keluaran bottom DC-301 sebelum masuk ke Drum Flaker-301 (DF-301). Hal ini bertujuan untuk mengurangi beban pendinginan di DF-301.



Gambar B.12. Cooler-301 (CO-301)

- **Panas masuk CO-301 ( $\Delta H_{18}$ )**

$$T_{in} = 301,21 \text{ } ^\circ\text{C} = 574,36\text{K}$$

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

$$\Delta H_{in} = n \int_{298,15}^{574,36} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5)$$

Tabel B.50. Panas aliran masuk

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa masuk (kg/jam)	Mol masuk (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H_{18}$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	1,5329	0,0165	67.391,4332	1.109,2379
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	0,0000	0,0000	60.371,0303	0,0117
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	7.574,2247	44,7578	96.999,3211	4.341.474,1854
Total		7.575,7576	44,7742	224.761,7846	<b>4.342.583,4350</b>

- **Panas keluar CO-301 ( $\Delta H_{19}$ )**

$$T_{out} = 125 \text{ }^\circ\text{C} = 398,15\text{K}$$

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

$$\Delta H_{out} = n \int_{298,15}^{398,15} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5)$$

Tabel B.51. Panas aliran keluar

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa keluar (kg/jam)	Mol keluar (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H_{19}$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	1,5329	0,0165	22.033,9913	362,6713
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	0,0000	0,0000	19.860,8896	0,0038
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	7.574,2247	44,7578	32.537,4889	1.456.305,7388
Total		7.575,7576	44,7742	74.432,3698	<b>1.456.668,4139</b>

$$\Delta H = \Delta H_{19} - \Delta H_{18} = -2.885.915,0210\text{kJ/jam}$$

Sistem memerlukan pendinginan.

- **Kebutuhan *cooling water***

Media pendingin yang digunakan ialah air pendingin dengan temperatur masuk 30°C dan keluar pada temperatur 50°C. Kapasitas panas air rata-rata sebesar 4,183 kJ/kg K (App. A.2-5. Geankoplis, C.J. Ed.2th., 1993, hal. 799).

Untuk menyerap panas tersebut maka dibutuhkan air pendingin dengan kondisi :

$$T_{in} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} (303,15 \text{ K})$$

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

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

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

$$\text{maka } \int C_{p \text{ H}_2\text{O}} dT = 1.505,5337 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{m air pendingin} = \frac{Q_{\text{pendinginan}}}{\int C_{p \text{ H}_2\text{O}} dT} = 1.916,8717 \text{ kmol/jam}$$

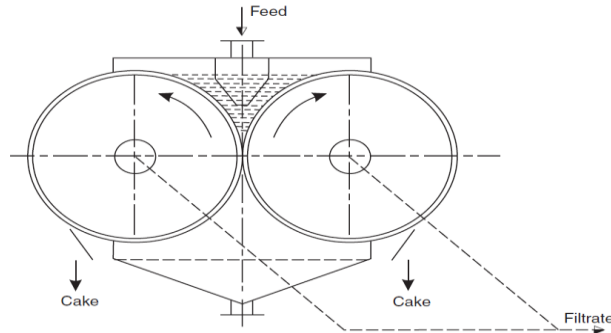
$$= 34.532,4441 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.52. Neraca Energi Drum Flaker-301 (DF-301)

Aliran Panas Masuk (kJ/jam)		Aliran Panas Keluar (kJ/jam)	
$\Delta H_{18}$	4.342.583,4350	$\Delta H_{19}$	1.456.668,4139
		$\Delta H_{\text{cool}}$	2.885.915,0210
<b>Total</b>	<b>4.342.583,4350</b>		<b>4.342.583,4350</b>

## 12. Drum Flaker-301 (DF-301)

Fungsi : Pengambilan padatan *Diphenylamine* dengan cara mendinginkan cairan induknya



Gambar B.13. Drum Flaker-301 (FL-301)

- **Panas Masuk**

$$T_{in} = 125 \text{ }^{\circ}\text{C} = 398,15\text{K}$$

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

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} &= n \int_{298,15}^{398,15} C_p dT \\ &= n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5) \end{aligned}$$

Tabel B.53. Panas aliran masuk

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa masuk (kg/jam)	Mol masuk (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H_{19}$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$	93,129	1,5329	0,0165	22.033,9913	362,6713
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$	123,113	0,0000	0,0000	19.860,8896	0,0038
$(\text{C}_6\text{H}_5)_2\text{NH}$	169,227	7.574,2247	44,7578	32.537,4889	1.456.305,7388
Total		7.575,7576	44,7742	74.432,3698	<b>1.456.668,4139</b>

- **Panas Keluar**

$$T_{\text{out}} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C} = 313,15\text{K}$$

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

$$\begin{aligned} \Delta H_{20} &= n \int_{298,15}^{313,15} C_p dT \\ &= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5) \end{aligned}$$

Tabel B.54. Panas aliran keluar dari DF-301

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H_{20}$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$	93,129	1,5329	0,0165	2.321,8354	38,2165
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$	123,113	0,0000	0,0000	2.432,7018	0,0005
$(\text{C}_6\text{H}_5)_2\text{NH}$	169,227	7.574,2247	44,7578	3.676,0993	164.534,0403
Total		7.575,7576	44,7742	8.430,6365	<b>164.572,2573</b>

- **Panas Sensible**

$$T_s = 53 \text{ }^{\circ}\text{C} = 326,15\text{K}$$

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

$$\begin{aligned} \Delta H_s &= n \int_{298,15}^{326,15} C_p dT \\ &= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5) \end{aligned}$$

Tabel B.55. Panas aliran sensible

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H_s$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	1,5329	0,0165	5.970,9465	98,2796
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	0,0000	0,0000	5.382,1186	0,0010
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	7.574,2247	44,7578	8.809,1721	394.278,9793
Total		7.575,7576	44,7742		<b>394.377,2599</b>

$$\Delta H_{cool} = \Delta H_{20} - (\Delta H_{19} + \Delta H_s) = -1.686.473,4165 \text{ kJ/jam}$$

Sistem memerlukan pendinginan

- **Kebutuhan *cooling water***

Media pendingin yang digunakan ialah air pendingin dengan temperatur masuk 30°C dan keluar pada temperatur 50°C. Kapasitas panas air rata-rata sebesar 4,183 kJ/kg K (App. A.2-5. Geankoplis, C.J. Ed.2th., 1993, hal. 799).

Untuk menyerap panas tersebut maka dibutuhkan air pendingin dengan kondisi :

$$T_{in} = 30 \text{ }^\circ\text{C} \text{ (303,15 K)}$$

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

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

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

$$\text{maka } \int C_{p, H_2O} dT = 1.505,5337 \text{ kJ/kmol}$$

$$m \text{ air pendingin} = \frac{Q_{\text{kompresi}}}{\int C_{p, H_2O} dT} = 1.120,1831 \text{ kmol/jam}$$

$$= 20.180,0985 \text{ kg/jam}$$

Tabel B.56. Neraca Energi Drum Flaker-301 (DF-301)

Aliran Panas Masuk (kJ/jam)		Aliran Panas Keluar (kJ/jam)	
$\Delta H_{19}$	1.456.668,4139	$\Delta H_{20}$	164.572,2573
$\Delta H_s$	394.377,2599	$\Delta H_{\text{cool}}$	1.686.473,4165
<b>Total</b>	<b>1.851.045,6738</b>	<b>Total</b>	<b>1.851.045,6738</b>

### 13. Kompresor-301 (CP-301)

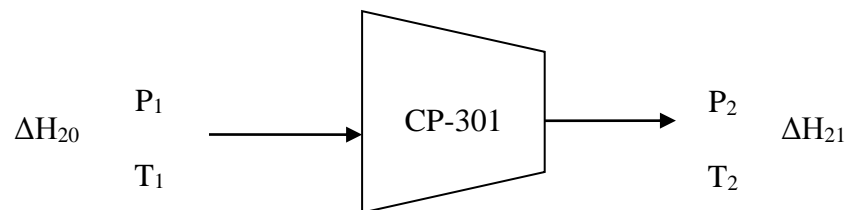
Fungsi : Menaikan tekanan uap keluaran SD-301

Kondisi operasi :  $T_{in} = 193,30 \text{ }^\circ\text{C} = 466,45\text{K}$

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

$$P_1 = 7,5 \text{ atm}$$

$$P_2 = 15 \text{ atm}$$



Gambar B.14. Kompresor-301 (CP-301)

Keterangan :

$\Delta H_{10}$  = Aliran panas masuk Kompresor-301 (CP-301)

$\Delta H_{21}$  = Aliran panas keluaran Kompresor-301 (CP-301)

- **Menghitung jumlah stage**

$$R_c = (P_3 / P_0)^{1/m}$$

Dimana :  $P_3$  = tekanan gas keluar, atm

$P_0$  = tekanan gas masuk, atm

$m$  = Jumlah stage

Rasio kompresi dibatasi dibawah 4 agar kenaikan suhu tidak terlalu tinggi.

Sedangkan kebutuhan energi total akan minimum jika rasio kompresi tiap stage sama.

Bila  $m = 1$ , maka

$$\begin{aligned} R_c &= (7,42/15,50)^{1/1} \\ &= 2,002 \end{aligned}$$

- **Menghitung laju alir volumetric**

Kecepatan volumetrik dari bahan yang masuk, yaitu:

1 kg gas ideal pd  $0^\circ\text{C}$ , 760 mmHg = 22,4 m<sup>3</sup>

$$V = n \times 22,4 \times \frac{T_0}{T_{ref}} \times \frac{1}{3600}$$

$$V = 44,763 \text{ kmol} \times 22,4 \times \frac{457,35}{298,15} \times \frac{1}{3600}$$

$$V = 0,4358 \frac{\text{m}^3}{\text{detik}}$$



Dari grafik 3.6 Coulson Vol.6, hal 75 untuk laju alir sebesar  $0,4358 \text{ m}^3/\text{s}$  dan kompresor yang digunakan jenis sentrifugal, maka Efisiensi ( $E_p$ ) = 67 %

- **Menghitung kondisi stage**

**Panas aliran masuk Kompresor-301 (CP-301)**

$$T_{in} = 193,31 \text{ }^\circ\text{C} = 466,46\text{K}$$

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

$$P_{Op} = 7,42 \text{ atm}$$

$$\Delta H_{in} = n \int_{298,15}^{466,46} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5)$$

Tabel B.57. Panas aliran masuk vapor dari SD-301

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa vapor (kg/jam)	Mol vapor (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H$ vapor
NH <sub>3</sub>	17,031	762,3462	44,7623	6.428,5809	287.766,9439
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	0,0911	0,0010	23.449,6381	22,9593
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	0,0001	0,0000	24.583,1701	0,0110
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,0018	0,0000	38.782,6643	0,4169
<b>Total</b>		<b>762,4392</b>	<b>44,7633</b>		<b>287.790,3310</b>

- Menghitung  $T_{\text{trial}}$ ,  $T_r$  (mean),  $P_r$  (mean), dan  $C_p$  (mean)

$$T_2 = T_1 \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^m$$

$$m = \frac{ZR}{C_p} \left( \frac{1}{E_p} + X \right) \text{ for compression,}$$

Pada keadaan kritisnya:

$$m = \frac{(\gamma - 1)E_p}{\gamma}$$

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R} = 1,0008$$

$$m = 0,0006$$

$$T_{1 \text{ trial}} = 193,49 \text{ } ^\circ\text{C} = 466,63 \text{ K}$$

$$T_r \text{ (mean)} = \frac{(T_0 + T_1)}{(2 \times T_c)}$$

$$P_r \text{ (mean)} = \frac{(P_0 + P_1)}{(2 \times P_c)}$$

Komponen	Mol (kmol/jam)	y	Tc (K)	Tc*y	Pc (bar)	Pc*y
NH <sub>3</sub>	44,7623	1,0000	405,65	405,6410	112,78	112,7775
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	0,0010	0,0000	719,00	0,0157	44	0,0010
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	699,00	0,0000	53,09	0,0000
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,0000	0,0000	817,00	0,0002	31,8	0,0000
Total	44,7633	1,0000		405,6570		112,7785

$$T_r \text{ (mean)} = 1,1501$$

$$P_r \text{ (mean)} = 0,0673$$

$C_p$  pada  $T$  (mean)

$$T \text{ (mean)} = \frac{T_1 + T_2}{2} = 466,54 \text{ K}$$

Komponen	Mol (kmol/jam)	y	Cp	Cp*y
NH <sub>3</sub>	44,7623	1,0000	16.535,4037	16.535,0379
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	0,0010	0,0000	38.677,5599	0,8459
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	41.465,3525	0,0004
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,0000	0,0000	51.585,7646	0,0124
Total	44,7633	1,0000		16.535,8967

Didapat data dari grafik pada buku Coulson Vol.6 (hal 63-79)

Cp pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 1,4 kJ/kmol.K

Maka :

Cp (mean) = 16.537,2967kJ/kmol.K

Z pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 0,975

X pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 0,05

Y pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 1,1

Maka nilai m = 0,0008

$$n = \frac{1}{Y - m(1 + X)}$$

n = 0,9909

T<sub>2</sub> = 466,70 K = 193,55 °C

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh kondisi operasi K-301:

P<sub>1</sub> = 7,5 atm

P<sub>2</sub> = 15atm

T<sub>1</sub> = 193,31°C

T<sub>2</sub> = 193,55°C

**Panas aliran keluar Kompresor-301 (CP-301)**

$$T_{\text{out}} = 193,55 \text{ }^{\circ}\text{C} = 466,70 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{out}} &= n \int_{298,15}^{466,70} C_p dT \\ &= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5) \end{aligned}$$

Tabel B.58. Panas aliran keluaran Kompresor-301 (CP-301)

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa vapor (kg/jam)	Mol vapor (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H_{\text{out}}$
NH <sub>3</sub>	17,031	762,3462	44,7623	6.438,7412	288.212,6452
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	0,0911	0,0010	23.490,4459	22,9984
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	0,0001	0,0000	24.625,7934	0,0110
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,0018	0,0000	38.852,3115	0,4176
Total		762,4392	44,7633	93.407,2920	<b>288.236,0722</b>

$$\Delta H_{\text{in}} + \Delta H_{\text{kompresi}} = \Delta H_{\text{out}}$$

$$\Delta H_{\text{kompresi}} = 445,7412 \text{ kJ/jam}$$

- Menghitung kerja kompresor

$$-W = P_1 v_1 \frac{n}{n-1} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right] = Z \frac{RT_1}{M} \frac{n}{n-1} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right] \quad (3.31)$$

$$\text{for compression } E_p = \frac{\text{polytropic work}}{\text{actual work required}}$$

$$W = 2.617,2114 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Actual work} = 3.906,2857 \text{ kJ/kmol} = 174.858,0690 \text{ kJ/jam}$$

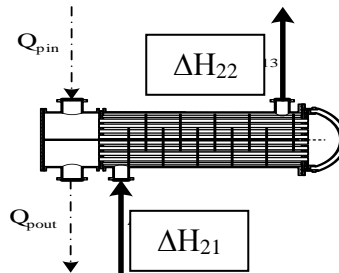
$$\text{Power} = 48,57 \text{ kW}$$

Tabel B.59. Neraca Energi Kompresor-301 (CP-301)

Aliran Panas Masuk (kJ/jam)		Aliran Panas Keluar (kJ/jam)	
$\Delta H_{10}$	287.790,3310	$\Delta H_{21}$	288.236,0722
$\Delta H_k$	445,7412		
<b>Total</b>	<b>288.236,0722</b>	<b>288.236,0722</b>	

#### 14. Kondensor-303 (CD-303)

Fungsi : Mengkondensasikan semua gas yang berasal dari SD-301 yang telah dinaikkan tekannya di CP-301.



Gambar B.15.Kondensor-303 (CD-303)

Keterangan :

$Q_{21}$  = Panas aliran produk masuk CD-303 dari CP-301

$Q_{22}$  = Panas aliran bahan keluar dari CD-303

- **Aliran Panas Masuk dari CP-301**

$$T_{in} = 193,55 \text{ }^{\circ}\text{C} = 466,70 \text{ K}$$

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

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} &= n \int_{298,15}^{466,70} C_p dT \\ &= n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5) \end{aligned}$$

Tabel B.60. Panas aliran keluaran Kompresor-301 (CP-301)

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa vapor (kg/jam)	Mol vapor (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H_{21}$
NH <sub>3</sub>	17,031	762,3462	44,7623	6.438,7412	288.212,6452
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	0,0911	0,0010	23.490,4459	22,9984
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	0,0001	0,0000	24.625,7934	0,0110
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,0018	0,0000	38.852,3115	0,4176
Total		762,4392	44,7633	93.407,2920	<b>288.236,0722</b>

- **Panas Pengembunan**

Panas Pengembunan adalah kebalikan dari panas penguapan.

Panas Penguapan :

$$\Delta H_{vap} = A(1 - T/T_c)^n$$

$$T_{cond} = 40 \text{ }^{\circ}\text{C} = 313,15\text{K}$$

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

$$\begin{aligned} \Delta H_{cond} &= n \int_{298,15}^{313,15} C_p dT \\ &= n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5) \end{aligned}$$

Komponen	A	Tc	n	$\Delta H$ cond (kJ/mol)	Mol cond (kmol/jam)	$\Delta H$ cond (kJ/jam)
NH <sub>3</sub>	31,523	405,65	0,364	18,4050	44,7623	823.849,8335
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	67,414	719,000	0,380	54,2465	0,0010	53,1104
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	72,038	699,000	0,459	54,8419	0,0000	0,0245
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	83,711	817,000	0,346	70,8190	0,0000	0,7612
Total				198,3125	44,7633	<b>823.903,7295</b>

$$\Delta H \text{ cond} = (-) \Delta H \text{ vap} = - \mathbf{823.903,7295 \text{ kJ/jam}}$$

- **Panas Sensibel**

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

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

$$\Delta H_s = n \int_{298,15}^{313,15} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5)$$

Tabel B.61. Panas aliran keluaran Kompresor-301 (K-301)

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H_s$
NH <sub>3</sub>	17,031	762,3462	44,7623	539,7694	24.161,3030
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	0,0912	0,0010	1.735,7664	1,6994
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	0,0001	0,0000	1.824,9546	0,0008
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,0018	0,0000	2.738,5024	0,0294
Total		762,4392	44,7633	6.838,9929	<b>24.163,0327</b>

- **Panas keluar**

$$T_{\text{out}} = 40\text{ }^{\circ}\text{C} = 313,15\text{K}$$

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

$$\Delta H_{\text{out}} = n \int_{298,15}^{313,15} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5)$$

Tabel B.62. Panas aliran keluaran Kompresor-301 (CP-301)

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H_{22}$
NH <sub>3</sub>	17,031	762,3462	44,7623	1230,7575	55.091,4952
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	0,0912	0,0010	3179,3776	3,1128
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	0,0001	0,0000	2865,4341	0,0013
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,0018	0,0000	4687,2137	0,0504
Total		762,4392	44,7633	11962,7830	<b>55.094,6596</b>

- **Kebutuhan *cooling water***

Neraca Panas pada Kondensor-303

$$\Delta H_{\text{in}} - \Delta H_{\text{out}} + (\Delta H_{\text{cond}} + \Delta H_s) - Q_{\text{cw}} = \Delta H_{\text{acc}}$$

$$Q_{\text{cw}} = \Delta H_{\text{in}} + (\Delta H_{\text{cond}} + \Delta H_s) - \Delta H_{\text{out}} = \mathbf{1.081.208,1748\text{ kJ/jam}}$$

Media pendingin yang digunakan ialah air pendingin dengan

temperatur masuk 30<sup>0</sup>C dan keluar pada temperatur 50<sup>0</sup>C. Kapasitas panas

air rata-rata sebesar 4,183 kJ/kg K (App. A.2-5. Geankoplis, C.J. Ed.2th.,

1993, hal. 799).



Untuk menyerap panas tersebut maka dibutuhkan air pendingin dengan kondisi :

$$T_{in} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} (303,15 \text{ K})$$

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

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

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

$$\text{maka } \int C_{p \text{ H}_2\text{O}} dT = 1.505,5337 \text{ kJ/kmol}$$

$$m \text{ air pendingin} = \frac{Q_{\text{kompresi}}}{\int C_{\text{PH}_2\text{O}} dT} = 718,1561 \text{ kmol/jam}$$

$$= \mathbf{12.937,5816 \text{ kg/jam}}$$

Tabel B.63. Neraca Energi Total Kondensor - 303 (CD-303)

Aliran Panas Masuk (kJ/jam)		Aliran Panas Keluar (kJ/jam)	
$\Delta H_{21}$	288.236,0722	$\Delta H_{22}$	55.094,6596
$\Delta H_{\text{cond}}$	823.903,7295	Q <sub>cw</sub>	1.081.208,1748
$\Delta H_s$	24.163,0327		
<b>Total</b>	<b>1.136.302,8344</b>		<b>1.136.302,8344</b>

**LAMPIRAN C**  
**SPESIFIKASI ALAT**

**1. *Storage Tank Aniline (ST-101)***

Fungsi : Menyimpan aniline ( $C_6H_5NH_2$ ) dengan kapasitas  
1.499.763,412 kg

Tipe Tangki : Silinder vertikal dengan dasar datar (*flat bottom*) dan  
atap (*head*) berbentuk *Torispherical Roof*

Bahan : *Stainless steel SA-167 Grade 11 type 316*

Pertimbangan : Mempunyai *allowable stress* cukup besar  
Harganya relatif murah

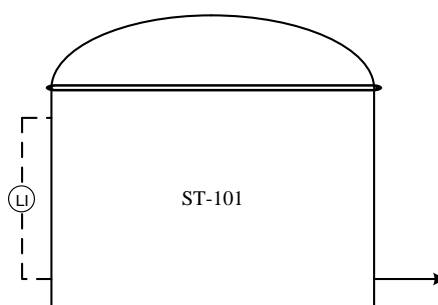
Tahan terhadap korosi

Kondisi Operasi

Temperatur *design* : 50 °C

Temperatur fluida : 30°C

Tekanan : 1 atm



Gambar C.1.1. Tangki Aniline

a. Menentukan Temperatur dan Tekanan Penyimpanan

Saat siang hari, temperatur dinding tangki diperkirakan mencapai 50 °C. Perancangan akan dilakukan pada temperatur tersebut dengan tujuan untuk menjaga temperatur fluida di dalam tangki untuk menghindari adanya transfer panas dari dinding tangki ke fluida. Jika terjadi transfer panas dari dinding tangki ke fluida akan menyebabkan tekanan uap fluida semakin besar. Dengan peningkatan tekanan uap, perancangan dinding tangki akan semakin tebal. Semakin tebal dinding tangki, maka transfer panas dari dinding ke fluida akan semakin kecil, sehingga dapat diabaikan.

Berikut adalah perhitungan tekanan fluida pada temperatur 50 °C. Dengan cara trial tekanan pada temperatur 50 °C, maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel C.1.1. Hasil perhitungan tekanan fluida di dalam tangki

Komponen	Kg/jam	kmol/jam	z <sub>f</sub>	P <sub>i</sub> , (mmHg)	K <sub>i</sub> = P <sub>i</sub> /P	y <sub>f</sub> = K <sub>i</sub> . z <sub>f</sub>
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	8.298,6909	89,1096	0,9970	0,9075	0,0012	0,0012
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	33,3281	0,2707	0,0030	0,2771	0,0004	0,0000
Total	8.332,0190	89,3803	1,0000			0,0012

$$T = 50 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P = 0,8938 \text{ atm}$$

Sehingga desain tangki dilakukan pada kondisi:

$$T = 50 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$P = 1 \text{ atm} + 0,8938 \text{ atm}$$

$$= 1,8938 \text{ atm}$$

$$= 27,83119 \text{ psi}$$

b. Menghitung Kapasitas Tangki

$$\text{Waktu tinggal} = 15 \text{ hari}$$

Digunakan waktu tinggal 15 hari karena faktor transportasi dan sumber bahan baku yang di import dari China.

$$\text{Jumlah bahan baku per jam} = 8.332,02 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah bahan baku untuk 15 hari} &= 8.332,02 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam} \times 15 \text{ hari} \\ &= 2.999.526,825 \text{ kg} \end{aligned}$$

Jumlah bahan baku aniline yang harus disimpan dalam 15 hari sebanyak 2.999.526,825 kg

yang disimpan di dalam 2 buah tangki. Jika disimpan hanya di dalam satu tangki membutuhkan ukuran tangki yang terlalu besar.

$$\begin{aligned} \text{Jumlah bahan baku} &= 8.332,02 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam} \times 15 \text{ hari} / 2 \text{ tangki} \\ &= 1.499.763,412 \text{ kg/ tangki} \end{aligned}$$

Kapasitas tangki dihitung dengan rumus :

$$\text{Volume liquid} = \frac{m_{\text{liquid}}}{\rho_{\text{liquid}}}$$

Menghitung densitas campuran :

Tabel.C.1.2. Densitas campuran

Komponen	Kg/jam	Wi	$\rho(\text{kg/m}^3)$	$w_i/\rho$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$	8.298,6909	0,9960	1.013,4375	0,0010
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$	33,3281	0,0040	1.193,6637	0,00000335
	8.332,0190	1,0000		0,0010

$$\rho_{\text{liquid}} = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\rho}}$$

$$= \frac{1}{0,0010}$$

$$\rho_{\text{liquid}} = 1.014,0500 \text{ kg/m}^3$$

$$= 63,3049 \text{ lb/ft}^3$$

Sehingga dapat dihitung kapasitas tangki penyimpanan, yaitu :

$$\text{Volume liquid} = \frac{m_{\text{liquid}}}{\rho_{\text{liquid}}}$$

$$= \frac{2.999.526,825 \text{ kg}}{1.014,0500 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 2.957,9675 \text{ m}^3 = 104.455,8257 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume Liquid per Storage} = \frac{104.455,8257 \text{ ft}^3}{2}$$

$$= 52.227,913 \text{ ft}^3$$

$$= 1.478,9837 \text{ m}^3$$

$$\text{Over Design} = 20 \% \quad (\text{Peter and Timmerhaus, 1991,hal. 37})$$

$$V_{\text{tangki}} = (100/80) \times V_{\text{liquid}}$$

$$= 1,1 \times 1.478,9837 \text{ m}^3$$

$$= 1.848,7297 \text{ m}^3$$

$$= 65.284,8910 \text{ ft}^3$$

c. Menentukan Rasio  $H_s/D$

$$\begin{aligned} V_{\text{tangki}} &= V_{\text{shell}} + V_{\text{tutup}} \\ &= \frac{1}{4} \pi D^2 H + 0,000049 D^3 + \frac{1}{4} \pi D^2 \text{ sf} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_{\text{tangki}} &= A_{\text{shell}} + A_{\text{tutup}} \\ &= (\frac{1}{4} \pi D^2 + \pi D H) + 0,842 D^2 \end{aligned}$$

Keterangan :

D = diameter tangki, in

sf = *straight flange*, in (dipilih sf = 3 in)

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich 1984, dimana :

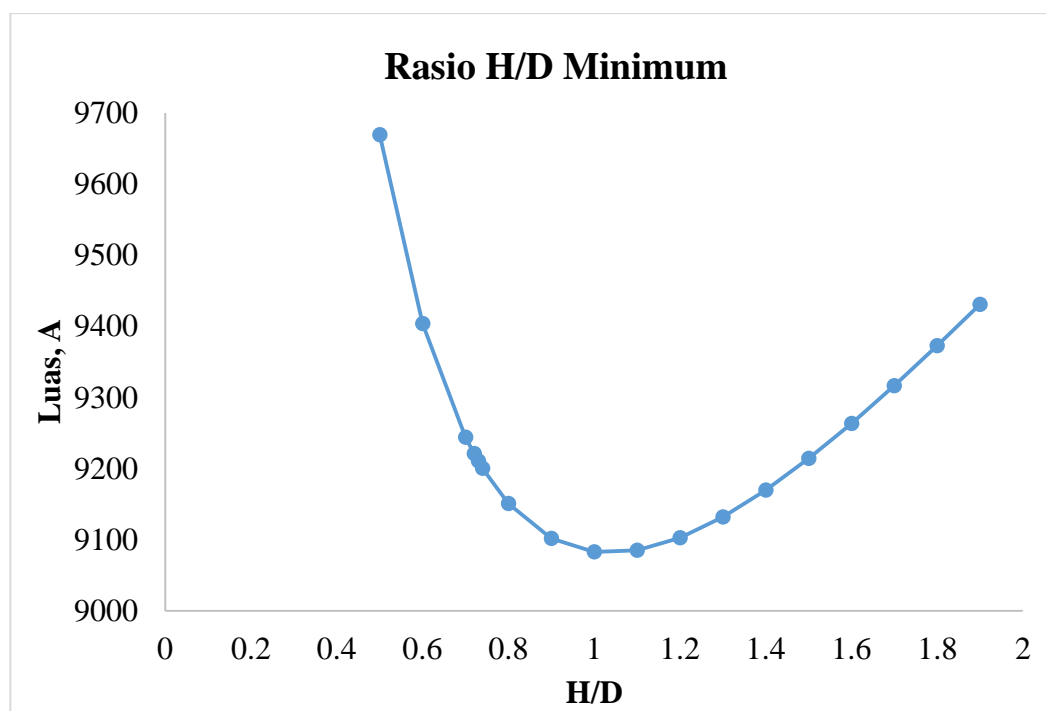
$$\frac{H_s}{D} < 2 \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

Rasio H/D yang diambil adalah rasio yang memberikan luas tangki yang paling kecil. Hasil trial rasio H/D terhadap luas tangki dapat dilihat pada Tabel C.1.3. berikut.

Tabel C.1.3. Hasil Trial  $H_s/D$  Terhadap Luas Tangki

<i>trial</i>	H/D	D (ft)	H (ft)	A (ft <sup>2</sup> )	V <sub>silinder</sub> , ft <sup>3</sup>	V <sub>head</sub> , ft <sup>3</sup>	V <sub>sf</sub> , ft <sup>3</sup>	V <sub>total</sub> (ft <sup>3</sup> )
1	0,5	54,9951	27,4976	9.669,2172	65.284,8910	14.083,5727	593,5514	79.962,0152
2	0,6	51,7524	31,0514	9.403,5538	65.284,8910	11.736,3106	525,6188	77.546,8204
3	0,7	49,1603	34,4122	9.244,0318	65.284,8910	10.059,6948	474,2853	75.818,8711
4	0,72	48,7008	35,0646	9.220,9911	65.284,8910	9.780,2588	465,4611	75.530,6109
5	0,73	48,4774	35,3886	9.210,3798	65.284,8910	9.646,2827	461,2005	75.392,3742

6	0,74	48,2581	35,7110	9.200,3411	65.284,8910	9.515,9275	457,0361	75.257,8547
7	0,8	47,0201	37,6161	9.150,9065	65.284,8910	8.802,2330	433,8887	74.521,0127
8	0,9	45,2098	40,6889	9.101,6411	65284,8910	7.824,2071	401,1222	73.510,2203
<b>9</b>	<b>1</b>	<b>43,6496</b>	<b>43,6497</b>	<b>9.082,5369</b>	<b>65284,8910</b>	<b>7.041,7864</b>	<b>373,9140</b>	<b>72.700,5914</b>
10	1,1	42,2847	46,5132	9.084,8150	65284,8910	6.401,6240	350,8945	72.037,4095
11	1,2	41,0759	49,2911	9.102,6107	65284,8910	5.868,1553	331,1191	71.484,1654
12	1,3	39,9944	51,9928	9.131,8722	65284,8910	5.416,7587	313,9131	71.015,5629
13	1,4	39,0185	54,6260	9.169,7225	65284,8910	5.029,8474	298,7810	70.613,5195
14	1,5	38,1315	57,1973	9.214,0710	65284,8910	4.694,5242	285,3498	70.264,7650
15	1,6	37,3199	59,7119	9.263,3693	65284,8910	4.401,1165	273,3328	69.959,3403



Gambar C.1.2. Rasio  $H_s/D$  Optimum

Rasio  $H_s/D$  yang memberikan luas tangki yang paling kecil yaitu 1.

Maka untuk selanjutnya digunakan rasio  $H_s/D = 1$

$$\begin{aligned}
 D &= 43,6497 \text{ ft} \\
 &= 523,7961 \text{ in} \\
 &= 13,3046 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$D_{\text{standar}} = 45 \text{ ft (540 in)}$$

$$\begin{aligned}
 H &= 43,6497 \text{ ft} \\
 &= 523,7961 \text{ in} \\
 &= 13,3046 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$H_{\text{standar}} = 45 \text{ ft (540 in)}$$

Cek rasio H/D :

$$\begin{aligned}
 H_s/D_s &= 45/45 \\
 &= 1 \text{ memenuhi } 1
 \end{aligned}$$

#### d. Menentukan Jumlah *Courses*

Lebar plat standar yang digunakan :

$$\begin{aligned}
 L &= 96 \text{ in} && (\text{Appendix E, item 1, B \& Y}) \\
 &= 8 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah } \textit{courses} &= \frac{48 \text{ ft}}{8 \text{ ft}} \\
 &= 6 = 6 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

#### e. Menentukan Tinggi Cairan di dalam Tangki

$$\begin{aligned}
 V_{\text{shell}} &= \frac{1}{4} \pi D^2 H \\
 &= \frac{1}{4} \pi (45 \text{ ft})^2 \times 45 \text{ ft} \\
 &= 71.533,125 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{dh}} &= 0,000049 D^3 \\
 &= 0,000049 (540)^3 \\
 &= 7.715,7360 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 V_{sf} &= \frac{1}{4} \pi D^2 sf \\
 &= \frac{1}{4} \pi \times (540)^2 \times 3 \\
 &= 68.6718,0000 \text{ in}^3 \\
 &= 397,4063 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tangki baru}} &= V_{\text{shell}} + V_{\text{dh}} + V_{\text{sf}} \\
 &= 71.533,125 + 7.715,7360 + 397,4063 \\
 &= 79.646,2673 \text{ ft}^3 \\
 &= 2.255,3433 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{ruang kosong}} &= V_{\text{tangki baru}} - V_{\text{liquid}} \\
 &= 79.646,2673 \text{ ft}^3 - 52.227,91283 \text{ ft}^3 \\
 &= 27.418,3544 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{shell kosong}} &= V_{\text{ruang kosong}} - (V_{\text{dh}} + V_{\text{sf}}) \\
 &= 27.418,3544 - (7.715,7360 + 397,4063) \\
 &= 19.305,2122 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{shell kosong}} &= \frac{4 \cdot V_{\text{shell kosong}}}{\pi \cdot D^2} \\
 &= \frac{4 \times 19.305,2122}{\pi \times 45^2} = 12,1445 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{liquid}} &= H_{\text{shell}} - H_{\text{shell kosong}} \\
 &= (45 - 12,1445) \text{ ft} \\
 &= 32,8555 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

f. Menentukan Tekanan desain

Ketebalan *shell* akan berbeda dari dasar tangki sampai puncak. Hal ini karena tekanan zat cair akan semakin tinggi dengan bertambahnya jarak titik dari permukaan zat cair tersebut ke dasar tangki. Sehingga tekanan

paling besar adalah tekanan paling bawah. Tekanan desain dihitung dengan persamaan :

$$P_{\text{abs}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \left( \frac{g}{g_c} \right) H_L}{144}$$

$$= \frac{63,3049 \text{ lb/ft}^3 \left( \frac{9,81}{9,81} \right) 32,8555 \text{ ft}}{144}$$

$$= 14,4439 \text{ psi}$$

$$P_{\text{operasi}} = 14,6960 \times (0,8938)$$

$$= 13,1350 \text{ psi}$$

$$P_{\text{abs}} = 14,4439 \text{ psi} + 13,1350 \text{ psi} = 27,5788 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5 -10 % di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1988 hal. 637). Tekanan desain yang dipilih 10 % di atasnya. Tekanan desain pada *courses* ke-1 (plat paling bawah) adalah:

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times P_{\text{abs}}$$

$$= 1,1 \times 27,5788 \text{ psi} = 30,3367 \text{ psi}$$

Berikut ini adalah tabel perhitungan tekanan desain untuk setiap *courses* :

Tabel C.1.4. Tekanan Desain Masing-masing *Courses*

Plat	H (ft)	HL (ft)	Phid (psi)	Pabsolut(psi)	Pdesain (psi)
1	45,0000	32,8555	14,4439	27,5788	30,3367
2	39,0000	26,8555	11,8061	24,9411	27,4353
3	33,0000	20,8555	9,1684	22,3034	24,5338
4	27,0000	14,8555	6,5307	19,6657	21,6323
5	21,0000	8,8555	3,8930	17,0280	18,7308

6	15,0000	2,8555	1,2553	14,3903	15,8294
---	---------	--------	--------	---------	---------

---

g. Menentukan Tebal dan Panjang *Shell*

- Tebal *Shell*

Untuk menentukan tebal *shell*, persamaan yang digunakan adalah :

$$t_s = \frac{P_d \cdot d}{2 \cdot (f \cdot E - 0,6 P)} + c \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, hal. 254})$$

keterangan :

$t_s$  = ketebalan dinding shell, in

$P_d$  = tekanan desain, psi

$D$  = diameter tangki, in

$f$  = nilai tegangan material, psi

*SA 167 Grade 11 type 316*

18.750 psi (Tabel 13.1, Brownell & Young, 1959:251)

$E$  = efisiensi sambungan 0,75

jenis sambungan las (*single-welded butt joint without backing strip, no radiographed*)

$C$  = korosi yang diizinkan (*corrosion allowance*)

0,25 in/20th (Tabel 6, Timmerhaus, 1991:542)

Menghitung ketebalan *shell* ( $t_s$ ) pada courses ke-1:

$$t_s = \frac{38,7569 \text{ psi} \times 504 \text{ in}}{2 \times ((12.650 \text{ psi} \times 0,75) - (0,6 \times 38,7569))} + 0,25 \text{ in}$$

$$= 1,2820 \text{ in (1,3 in)}$$

Tabel C.1.5. Ketebalan *shell* masing-masing *courses*

Courses	H (ft)	P <sub>desain</sub> (psi)	t <sub>s</sub> (in)	t <sub>S standar</sub> (in)
1	45,0000	30,3367	0,8332	1,0000
2	39,0000	27,4353	0,7774	1,0000
3	33,0000	24,5338	0,7215	1,0000
4	27,0000	21,6323	0,6657	0,8750
5	21,0000	18,7308	0,6099	0,8750
6	15,0000	15,8294	0,5541	0,7500

- Panjang *Shell*

Untuk menghitung panjang shell, persamaan yang digunakan adalah :

$$L = \frac{\pi \cdot D_o - (\text{weld length})}{12 \cdot n} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

Keterangan :

L = Panjang *shell*, in

D<sub>o</sub> = Diameter luar *shell*, in

n = Jumlah plat pada keliling *shell*

*weld length* = Banyak plat pada keliling *shell* dikalikan dengan banyak sambungan pengelasan vertikal yang diizinkan.

= n x *butt welding*

Menghitung panjang *shell* (L) pada *courses* ke-1 :

t<sub>s</sub> = 1,00 in

D<sub>o</sub> = D<sub>i</sub> + 2.t<sub>s</sub>

= 540 + (2 x 1,00) = 542 in

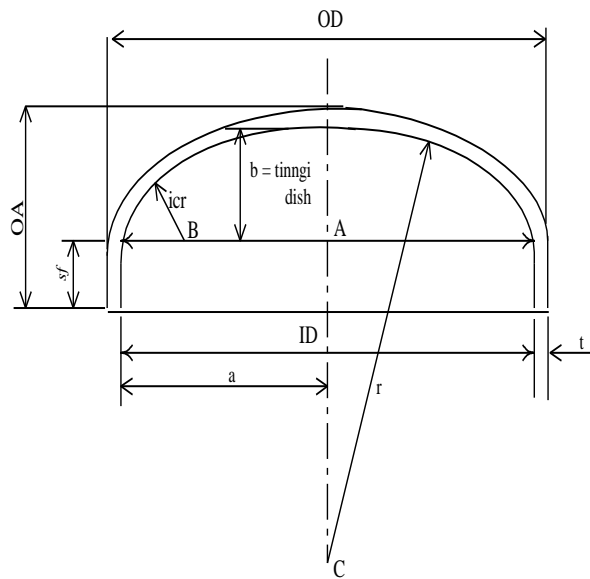
$$\begin{aligned}
 n &= 6 \text{ buah} \\
 \text{butt welding} &= 5/32 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, 1959, hal. 55}) \\
 \text{weld length} &= n \cdot \text{butt welding} \\
 &= 6 \cdot 5/32 \\
 &= 0,9375 \text{ in} \\
 L &= \frac{(3,14) \cdot (542,0000 \text{ in}) - (0,9375)}{12 \times 6} \\
 &= 23,6242 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Tabel C.1.6. Panjang *shell* masing-masing *courses*.

Plat	ts, (in)	do (in)	L (ft)
1	1,0000	542,0000	23,6242
2	1,0000	542,0000	23,6242
3	1,0000	542,0000	23,6242
4	0,8750	541,7500	23,6133
5	0,8750	541,7500	23,6133
6	0,7500	541,5000	23,6024

#### h. Desain Head (Desain Atap)

Bentuk atap yang digunakan adalah *torispherical flanged and dished head*. Jenis *head* ini untuk mengakomodasi kemungkinan naiknya temperatur di dalam tangki sehingga mengakibatkan naiknya tekanan dalam tangki, karena naiknya temperatur lingkungan menjadi lebih dari 1 atm. Untuk *torispherical flanged dan dished head*, mempunyai rentang *allowable pressuse* antara 15 psig (1,0207 atm) sampai dengan 200 psig (13,6092 atm) (Brownell and Young, 1959).



Gambar C.1.3. *Torispherical flanged and dished head.*

- Menghitung *tebal head* minimum

Menentukan nilai *stress intensification* untuk *torispherical dished head* dengan menggunakan persamaan (Brownell and Young, 1959):

$$w = \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \quad (\text{Brownell and Young, 1959. hal. 258})$$

Diketahui :

$$r_c = 540 \text{ in}$$

$$icr = 0,06 \times 540 \text{ in}$$

$$= 32,4 \text{ in}$$

Maka :

$$w = \frac{1}{4} \cdot \left( 3 + \sqrt{\frac{540}{32,4}} \right)$$

$$= 1,7706 \text{ in}$$

Menentukan tebal *head* dengan menggunakan persamaan (Brownell and Young, 1959,hal. 258):

$$\begin{aligned}
 t_h &= \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2fE - 0,2P} + C \\
 &= \frac{30,3367 \times 540 \times 1,7706}{(2 \times 18,750 \times 0,75) - (0,2 \times 30,3367)} + 0,25 \\
 &= 1,2815 \text{ in (dipakai plat standar 1,6250 in)}
 \end{aligned}$$

Untuk  $t_h = 1,3750$  in, Dari Tabel 5.8 (Brownell and Young, 1959)

diperoleh:

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

Direkomendasikan nilai  $sf = 3$  in

Keterangan :

$t_h$  = Tebal *head* (in)

$P$  = Tekanan desain (psi)

$r_c$  = *Radius knuckle*, in

$icr$  = *Inside corner radius* ( in)

$w$  = *stress-intensification factor*

$E$  = Effisiensi pengelasan

$C$  = Faktor korosi (in)

- *Depth of dish* (b) (Brownell and Young,1959.hal.87)

$$\begin{aligned}
 b &= rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2} \\
 &= 540 - \sqrt{(540 - 32,4)^2 - \left(\frac{540}{2} - 32,4\right)^2} \\
 &= 91,4423 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Tinggi Head (OA)

$$OA = th + b + sf \quad (\text{Brownell and Young, 1959. hal. 87})$$

$$OA = 1,375 + 91,44231 + 3$$

$$= 95,8273 \text{ in}$$

$$= 7,9847 \text{ ft}$$

i. Menentukan Tinggi Total Tangki

Untuk mengetahui tinggi tangki total digunakan persamaan:

$$H_{\text{total}} = H_{\text{shell}} + H_{\text{head}}$$

$$= 540 + 95,8173 \text{ in}$$

$$= 635,8173 \text{ in}$$

$$= 52,9848 \text{ ft}$$

j. Desain Lantai

Untuk memudahkan pengelasan dan memperhitungkan terjadinya korosi, maka pada lantai (*bottom*) dipakai plat dengan tebal minimal  $\frac{1}{2}$  in. Tegangan yang bekerja pada plat yang digunakan pada lantai harus diperiksa agar diketahui apakah plat yang digunakan memenuhi persyaratan atau tidak (Brownell and Young, 1959).

Tegangan kerja pada *bottom* :

- *Compressive stress* yang dihasilkan aseton

$$S_1 = \frac{w}{\frac{1}{4} \pi D_i^2} \quad (\text{Brownell and Young, 1959. hal. 156})$$

Keterangan :

$$S_1 = \text{Compressive stress (psi)}$$

$$w = \text{Jumlah aniline (lbm)}$$



$D_i$  = Diameter dalam shell (in)

$\pi$  = konstanta (= 3,14)

$$S_1 = \frac{13.225.718,4891 \text{ lb}}{\frac{1}{4}(3,14)(540 \text{ in})^2}$$

$$= 57,7779 \text{ psi}$$

- *Compressive stress* yang dihasilkan oleh berat *shell*.

$$S_2 = \frac{X\rho_s}{144} \quad (\text{Brownell and Young, 1959.hal.156})$$

Keterangan :

$S_2$  = *Compressive stress* (psi)

$X$  = Tinggi tangki (ft)

$\rho_s$  = Densitas *shell* = 490 lbm/ft<sup>3</sup> untuk *material steel*

$\pi$  = konstanta (= 3,14)

$$S_2 = \frac{52,9848 \times 490}{144} = 180,2954 \text{ psi}$$

Tegangan total yang bekerja pada lantai :

$$S_t = S_1 + S_2$$

$$= 57,7779 \text{ psi} + 180,2954 \text{ psi}$$

$$= 238,0734 \text{ psi}$$

Batas tegangan lantai yang diizinkan :

$S_t <$  tegangan bahan plat (f) x efisiensi pengelasan (E)

$$238,0734 \text{ psi} < (18,750 \text{ psi}) \times (0,75)$$

$$238,0734 \text{ psi} < 14.062,5000 \text{ psi} \text{ (memenuhi)}$$

Tabel. C.1.7. Spesifikasi Tangki Aniline (ST-101)

Alat	Tangki Penyimpanan Aniline
Kode	ST-101
Fungsi	Menyimpan Aniline sebanyak 1.499.763,412 kg
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar ( <i>flat bottom</i> ) dan atap ( <i>head</i> ) berbentuk <i>torispherical</i> .
Kapasitas	2.255,3433 m <sup>3</sup>
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D) = 45 ft Tinggi <i>shell</i> (Hs) = 45 ft Tebal <i>shell</i> (t <sub>s</sub> ) = 1,0 in Tinggi atap = 7,9847 ft Tinggi total = 52,9848 ft
Tekanan Desain	30,34psi
Bahan	<i>stainless steel</i> SA 167 Grade 11 type 316
Jumlah	2 buah

## 2. Pompa (PP-101)

Fungsi : Mengalirkan larutan Anilin dari *Storage Tank* (ST-101) ke *mixing point* (MP-101)

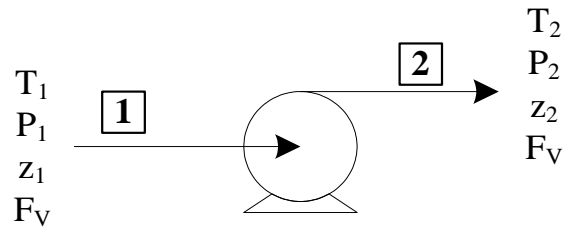
Tipe Pompa : *Centrifugal pump*

Bahan konstruksi : *Stainless Steel (austenitic)* AISI tipe 316

Alasan Pemilihan :

- Dapat digunakan *range* kapasitas yang besar dan tekanan tinggi
- Konstruksi sederhana sehingga harganya relatif lebih murah
- Kecepatan putarannya stabil

- Tidak memerlukan area yang luas



Gambar C.2.1. Skema Aliran pada Pompa (P-101)

*Friction loss* yang perlu diperhitungkan antara lain :

- Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa
- Friksi pada pipa lurus
- Friksi pada *elbow*
- Friksi karena ekspansi
- Friksi pada *valve*
- Friksi pada pipa *tee*

Asumsi :

- Sifat-sifat fisis cairan dianggap tetap
- Fluida *incompressible*

Data-data perhitungan :

$$\rho_{\text{feed}} = 1.013,7199 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{\text{feed}} = 3.3494 \text{ cp} = 0.0033 \text{ kg/m.s}$$

*Suction :*

$$T_1 = 35^\circ\text{C}$$

$$P_1 = 1 \text{ atm}$$

$$F_v = 8.347,3015 \text{ kg/jam}$$

*Discharge :*

$$T_2 = 35^\circ\text{C}$$

$$P_2 = 1 \text{ atm}$$

$$G_v = 8.347,3015 \text{ kg/jam}$$

a. Menghitung Debit Cairan

Diambil *over design* = 20%

$$F_{v \text{ design}} = 1,2 \times 8.347,3015 \text{ kg/jam}$$

$$= 10.016,7618 \text{ kg/jam}$$

$$= 2,7824 \text{ kg/detik}$$

$$Q = \frac{G_v}{\rho}$$

$$= \frac{10.016,7618}{1.013,7199}$$

$$= 9,8812 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0969 \text{ m}^3/\text{detik}$$

$$= 5,8159 \text{ ft}^3/\text{menit} = 42,9240 \text{ gal/menit.}$$

b. Menghitung Diameter Pipa

Diameter pipa optimum dihitung berdasarkan material pipa yang digunakan, karena fluida yang ditangani bersifat korosif digunakan material *stainless steel*. Diameter pipa optimum untuk material *Stainless Steel* dihitung dengan persamaan (Coulson, 1993, pers. 5.14):

$$D_{\text{opt}} = 260 \times G^{0,52} \times \rho^{-0,37}$$

Keterangan :

$$D_{\text{opt}} = \text{Diameter pipa optimum (mm)}$$

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

$\rho$  = Densitas larutan (kg/m<sup>3</sup>)

$$D_{opt} = 260 \times (2,7824 \text{ kg/s})^{0,52} \times (1.013,7199 \text{ kg/m}^3)^{-0,37}$$

$$= 34,1889 \text{ mm}$$

$$= 1,3460 \text{ in}$$

Dari Appendix A.5-1 (Geankoplis 1993), dipilih pipa *commercial steel* dengan ukuran :

Karakteristik	in
NPS	1,5
Sch	40
OD	1,900
ID	1,610

c. Menentukan Bilangan Reynold ( $N_{Re}$ )

Bilangan reynold ( $N_{Re}$ ) dapat dihitung dengan persamaan (Geankoplis,

1993, pers.4.5-5) :

$$N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu}$$

Keterangan :

$N_{Re}$  = Bilangan Reynold

$\rho$  = Densitas larutan (kg/m<sup>3</sup>)

ID = Diameter dalam pipa (m)

$v$  = Kecepatan aliran (m/s)

$\mu$  = Viskositas larutan (kg/m.s)

Dimana :

$$Q_{\text{tangki}} = Q_{\text{pipa}}$$

$$= \frac{\pi}{4} D_{\text{pipa}}^2 v_{\text{pipa}}$$

$$v_{\text{pipa}} = \frac{4 \times Q_{\text{tangki}}}{\pi D_{\text{pipa}}^2} = 2,0908 \text{ m/detik}$$

$$N_{\text{Re}} = \frac{(1.275,9593 \text{ kg/m}^3) \times (0,0409 \text{ m}) \times (2,0908 \text{ m/s})}{0,0033 \text{ kg/m. s}}$$

$$= 25.878,0658 \text{ (Aliran turbulen, } N_{\text{Re}} > 2100)$$

d. Menghitung Panjang *Equivalent*

Faktor koreksi,  $\alpha = 1$

Diameter pipa = 1,610 in = 0,0409 m

Roughness,  $\varepsilon = 0,000046$  (untuk pipa *comercial steel*)

$\varepsilon / D = 0,0011$

Dari gambar. 2.10-3, Geankoplis, 1993, diperoleh  $f = 0,0060$

Untuk panjang *equivalent*, dari gambar. 127 Brown, 1950, diperoleh :

Tabel C.2.1. Komponen panjang equivalen pompa

Komponen	Jumlah	Le (ft)	Le (m)	Total (m)
Pipa lurus	1	65,6160	20,0000	20,0000
<i>Standard elbow</i>	1	2,5000	0,7620	0,7620
<i>Globe valve</i>	1	35,0000	10,6681	10,6681
<i>Gate valve fully open</i>	1	0,6000	0,1829	0,1829
<i>standard tee</i>	1	10,0000	3,0480	3,0480
Total panjang <i>equivalent</i>				34,6611

e. Menghitung *Friction loss*

1. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa.

$$h_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \frac{V^2}{2\alpha} = K_c \frac{V^2}{2\alpha}$$

Keterangan :

 $h_c$  : *friction loss* $V$  : kecepatan pada bagian *downstream* $\alpha$  : faktor koreksi, aliran turbulen = 1 $A_2$  : luas penampang yang lebih kecil $A_1$  : luas penampang yang lebih besarDimana :  $A_2/A_1 = 0$  $K_c = 0,55$ 

$$h_c = K_c \frac{V^2}{2\alpha} \quad (\text{Pers.2.10-16, Geankoplis, 1993})$$

$$= 0,55 \times \frac{(2,3259)^2}{2 \times 1} = 1,2022 \text{ J/kg}$$

2. Friksi pada pipa lurus

$$N_{Re} = 25.878,0658$$

$$\varepsilon/ID = 0,0011$$

$$f = 0,0053 \text{ (Gambar.2.10-3, Geankoplis,1993)}$$

$$F_f = 4f \frac{\Delta L V^2}{ID 2\alpha} = 883,8076 \text{ J/kg}$$

3. Friksi pada sambungan (
- elbow*
- )

$$\text{Jumlah } elbow = 1$$

$$K_f = 0,75 \text{ (tabel 2.10-1, Geankoplis)}$$

$$h_f = \sum K_f \left[ \frac{V^2}{2\alpha} \right] = 1,6393 \text{ J/kg}$$

4. Friksi karena pipa *tee*

$$\text{Jumlah } tee = 1$$

$$K_f = 1$$

$$h_f = \sum K_f \left[ \frac{V^2}{2\alpha} \right]$$

$$= 2,1858 \text{ J/kg}$$

5. Friksi karena ekspansi

$$K_{ex} = \left( 1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2$$

$A_2$  = luas penampang yang lebih kecil

$A_1$  = luas penampang yang lebih besar

$$A_2/A_1 = 0$$

$$K_{ex} = 1$$

$$h_e = K_{ex} \frac{V^2}{2\alpha} = 2,1858 \text{ J/kg}$$

6. Friksi pada *valve*

*Globe valve wide* = 1 =  $K_f = 9,5$  (tabel 2.10-1, Geankoplis, 1993)

*Gate valve wide* = 1 =  $K_f = 0,17$  (tabel 2.10-15, Geankoplis, 1993)

$$h_f = \sum K_f \left[ \frac{V^2}{2\alpha} \right] = 21,1363 \text{ J/kg}$$

Total friksi,  $\Sigma F = 912,1569 \text{ J/kg}$



## 7. Menghitung tenaga pompa yang digunakan

Persamaan neraca energi yang dijelaskan melalui persamaan *Bernoulli* (pers. 2.7-28 Geankoplis, 1993) :

$$(-W_s).\eta = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2\alpha} + g(Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F = 951,3809 \text{ J/kg}$$

Dari Gambar 10,62 hal. 380 (Coulson, 1993),

untuk  $Q = 9,8812 \text{ m}^3/\text{jammakan}$   $\eta = 68 \%$ .

$$(-W_p) = \frac{951,3809 \text{ J/kg}}{68\%} = 1.399,0896 \text{ J/kg}$$

$$\text{Power, } P = G \times (-W_p)$$

$$= 3.892,8742 \text{ J/s} = 5,2203 \text{ hp}$$

Jadi digunakan pompa dengan daya standar 7,5 hp.

## 8. Menghitung NSPH

Cek Kavitasi:

$$P_v = 0,0014 \text{ atm}$$

NPSH (*Net Positive Suction Head*) available :

$$\text{NPSH A} = \frac{P_1 - P_v}{\rho g} - H_{\text{suction}} - F_{\text{suction}}$$

$$F_{\text{suction}} = \frac{f \times v^2 \times L}{2 \times g \times ID} = 0,1918 \text{ m}$$

$$\text{NPSH A} = 9,4829 \text{ m}$$

NPSH (*Net Positive Suction Head*) Required :

Dari gambar 7.2 b Walas :

$$N = 3.500$$

$$S = 7.900 \text{ (single suction)}$$

$$Q = 42,9240 \text{ gal/menit} = 5,8159 \text{ ft/menit}$$

$$\text{NPSH R} = \left( \frac{N Q^{0.5}}{S} \right)^{4/3} \quad (\text{pers. 7.15 Walas, 1988})$$

$$= 4,1405\text{ft} = 1,2620\text{m}$$

NPSH A > NPSH R, pompa aman dari kavitasi

Keterangan :

NPSH<sub>R</sub> = *Net Positive suction head required* (ft)

NPSH<sub>A</sub> = *Net Positive suction head available* (ft)

Tabel. C.2.2. Spesifikasi Pompa (PP- 101)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan larutan Anilin dari <i>Storage Tank</i> (ST-101) menuju ke <i>Mixing Point</i> (MP-101)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic)</i> AISI tipe 316
Kapasitas	42,9240gpm
Efisiensi Pompa	68%
Dimensi	NPS = 1,5 in Sch = 40 in Beda ketinggian= 4,00 m
Power motor	7,5 hp
NPSHA	9,4829 m

### 3. Vaporizer-101 (VP-101)

Fungsi : Untuk menguapkan 99,96% umpan masukan VP-101 dengan medium pemanasnya adalah produk reaktor (RE-201)

Jenis : *Kettle vaporizer (Pump through with isothermal boiling)*

Fluida Dingin pada Tube (Anilin dari MP-101)

*Preheating :*

$t_1 =$	131,81	$^{\circ}\text{C}$
$t_2 =$	184,19	$^{\circ}\text{C}$
$t_{av,p} =$	158,5	$^{\circ}\text{C}$
$W =$	23.853,8928	kg/jam
<b><math>(Q_p) = q_p =</math></b>	<b>3.211.120,4577</b>	<b>kJ/jam</b>

*Vaporization :*

$t_1 =$	184,19	$^{\circ}\text{C}$
$t_2 =$	184,19	$^{\circ}\text{C}$
$t_{av,p} =$	184,19	$^{\circ}\text{C}$
$W =$	23.844,7881	kg/jam
<b><math>(Q_v) = q_v =</math></b>	<b>17.379.560,2030</b>	<b>kJ/jam</b>

Fluida Panas pada Shell (Produk Reaktor-201)

$T_1 =$	500,22	$^{\circ}\text{C}$
$T_2 =$	317,71	$^{\circ}\text{C}$
$t_{av,p} =$	408,96	$^{\circ}\text{C}$
$W =$	23.844,7881	kg/jam
<b><math>(Q_s) =</math></b>	<b>20.590.680,6607</b>	<b>kJ/jam</b>

$$\begin{aligned} \text{Beban Panas VP-101} \quad Q &= \quad \mathbf{20.590.680,6607} \quad \mathbf{kJ/jam} \\ Q &= \quad \mathbf{19.515.847,1302} \quad \mathbf{Btu/jam} \end{aligned}$$

$$\Delta T_p \text{ LMTD} = (\Delta t)_p = 227,60 \text{ }^\circ\text{C} = 441,68 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$q_p/(\Delta t)_p = 6.890,7080 \text{ Btu/jam.}^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_v \text{ LMTD} = (\Delta t)_v = 194,06 \text{ }^\circ\text{C} = 381,30 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$q_v/(\Delta t)_v = 43.200,5657 \text{ Btu/jam.}^\circ\text{F}$$

$$\Sigma(q/\Delta t) = 50.091,2737 \text{ Btu/jam.}^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_{\text{weight}} = \frac{Q}{\Sigma\left(\frac{q}{\Delta t}\right)} = 411,06 \text{ }^\circ\text{F}$$

a. *Area heat transfer*

Overall heat transfer

Dari tabel 8 (Kern, 1965) dipilih  $U_d$  untuk

Hot fluid = Light Organics

Cold fluid = Light Organics

Range  $U_d$  = 40 - 75 Btu/hr.ft<sup>2</sup>.°F

dipilih  $U_d$  = 50 Btu/hr.ft<sup>2</sup>.°F

b. Jumlah *tube* (Nt) =  $A/(L \times a'') = 425,2952$  buah

Diambil **jumlah tubes sebanyak 422 buah** dengan *pass*4 dan susunan *triangular pitch* 1 inch.

c. Koreksi koefisien UD

$$A = N_t \times L \times a'' = \mathbf{994,0632 \text{ ft}^2}$$

$$UD = Q/(A \times \Delta t) = \mathbf{50,3904 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}}$$

## Data desain

Shell Side		Tube Side			
ID (in) =	25	Nt =	422	L (ft) =	12
Bs (in) =	25	OD (in) =	0,75	BWG =	16
Passes =	1	ID (in) =	0,62	Passes =	4
		Pitch (in) =	1		triangular pitch

*Preheating*

$$h_i = j_H \cdot (k/ID) \cdot (C_P \cdot \mu/k)^{1/3}$$

$$\text{Tube (Fluida dingin/Umpan reaktor)} = 56,8411 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

$$\text{Flow Area} \quad h_{io} = 46,9887 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

$$a't = 0,3020 \text{ in}^2$$

$$a_t = Nt \cdot a't / 144n = 0,2213 \text{ ft}^2$$

## Kecepatan Massa

$$G_t = W/a_t = 237.679,7357 \text{ lb/jam.ft}^2$$

## Bilangan Reynold

$$\mu = 0,4238 \text{ cp} = 1,0256 \text{ lb/jam.ft}$$

$$De = 0,0517 \text{ ft}$$

$$Re = G_t \cdot De / \mu = 11.973,6423$$

 $j_H$  (Fig.28, Kern)

$$j_H = 28$$

$$C_P = 2,3360 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}$$

$$= 0,5579 \text{ btu/lbm.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,1209 \text{ W/m.K}$$

$$= 0,0699 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F}$$

$$(C_P \cdot \mu/k)^{1/3} = 1,5015$$

## Shell (Fluida panas/Steam)

## Flow Area

$$C'' = \text{Pitch-OD} = 0,2500 \text{ in}$$

$$a = ID \cdot C'' \cdot B / 144Pt = 0,0269 \text{ ft}^2$$

## Kecepatan Massa

$$G_t = W/a_t = 1.953.502,8813 \text{ lb/jam.ft}^2$$

## Bilangan Reynold

$$\mu = 0,0157 \text{ cp} = 0,0381 \text{ lb/jam/ft}$$

$$De = 0,0608 \text{ ft}$$

$$Re_s = G_s \cdot De / \mu = 3.121.846,7619$$

 $j_H$  (Fig.28, Kern)

$$j_H = 4000$$

$$C_P = 2,3810 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}$$

$$= 0,5448 \text{ btu/lbm.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,04323 \text{ W/m.K}$$

$$= 0,0250 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F}$$

$$(C_p \cdot \mu/k)^{1/3} = 0,9399$$

$$h_o = j_H \cdot (k/De) \cdot (C_p \cdot \mu/k)^{1/3}$$

$$= 1.543,6950 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$$

$$(C_p \cdot \mu/k)^{1/3} = 1,4642$$

$$h_i = j_H \cdot (k/ID) \cdot (C_p \cdot \mu/k)^{1/3}$$

$$= 397,3117 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$$

$$h_{io} = 328,4443 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$$

### Vaporization

Tube (Fluida dingin/Umpan reaktor)

Flow Area

$$a't = 0,3020 \text{ in}^2$$

$$a_t = N_t \cdot a't / 144n = 0,2213 \text{ ft}^2$$

Kecepatan Massa

$$G_t = W/a_t = 237.589,0168 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Bilangan Reynold

$$\mu = 0,0091 \text{ cp} = 0,0219 \text{ lb/jam.ft}$$

$$De = 0,0725 \text{ ft}$$

$$Re = G_t \cdot De / \mu = 559.445,5480$$

$j_H$  (Fig.28, Kern)

$$j_H = 1150$$

$$C_p = 1,7440 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}$$

$$= 0,4165 \text{ btu/lbm.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,0211 \text{ W/m.K}$$

$$= 0,0122 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F}$$

Shell (Fluida panas/Steam)

Flow Area

$$C'' = \text{Pitch-OD} = 0,2500 \text{ in}$$

$$a = ID \cdot C'' \cdot B / 144Pt = 0,0269 \text{ ft}^2$$

Kecepatan Massa Kondensasi

$$G'' = \frac{W}{L N_t^{2/3}} = 0,3318 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Asumsi  $h_o = 65 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$

$$T_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) = 430,38 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_f = \frac{(T_v + t_w)}{2} = 599,26 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,0267 \text{ cp} = 0,0646 \text{ lb/jam.ft}$$

$$k = 0,0418 \text{ W/m.K}$$

$$= 0,0242 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F}$$

$$\rho = 1,0324 \text{ lb/ft}^3$$

$$h_o = 1,5 \left( \frac{4 \cdot G''}{\mu_f} \right)^{-1/3} \left( \frac{\mu_f^2}{k_f^3 \cdot \rho_f^2 \cdot g} \right)^{-1/3}$$

$$h_o = 63,2442 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$$

*Clean Overall*

$$U_p = h_{i0} \cdot h_o / (h_{i0} + h_o) = 45,6006 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F}$$

$$U_v = h_{i0} \cdot h_o / (h_{i0} + h_o) = 53,0325 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{°F}$$

*Clean surface*

$$A_p = q_p / U_p \cdot (\Delta t)_p = 151,1100 \text{ ft}^2$$

$$A_v = q_v / U_v \cdot (\Delta t)_v = 814,6062 \text{ ft}^2$$

$$A_c = A_v + A_p = 965,7162 \text{ ft}^2$$

$$U_c = \Sigma UA / (A_c) = (\Sigma q / \Delta t) / (A_c) = 51,8696 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{°F}$$

Cek fluks maksimum

surface  $\underline{u}$  vaporasi, =  $(A_v / A_c)$

$$A_v' = (A_v / A_c) \times A = 838,5176 \text{ ft}^2$$

$$\text{Fluks} = Q_v / A_v' = 24.556,0509 \text{ Btu/jam.ft}^2 \quad (\text{satisfactory})$$

Faktor pengotor,  $R_d$

$$R_d = U_c - U_D / U_c \cdot U_D = 0,00057 \text{ hr.ft}^2\text{°F/Btu}$$

Pressure Drop

$$\Delta P_{tp} = 0,0158 \text{ psi}$$

*Tube*

*Vaporization*

$$\Delta P_t = \frac{0,5 \cdot f \cdot G t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \Phi}$$

$$Re = 559.445,5480$$

$$f = 0,00012 \text{ ft}^2$$

*Preheating*

$$L_v = L - L_v = 10,1223 \text{ ft}$$

$$Re = 11.973,6423$$

$$\rho = 2,482 \text{ lb/ft}^3$$

$$f = 0,00018 \text{ ft}^2$$

$$s = \rho / 62,5 = 0,039712 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$L_p = L \cdot A_p / A_c = 1,8777 \text{ ft}$$

$$s' = (st_v + st_p) / 2 = 0,4689 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$\rho = 56,1289 \text{ lb/ft}^3$$

$$\Delta P_{tv} = 0,1084 \text{ psi}$$

$$s = \rho / 62,5 = 0,8980 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$\Delta P_t = \Delta P_{tp} + \Delta P_{tv} = 0,1242 \text{ psi}$$

$$f = 0,00025 \text{ ft}^2$$

*Shell*  $N+1 = L/B = 5,76$

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e S \phi_s}$$

$$\rho = 0,9744 \text{ lb/ft}^3$$

$$s = 1/(0,9744 * 62,5) = 0,0164 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$\mu = 0,2345 \text{ cp} = 0,0216 \text{ lb/jam.ft}$$

$$\Delta P_s = 0,2196 \text{ psi}$$

$$Re = 5.513.609,6084$$

Tabel C.3.1. Spesifikasi Vaporizer (VP-301)

	Shell	
	Diameter dalam (ID) =	25 in
	<i>Baffle space</i> (B) =	25 in
	<i>Passes</i> =	1
	Tube	
Dimensi	Diameter luar (OD) =	0,75 in
	Diameter dalam (ID) =	0,62 in
	Susunan <i>tube</i> =	triangular pitch
	<i>Pitch</i> (Pt) =	1 in
	Panjang <i>tube</i> (L) =	12 ft
	Jumlah <i>tube</i> =	422 buah
	<i>Passes</i> =	4
Overall	Ud =	50,3904
Coefficients	Up =	45,6006
(Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	Uv =	53,0325



	Uc =	51,8696	
Fouling Factors	Rd =	0,00057	
(jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	Rd required =	0,0005	
Luas	Ad =	994,0632	
Perpindahan	Ap =	151,1100	
Panas (ft <sup>2</sup> )	Av =	814,6062	
	Ac =	965,7162	
Flux	F =	24.556,0509	Btu/jam.ft <sup>2</sup>
Pressure drop	$\Delta P_{Shell}$ =	0,2196	psi
	$\Delta P_{tube}$ =	0,1242	psi

#### 4. Knock Out Drum-101 (KO-101)

- Fungsi : Memisahkan fase vapor dan fase *liquid* pada aliran keluaran VP-101
- Jumlah : 1 buah
- Type : *Vertical Cylindrical Vessel* dengan *torispherical flanged and dished head* sebagai tutup atas dan bawah.
- Bahan : *Carbon Steel SA-283 Grade C*
- Kondisi Operasi
- Temperatur : 183,89°C
- Tekanan : 0,99 atm

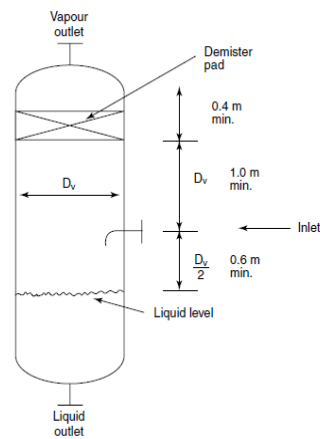


Figure 10.51a. Vertical liquid-vapour separator

Gambar. C.4.1. Knockout drum

Perhitungan neraca massa di KO-101 menggunakan *vapor-liquid equilibrium* (Ludwig, 1994)

Adapun langkah-langkah perhitungan adalah sebagai berikut:

1. Mengeset temperatur dan tekanan. Temperatur kondensor parsial berada pada temperatur *bubble point* dan temperatur *dew point*.

- $T_{bubble} = \sum x_i = \sum \frac{y_i}{K_i}$
- $T_{dew} = \sum y_i = \sum K_i \cdot x_i$

2. Membuat persamaan neraca massa

$$F_t X_i = V_t y_i + L x_i \quad \text{.....(i)}$$

3. Menentukan F serta menghitung jumlah dan komposisi dari V dan L

$$F_t = F + V_s \quad \text{.....(ii)}$$

dimana:

$F_t$  : mol masuk total

$F$  : mol masuk

$V_s$  : mol *non-condensable gas*

Dari Henry's Law yaitu  $K_i = \frac{y_i}{x_i}$  maka pers. (i) menjadi:

$$F_t X_i = V_t y_i + L \frac{y_i}{K_i} \dots\dots(iii)$$

$$V_t = V + V_s \dots\dots(iv)$$

dimana:

$V_t$  : mol uap total

$V$  : mol uap keluar

$V_s$  : mol *non-condensable gas*

4. Dari persamaan (iii) diperoleh:

$$y_i = \frac{F_t X_i}{V_t + \frac{L}{K_i}}, \text{ dimana } F_t = V_t + L \text{ maka } y_i = \frac{F_t X_i}{(F_t - L) + \left(\frac{L}{K_i}\right)}$$

$$y_i = \frac{X_i}{\left(1 - \frac{L}{F_t}\right) \left(1 - \frac{L}{K_i}\right)} \dots\dots(v)$$

5. Menentukan  $V$ ,  $L$ ,  $y_i$ , dan  $x_i$

- Mengasumsikan  $V$  untuk selanjutnya ditrial-error
- Menghitung  $L$

Dik.  $F = V + L$  maka

$$L = F - V \dots\dots(vi)$$

- Menghitung nilai  $K_i$  pada temperatur dan tekanan total

Dari Henry's Law diketahui bahwa  $K_i = \frac{p_i^*}{P_{total}}$

Data tekanan uap komponen dinyatakan dengan persamaan Antoine:

$$\ln p_i^* = A - \frac{B}{T+C}$$

dimana:

$p_i^*$  = mmHg

$T$  = Kelvin

A, B, C = konstanta

Tabel C.4.1. Harga A, B, dan C dari Reid, R.C., 1977:

Komponen	A	B	C
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	16,6748	3.857,52	-73,15
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	16,1484	4.032,66	-71,81
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	18,0646	5.995,89	-50

- Jika  $F = V + L$  maka persamaan neraca massa komponen tanpa mol

*non-condensable gas* adalah

$$F X_i = V y_i + L x_i \quad \text{.....(vii)}$$

$$y_i = \frac{F X_i}{1 + \frac{L}{K_i V}} \quad \text{.....(viii)}$$

$$\Sigma V y_i = \Sigma \frac{F X_i}{1 + \frac{L}{K_i V}} \quad \text{.....(ix)}$$

dimana  $\Sigma y_i = 1$

$$\text{maka } V = \Sigma \frac{F X_i}{1 + \frac{L}{K_i V}} \quad \text{.....(x)}$$

Tabel C.4.2. Diketahui laju alir umpan total yang masuk ke KO-101.

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Fraksi mol umpan
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	23.820,9433	255,7844	0,9990
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	32,1920	0,2615	0,0010
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,7575	0,0045	0,0000
Total		<b>23.853,8928</b>	256,0503	1,0000

Dari langkah-langkah perhitungan yang telah dilakukan diperoleh:

1.  $T_{cond}$  pada  $P = 0,9958$  atm

Tabel C.4.3.  $T_{bubble} = 183,85$  °C = 457,00 K

Komponen	$p_i^*$	$K_i = \frac{p_i^*}{P_{total}}$	$y_i$
$C_6H_5NH_2$	0,9962	1,0004	0,9994
$C_6H_5NO_2$	0,3868	0,3885	0,0004
$(C_6H_5)_2NH$	0,0371	0,0372	0,0000
Total			0,9998

Tabel. C.4.4.  $T_{dew} = 183,93$ °C = 457,08 K

Komponen	$p_i^*$	$K_i = \frac{p_i^*}{P_{total}}$	$x_i$
$C_6H_5NH_2$	0,9981	1,0023	0,9967
$C_6H_5NO_2$	0,3876	0,3892	0,0026
$(C_6H_5)_2NH$	0,0372	0,0373	0,0005
Total			0,9998

$$T_{bubble} < T_{cond} < T_{dew}$$

$$\text{Didesain } T_{cond} = 183,89 \text{ °C} = 457,04 \text{ K}$$

2. Fraksi Mol Vapor dan Liquid Keluaran KO-101

Calculating V, L,  $y_i$ , and  $x_i$

a. Asumsikan:  $V = 255,9781$

b.  $L = F - V = 0,0723$

c.  $L/V = 0,0003$

Tabel C.4.5. Fraksi Mol vapor dan liquid

Komponen	$p_i^*$	$K_i = \frac{p_i^*}{P_{total}}$	V (kmol/jam)	$y_i$	$x_i$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	0,9930	1,0014	255,7123	0,9990	0,9975
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,3855	0,3889	0,2613	0,0010	0,0026
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,0369	0,0372	0,0044	0,0000	0,0005
Total				1,0000	1,0006

Tabel C.4.6. Neraca Massa Knock Out Drum-101 (KO-101)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Vapor	Liquid	Vapor
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	23.820,9433	0,0000	23.820,9433
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	32,1920	8,3472	23,8448
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,7575	0,7575	0,0000
Total	<b>23.853,8928</b>	9,1047	23.844,7881
	<b>23.853,8928</b>	<b>23.853,8928</b>	

### Perhitungan Design (Coulson, 1999)

#### a. Menentukan laju alir umpan dan densitas

Umpan = campuran uap dan cairan

$$= 23.853,8928 \text{ kg/jam}$$

$W_v$  = Vapour flowrate

$$= 23.844,7881 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_v = \frac{BM \cdot P}{R \cdot T}$$

$$= \frac{93,1517 \times 0,9958}{0,08206 \times 184,05}$$

$$= 2,4627 \text{ kg/m}^3$$

$$W_l = \text{Liquid flowrate}$$

$$= 9,1047 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_l = 873,7263 \text{ kg/m}^3$$

**b. Menghitung settling velocity**

$$U_t = 0,07 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$= 0,07 \sqrt{\frac{873,7263 - 2,4627}{2,4627}}$$

$$= 1,3166 \text{ m/s}$$

**c. Menghitung laju alir volumetrik uap ( $Q_v$ )**

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

$$= \left( \frac{23.844,7881}{2,4627} \right) \left( \frac{1}{3600} \right)$$

$$Q_v = 2,6895 \text{ m}^3/\text{s}$$

**d. Menghitung diameter uap ( $D_v$ )**

$$D_v = \sqrt{\frac{4Q_v}{\pi U_t}}$$

$$= \sqrt{\frac{4 \times 2,6895}{3,14 \times 1,3166}}$$

$$D_v = 1,6131 \text{ m}$$

**e. Menghitung laju alir volumetrik liquid ( $Q_L$ )**

$$Q_L = \frac{W_L}{\rho_L}$$

$$= \left( \frac{9,1047}{873,5610} \right) \left( \frac{1}{3600} \right)$$

$$Q_L = 0,0000029 \text{ m}^3/\text{s}$$

**f. Menghitung volume tinggal liquid ( $V_{\text{hold}}$ )**

$$\text{Didesain : } t_{\text{hold}} = 20 \text{ menit}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{hold}} &= Q_L \times t_{\text{hold}} \\ &= 0,0000029 \text{ m}^3/\text{s} \times (20 \times 60 \text{ s}) \\ &= 0,0035 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

**g. Menghitung tinggi liquid ( $h_v$ )**

$$\begin{aligned} h_v &= \frac{V_{\text{hold}}}{\text{Luas vessel}} \\ &= \frac{0,0035}{\frac{1}{4} \times 3,14 \times (1,6131^2)} \\ &= 0,0016 \text{ m} \end{aligned}$$

**h. Menghitung tinggi vessel ( $L$ )**

$$\text{Jarak uap ke liquid minimum} = 2 \text{ m}$$

$$L = 0,0016 \text{ m} + 2 \text{ m} = 2,0016 \text{ m}$$

**i. Cek L/D**

$$L/D = \frac{2,0016}{1,6131} = 1,2420 \text{ (satisfactory, } 3 < L/D < 5)$$

Perbesar jarak uap ke liquid sebesar 5 m.

$$L = 0,0016 \text{ m} + 5 \text{ m} = 5,0016 \text{ m}$$

$$L/D = \frac{5,0016}{1,6131} = 3,1006$$

**j. Menghitung Tebal Dinding *shell***

Untuk menentukan tebal shell, persamaan yang digunakan adalah :

$$t_s = \frac{P \cdot r_s}{f \cdot \epsilon - 0.6 P} + C \quad (\text{Pers. 13.1 Brownell and Young, 1959})$$



Dimana :  $t_s$  = Tebal *shell*, in

$P$  = Tekanan dalam tangki, psi

$f$  = *Allowable stress*, psi

$r$  = jari-jari kolom

$E$  = Efisiensi pengelasan

$c$  = Faktor korosi, in

Material : *Carbon Steel SA-283 grade C*

Dari Tabel 13.1 & 13.2 pada 20-650 °F, Brownell and Young, 1959

diperoleh data:

$f = 12.650$  psi

$E = 85\%$  (*single-welded butt joint*)

(Brownell and Young, 1959, Tabel 13.2)

$C = 0,15$  in

Tekanan desain ( $P_{\text{desain}}$ ) :  $1,1 \times (14,6336 \text{ psi}) = 15,6353$  psi

Jari-jari kolom ( $r_s$ ) :  $31,7545$  in

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

$$t_s = \frac{15,6353 \times 31,7252}{(12,650)(0,85) - (0,6)(15,6353)} + 0,125$$

$$= 0,1712 \text{ in}$$

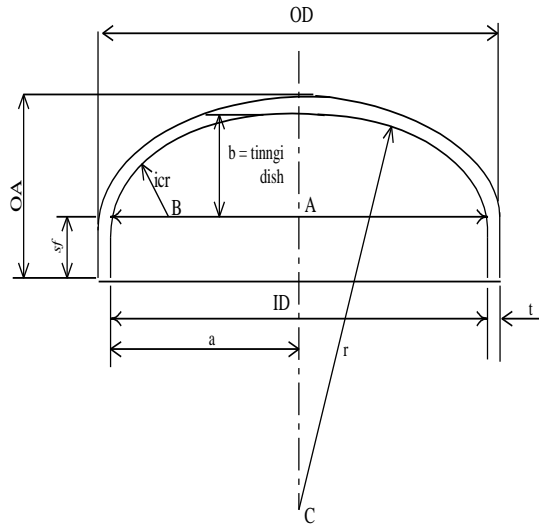
Digunakan tebal standar,  $t_s = 1/4 \text{ in} = 0,25 \text{ in}$

#### **k. Desain Head & Bottom**

Bentuk *head & bottom* yang digunakan adalah *torispherical flanged and dished head*, karena tekanan operasinya sekitar 15 psi sampai dengan 200 psi

(Brownel, 1959). Jenis *head* ini untuk mengakomodasi kemungkinan naiknya

temperature di dalam tangki sehingga mengakibatkan naiknya tekanan dalam tangki.



Gambar. C.4.2 *Torispherical flanged and dished head*

Keterangan :

- $t_h$  = Tebal head, in
- $icr$  = *Inside corner radius*, in
- $r_c$  = *Radius of dish*, in
- $sf$  = *Straight flange*, in
- OD = Diameter luar, in
- ID = Diameter dalam, in
- $b$  = *Depth of dish*, in
- OA = Tinggi head, in

➤ **Menghitung tebal head ( $t_h$ )**

Tebal *head* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$t_h = \frac{P_{\text{design}} \cdot r_c \cdot w}{2 \cdot f \cdot E - 0.2 P_{\text{design}}} + C$$

$$w = \frac{1}{4} \cdot \left( 3 + \left( \frac{r_c}{i_c r} \right)^{0.5} \right)$$

Keterangan :

$t_h$  = Tebal head (in)

$P$  = Tekanan desain (psi)

$r_c$  = *Radius knuckle*, in

$E$  = Effisiensi pengelasan

$C$  = Faktor korosi (in)

Diketahui :  $P = 15,6353$  psi

$E = 85$  %

$C = 0,15$  in (faktor korosi)

Dari table 5.7 Brownell & Young digunakan  $OD_h$  standar 66 in. Diperoleh  $i_c r = 4$  in &  $r_c = 66$  in.

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \left( \frac{66}{44} \right)^{0.5} \right)$$

$$w = 1,7655$$

$$\text{Sehingga, } t_h = \frac{15,6353 \times 66 \times 1,7655}{2 \times 12650 \times 0,85 - 0,2 \times 15,6353} + 0,125 = 0,2097 \text{ in}$$

Digunakan tebal standar,  $t_h = 1/4$  in = 0,25 in

Untuk  $t_h = 1/4$  in, dari Tabel 5.8 Brownell and Young, maka direkomendasikan  $sf = 2$  in

➤ **Menghitung Tinggi Head (OA)**

$$OA = b + t_h + sf \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

dimana,

$$b = r_c - \sqrt{(r_c - icr)^2 - (ID/2 - icr)^2}$$

$$b = 11,2004 \text{ in}$$

Jadi, tinggi *head* (OA) :

$$\begin{aligned} \text{OA} &= 11,2004 \text{ in} + 0,25 \text{ in} + 2 \text{ in} \\ &= 13,4504 \text{ in} \text{ (1,1209 ft/0,3416 m)} \end{aligned}$$

Dimana, tinggi bottom = tinggi head = 13,4504 in karena *head & bottom* yang digunakan adalah sama yaitu *torispherical flanged and dished head*

Tinggi Total FD – 101

$$H_{\text{total}} = H_{\text{shell}} + H_{\text{head}} + H_{\text{bottom}}$$

$$H_{\text{total}} = 5,0016 \text{ m} + 0,3416 \text{ m} + 0,3416 \text{ m}$$

$$H_{\text{total}} = 5,6849 \text{ m}$$

$$H_{\text{total}} = 18,6511 \text{ ft}$$

$$H_{\text{total}} = 223,8137 \text{ in}$$

Tabel.C.4.7. Spesifikasi *Knock Out Drum-101* (KO-101)

Fungsi	Memisahkan fase vapor dan fase <i>liquid</i> pada aliran keluaran VP-101 .
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan bentuk <i>head</i> dan <i>bottom torispherical flanged and dished head</i>
Dimensi <i>Shell</i>	ID <sub>s</sub> = 1,6131 m Tinggi (L) = 5,0016 m Tebal = 1/4 in
Dimensi <i>Head</i> dan <i>Bottom</i>	Tinggi head = 0,3416 m    Tinggi bottom = 0,3416 m Tebal head = 1/4 in    Tebal head= 1/4 in

<i> Holding Time</i>	20 menit
Tekanan Desain	15,635 psi
Bahan konstruksi	<i> Carbon Stell SA 285 grade C</i>
Jumlah	1 buah

### 5. Kompresor-101 (CP-101)

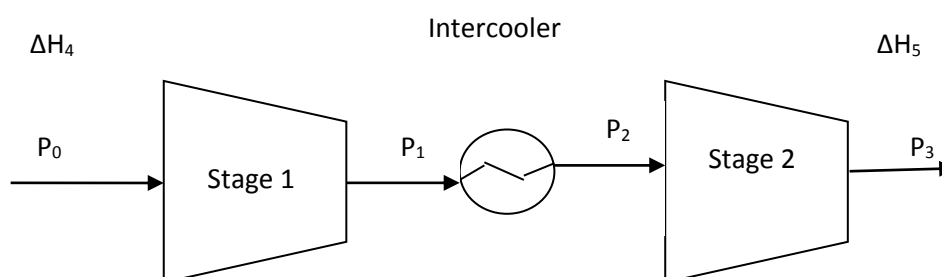
Fungsi : Menaikan tekanan uap keluaran KD-101 untuk menyesuaikan dengan kondisi di Reaktor-201 (RE-201)

Kondisi operasi :  $T_{in} = 183,89 \text{ }^{\circ}\text{C} = 457,04\text{K}$

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

$$P_o = 0,99 \text{ atm}$$

$$P_3 = 8,15 \text{ atm}$$



Gambar C.5. Kompresor-101 (CP-101)

1

Keterangan :

$\Delta H_4$  = Aliran panas masuk Kompresor-101 (K-101)

$\Delta H_5$  = Aliran panas keluaran Kompresor-101 (K-101)

- **Menghitung jumlah *stage***

$$R_c = (P_3 / P_0)^{1/m}$$

Dimana :  $P_3$  = tekanan gas keluar, atm

$P_0$  = tekanan gas masuk, atm

$m$  = Jumlah *stage*

Rasio kompresi dibatasi dibawah 4 agar kenaikan suhu tidak terlalu tinggi.

Sedangkan kebutuhan energi total akan minimum jika rasio kompresi tiap *stage* sama.

Bila  $m = 1$ , maka

$$R_c = (8,15/0,99)^{1/1} = 8,2181$$

$R_c > 4$ , maka *stage* yang digunakan adalah *multiple stage* (Walas, 1990, hal 158). Dikarenakan rasio kompresi yang didapat terlalu tinggi maka perlu dipakai multi *stage*.

Jika dipilih jumlah *stage* yang digunakan = 2 *stage*, maka :

$$R_c = (7,5/1)^{1/2} = 2,8667$$

- **Menghitung laju alir volumetric**

Kecepatan volumetrik dari bahan yang masuk, yaitu:

1 kg gas ideal pd 0°C, 760 mmHg = 22,4 m<sup>3</sup>

$$V = n \times 22,4 \times \frac{T_0}{T_{ref}} \times \frac{1}{3600}$$

$$V = 255,9781 \text{ kmol} \times 22,4 \times \frac{457,04}{298,15} \times \frac{1}{3600}$$

$$V = 2,4416 \frac{\text{m}^3}{\text{detik}}$$

Dari grafik 3.6 Coulson Vol.6, hal 75 untuk laju alir sebesar 2,4416 m<sup>3</sup>/s

dan kompresor yang digunakan jenis sentrifugal,

maka Efisiensi ( $E_p$ ) = 71%

- **Menghitung kondisi keluaran tiap stage**

### 1. Stage 1

$P_1 = R_c \times P_0$  ;  $R_c$  pada setiap stage adalah sama

$P_1 = 2,84 \text{ atm}$

#### Panas aliran masuk Kompresor-101 (CP-101)

$T_0 = 183,89 \text{ }^\circ\text{C} = 457,04\text{K}$

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

$$\Delta H_{\text{in}} = n \int_{298,15}^{457,04} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5)$$

Tabel C.4.8. Panas aliran masuk stage 1

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$C_p$	$\Delta H$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$	93,129	23.820,9433	255,7844	21.924,9383	5.608.056,7035
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$	123,113	23,8448	0,1937	22.990,3433	4.452,8187
Total		23.844,7881	255,9781		5.612.509,5222

#### Menghitung $T_{\text{trial}}$ , $T_r$ (mean), $P_r$ (mean), dan $C_p$ (mean)

$$T_2 = T_1 \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^m$$

$$m = \frac{ZR}{C_p} \left( \frac{1}{E_p} + X \right) \text{ for compression,}$$

Pada keadaan kritisnya:

$$m = \frac{(\gamma - 1)E_p}{\gamma}$$

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R} = 1,0005$$

$$m = 0,0004$$

$$T_{1 \text{ trial}} = 184,07 \text{ } ^\circ\text{C} = 457,23 \text{ K}$$

$$\text{Tr (mean)} = \frac{(T_0 + T_1)}{(2 \times T_c)}$$

$$\text{Pr (mean)} = \frac{(P_0 + P_1)}{(2 \times P_c)}$$

Komponen	Mol (kmol/jam)	y	Tc (K)	Tc*y	Pc (bar)	Pc*y
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	255,7844	0,9992	719	718,4560	44	43,9667
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,1937	0,0008	699	0,5289	53,09	0,0402
Total	255,9781	1,0000		718,9849		44,0069

$$\text{Tr (mean)} = 0,6358$$

$$\text{Pr (mean)} = 0,0441$$

Cp pada T (mean)

$$T \text{ (mean)} = \frac{T_1 + T_2}{2} = 457,23 \text{ K}$$

Komponen	Mol (kmol/jam)	y	Cp	Cp*y
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	255,7844	0,9992	37.152,4852	37.124,3743
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,1937	0,0008	39.872,1397	30,1687
Total	255,9781	1,0000		37.154,5429

Didapat data dari grafik pada buku Coulson Vol.6 (hal 63-79)

Cp pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 8 kJ/kmol.K

Maka :

Cp (mean) = 37.162,5429kJ/kmol.K

Z pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 0,95



X pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 0,40

Y pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 1,05

Maka nilai m = 0,0004

$$n = \frac{1}{Y - m(1 + X)}$$

n = 0,9529

T<sub>1</sub> = 457,22 K = 184,07 °C

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh kondisi operasi stage 1:

P<sub>0</sub> = 0,99 atm

P<sub>1</sub> = 2,84atm

T<sub>0</sub> = 183,89 °C

T<sub>1</sub> = 184,07 °C

Untuk mendinginkan suhu keluaran stage 1 sebelum masuk ke stage 2 digunakan intercooler.

#### Intercooler

P<sub>1</sub> = 2,84 atm

P<sub>2</sub> = 2,84 atm

T<sub>1</sub> = 184,07 °C

T<sub>2</sub> = 183,89 °C

#### **Panas aliran keluaran stage 1**

T<sub>1</sub> = 184,07 °C = 457,22 K

T<sub>ref</sub> = 25°C = 298,15 K

$$\Delta H_{\text{out}} = n \int_{298,15}^{457,41} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5)$$

Tabel C.4.9. Panas aliran keluar stage 1

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Cp	$\Delta H$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	23.820,9433	255,7844	21.954,6969	5.615.668,4980
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	23,8448	0,1937	23.021,4370	4.458,8410
Total		23.844,7881	255,9781		5.620.127,3390

$$\Delta H_{in} + \Delta H_{kompresi} = \Delta H_{out}$$

$$\Delta H_{kompresi} = 7.617,8077 \text{ kJ/jam}$$

### Menghitung massa air pendingin yang digunakan pada intercooler

Media pendingin yang digunakan ialah air pendingin dengan temperatur masuk 30 °C dan keluar pada temperatur 50°C. Kapasitas panas air rata-rata sebesar 4,183 kJ/kg.K (App. A.2-5. Geankoplis, C.J. Ed.2th., 1993, hal. 799).

Untuk menyerap panas tersebut maka dibutuhkan air pendingin dengan kondisi :

$$T_{in} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} (303,15 \text{ K})$$

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

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

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

$$\text{maka } \int C_{p \text{ H}_2\text{O}} dT = 1505,5337 \text{ kJ/kmol}$$

$$m \text{ air pendingin} = \frac{Q \text{ kompresi}}{\int C_{p \text{ H}_2\text{O}} dT} = 6,2051 \text{ kmol/jam}$$

$$= 111,7850 \text{ kg/jam}$$

• **Menghitung kerja kompresor stage 1**

$$-W = P_1 v_1 \frac{n}{n-1} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right] = Z \frac{RT_1}{M} \frac{n}{n-1} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right] \quad (3.31)$$

$$\text{for compression } E_p = \frac{\text{polytropic work}}{\text{actual work required}}$$

$$-W = 3.700,4391 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Actual work} = 5.217,5198 \text{ kJ/kmol} = 1.335.570,6089 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Power} = 370,9918 \text{ kW}$$

**2. Stage 2**

$$P_2 = R_c \times P_1 \quad ; R_c \text{ pada setiap stage adalah sama}$$

$$P_2 = 8,15 \text{ atm}$$

$$T_2 = 183,89 \text{ }^\circ\text{C} = 457,04 \text{ K}$$

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

$$\Delta H_{\text{in}} = n \int_{298,15}^{457,04} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5)$$

Tabel C. 4.10. Panas aliran masuk stage 2

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Cp	ΔH
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	23.820,9433	255,7844	21.924,9383	5.608.056,7035
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	23,8448	0,1937	22.990,3433	4.452,8187
Total		23.844,7881	255,9781		5.612.509,5222

Menghitung  $T$  trial,  $Tr$  (mean),  $Pr$  (mean), dan  $C_p$  (mean)

$$T_2 = T_1 \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^m$$

$$m = \frac{ZR}{C_p} \left( \frac{1}{E_p} + X \right) \text{ for compression,}$$

Pada keadaan kritisnya:

$$m = \frac{(\gamma - 1)E_p}{\gamma C_p}$$

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R} = 1,0005$$

$$m = 0,0004$$

$$T_{3 \text{ trial}} = 184,07 \text{ } ^\circ\text{C} = 457,23 \text{ K}$$

$$Tr \text{ (mean)} = \frac{(T_0 + T_1)}{(2 \times T_c)}$$

$$Pr \text{ (mean)} = \frac{(P_0 + P_1)}{(2 \times P_c)}$$

Komponen	Mol (kmol/jam)	y	Tc (K)	Tc*y	Pc (bar)	Pc*y
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	255,7844	0,9992	719	718,4560	44	43,9667
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,1937	0,0008	699	0,5289	53,09	0,0402
Total	255,9781	1,0000		718,9849		44,0069

$$Tr \text{ (mean)} = 0,6358$$

$$Pr \text{ (mean)} = 0,1265$$

C<sub>p</sub> pada T (mean)

$$T \text{ (mean)} = \frac{T_1 + T_2}{2} = 457,13 \text{ K}$$

Komponen	Mol (kmol/jam)	y	C <sub>p</sub>	C <sub>p</sub> *y
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	255,7844	0,9992	37.152,4852	37.124,3743

C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,1937	0,0008	39.872,1397	30,1687
Total	255,9781	1,0000		37.154,5429

Didapat data dari grafik pada buku Coulson Vol.6 (hal 63-79)

C<sub>p</sub> pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 20 kJ/kmol.K

Maka :

C<sub>p</sub> (mean) = 37.174,5429 kJ/kmol.K

Z pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 0,875

X pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 1,00

Y pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 1,125

Maka nilai m = 0,0005

$$n = \frac{1}{Y - m(1 + X)}$$

$$n = 0,8896$$

$$T_3 = 457,27 \text{ K} = 184,12 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh kondisi operasi stage 2:

$$P_2 = 2,84 \text{ atm}$$

$$P_3 = 8,15 \text{ atm}$$

$$T_2 = 183,89 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_3 = 184,12 \text{ } ^\circ\text{C}$$

### Panas aliran keluaran stage 2

$$T_2 = 184,12 \text{ } ^\circ\text{C} = 457,27 \text{ K}$$

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

$$\Delta H_{\text{out}} = n \int_{298,15}^{457,27} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5)$$

Tabel C.4.11. Panas aliran keluar stage 2

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Cp	$\Delta H$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	23.820,9433	255,7844	21.961,4324	5.617.391,3190
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	23,8448	0,1937	23.028,4747	4.460,2040
Total		23.844,7881	255,9781		5.621.851,5230

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

$$\Delta H \text{ kompresi} = 9.342,0008 \text{ kJ/jam}$$

- **Menghitung kerja kompresor stage 2**

$$-W = P_1 v_1 \frac{n}{n-1} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right] = Z \frac{RT_1}{M} \frac{n}{n-1} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right] \quad (3.31)$$

$$\text{for compression } E_p = \frac{\text{polytropic work}}{\text{actual work required}}$$

$$-W = 3.282,5187 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Actual work} = 4.623,2658 \text{ kJ/kmol} = 1.183.454,6113 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Power} = 328,7374 \text{ kW}$$

$$\text{Daya kompresor total} = \text{Daya kompresor stage 1} + \text{Daya kompresor stage 2}$$

$$= 370,9918 \text{ kW} + 328,7374 \text{ kW} = 699,7292 \text{ kW}$$

Tabel C.5.8, Spesifikasi Kompresor (CP-101)

Alat	Kompresor
Kode	CP-101
Fungsi	Menaikkan tekanan Aniline sebanyak 23.844,7881 kg/jam dari 1 atm menjadi 8,1 atm.
Jenis	Sentrifugal
Jumlah Stage	2 buah
Rasio Kompresi	2,8667
Kerja Power	699,7292 kW

## 6. Heater (HE-101)

**Fungsi** Memanaskan umpan masukan Reaktor-201 (RE-201)

**Jenis** *Shell and Tube Heat Exchanger*

Shell	Fluida dingin =	Umpan Reaktor
Laju alir, W =	23.844,7881	kg/jam
$t_1 =$	184,12	°C
$t_2 =$	475	°C
Tube	Fluida Panas =	<i>Flue Gas</i>
Laju alir, W =	27.717,2158	kg/jam
$T_1 =$	760	°C
$T_2 =$	253,44	°C

**Beban panas CD-301**

$$Q = 14.339.135,5035 \text{ kJ/jam} = 13.590.632,6302 \text{ Btu/jam}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 134,78 \text{ }^\circ\text{C} = 274,61 \text{ }^\circ\text{F}$$

**Area heat transfer**

Overall heat transfer

Dari tabel 8 (Kern, 1965) dipilih  $U_d$  untuk

Hot fluid = Light Organics

Cold fluid = Light Organics

Range  $U_d$  = 40-75

dipilih  $U_d$  = 60 Btu/hr ft<sup>2</sup> °F

Area perpindahan panas (*surface area*)

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}} = 824,8558 \text{ ft}^2$$

a. Pemilihan tube (tabel 10. Kern)

$$L = 12 \text{ ft}$$

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

$$BWG = 16$$

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$ID \text{ t} = 0,620 \text{ in}$$

b. Jumlah *tube* (Nt) =  $A / (L \times a'') = 350,1680$  buah



Diambil **jumlah tube sebanyak 352 buah** dengan *pass* 4 dan susunan *triangular pitch* 1 inch.

c. Koreksi koefisien UD

$$A = N_t \times L \times a'' = 829,1712 \text{ ft}^2$$

$$UD = Q/(A \times \Delta t) = 59,6877 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

**Data desain**

<b>Shell Side</b>		<b>Tube Side</b>			
<b>ID (in) =</b>	23,25	<b>Nt =</b>	352	<b>L (ft) =</b>	12
<b>Bs (in) =</b>	15	<b>OD (in) =</b>	0,75	<b>BWG =</b>	16
<b>Passes =</b>	1	<b>ID (in) =</b>	0,62	<b>Passes =</b>	4
		<b>Pitch (in) =</b>	1		triangular pitch

**j<sub>H</sub> (Fig.28, Kern)**

**Tube (fluida panas/flue gas)**

$$j_H = 600$$

**Flow Area**

$$C_p = 1,1970 \text{ kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$a't = 0,3020 \text{ in}^2$$

$$= 0,2859 \text{ btu/lbm} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$at = N_t \cdot a't / 144n = 0,1846 \text{ ft}^2$$

$$k = 0,0632 \text{ W/m} \cdot \text{K}$$

$$= 0,0365 \text{ Btu/hr.ft} \cdot ^\circ\text{F}$$

**Kecepatan Massa**

$$h_i = j_H \cdot (k/ID) \cdot (C_p \cdot \mu/k)^{1/3}$$

$$Gt = W/at = 331.099,8692 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$= 375,2591 \text{ Btu/(hr)(ft}^2)(^\circ\text{F)}$$

**Bilangan Reynold**

$$h_{io} = 310,2142 \text{ Btu/(hr)(ft}^2)(^\circ\text{F)}$$

$$\mu = 0,0886 \text{ lb/jam.ft}$$

$$ID = 0,62/12 = 0,0517$$

**Shell (fluida dingin/umpan reaktor)**

$$Re = Gt \cdot De / \mu = 193.034,8607$$

**Flow Area**

$$C'' = \text{Pitch-OD} = 0,2500 \text{ in}$$

$$a = ID.C".B/144Pt = 0,5247 \text{ ft}^2$$

### **Kecepatan Massa**

$$G_s = W/as = 100.181,1863 \text{ lb/jam.ft}^2$$

### **Bilangan Reynold**

$$\mu = 0,0310 \text{ lb/jam.ft}$$

$$De = 0,73/12 = 0,0608 \text{ ft}$$

$$Re = G_s.De/\mu = 196.590,8447$$

### **j<sub>H</sub> (Fig.28, Kern)**

$$j_H = 400$$

$$C_p = 2,1170 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}$$

$$= 0,0197 \text{ btu/lbm.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,03418 \text{ W/m.K}$$

$$= 0,0599 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F}$$

$$h_o = j_H.(k/ID).(C_p.\mu/k)^{1/3}$$

$$= 120,2305 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)}(^\circ\text{F)}$$

*Clean Overall*

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} = 86,6481 \text{ Btu/jam.ft}^{2\circ\text{F}}$$

Faktor pengotor,  $R_d$

$$R_d = U_c - U_D / U_c \cdot U_D = 0,0052 \text{ hr.ft}^{2\circ\text{F}}/\text{Btu}$$

### Pressure Drop

*Tube*

$$\Delta P_t = \frac{0,5 \cdot f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \Phi}$$

$$G_t = 331.099,8692$$

$$\mu = 0,0668 \text{ lb/ft.h}$$

$$\text{Ret} = \frac{D_t \times G_t}{\mu} = 256.030,6489$$

$$s = 0,0009 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$\Delta P_t = 0,0008 \text{ psi}$$

$$\Delta P_t' = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g}$$

$$v = 3,4554 \text{ ft/s}$$

$$g' = 32,2 \text{ ft/s}^2$$

$$\Delta P_t' = 0,6400$$

$$\Delta P_T = 0,0008 + 0,6400 = 0,6408 \text{ psi}$$

### Shell

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e S \phi_s}$$

$$\mu = 0,0398 \text{ lb/ft.h}$$

$$\text{Res} = 100.181,1863$$

$$f = 0,0015 \text{ ft}^2$$

$$N+1 = 12L/B = 9,6$$

$$\rho = 0,7666 \text{ lb/ft}^3$$

$$s = \rho/62,5 = 0,0123 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$D_e = 0,73/12 = 0,0608 \text{ ft}$$

$$D_s = 23,25/12 = 1,9375 \text{ ft}$$

$$\Delta P_s = 0,7148 \text{ psi}$$

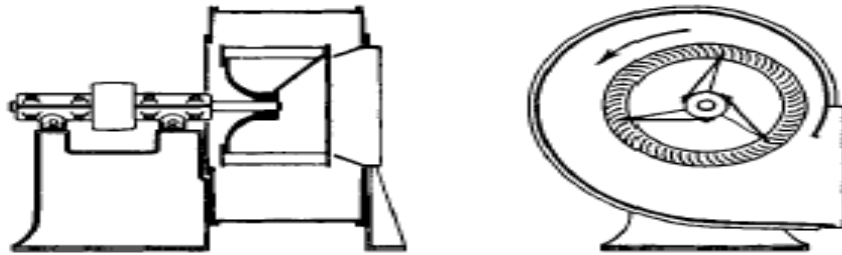
Tabel C.6.1. Spesifikasi Heater (HE-101)

	Shell		
	Diameter dalam (ID) =	23,25	in
	<i>Baffle space</i> (B) =	13	in
	<i>Passes</i> =	1	
	Tube		
Dimensi	Diameter luar (OD) =	0,75	in
	Diameter dalam (ID) =	0,62	in
	Susunan <i>tube</i> =	triangular pitch	
	<i>Pitch</i> (Pt) =	0,9375	in
	Panjang <i>tube</i> (L) =	12	ft
	Jumlah tube =	352	buah
	<i>Passes</i> =	4	
Overall			
Coefficients (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	Ud =	59,6877	
	Uc =	86,6481	
Fouling Factors (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	Rd =	0,0052	
	Rd required =	0,005	
<i>Pressure drop</i>	$\Delta P$ <i>Shell</i> =	0,7148	psi
	$\Delta P$ <i>tube</i> =	0,6408	psi

### 7. Blower (BF-101)

Fungsi : *Induced Draft* yaitu menarik *flue gas* dari Heater (HE-101) ke Unit Pengolahan limbah.

Tipe : *Centrifugal Multiblade Backward Curved Blower*



Gambar D.11. Blower Furnace (BF-401)

Kondisi *flue* :

$$\text{Massa flue gas} = 27.717,2159 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_{\text{flue gas}} = 1,1163 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume flue gas} &= \frac{27.717,2159 \text{ kg/jam}}{1,1163 \text{ kg/m}^3} = 24.829,5403 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 14.613,5825 \text{ ft}^3/\text{min} \end{aligned}$$

*Power blower output* dihitung dari persamaan 10.88 Perry's, Chemical Engineering's Handbook, 7th ed.

$$\text{hp} = 1,57 \times 10^{-4} \times Q \times p$$

dimana:

$$Q = \text{volume flue gas (ft}^3/\text{min)}$$

$$P = \text{tekanan operasi blower dalam inches water column}$$

$$= 5 \text{ in H}_2\text{O} \quad (\text{Banchemo})$$

$$\text{Maka, hp} = 1,57 \times 10^{-4} \times 14.613,5825 \times 5 = 11,47 \text{ hp}$$

Efisiensi blower = 40 -80% (Perry's, Chemical Engineering's Handbook, 7th ed)

Diambil efisiensi blower = 70%

Dari persamaan 10.89 Perry's, Chemical Engineering's Handbook, 7th ed,

$$\text{diketahui: Efficiency} = \frac{\text{power blower output}}{\text{shaft power input}}$$

$$\text{Shaft power input} = \frac{\text{power blower output}}{\text{efficiency}} = \frac{11,47 \text{ hp}}{70\%} = 16,39 \text{ hp}$$

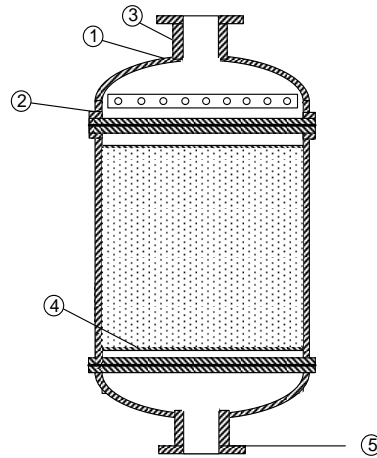
Tabel D.34. Spesifikasi Blower (BF-101)

Nama Alat	Blower Furnace
Kode Alat	BF-101
Fungsi	Menarik <i>flue gas</i> dari Heater (HE-101) ke unit pengolahan Limbah
Tipe	<i>Centrifugal Multiblade Backward Curved Blower</i>
Power	16,39 hp
Jumlah	1 buah

## 8. Reaktor-201 (RE-201)

- Fungsi Alat : Tempat terjadi reaksi pembentukan  
*Diphenylamine* ((C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>)<sub>2</sub>NH)
- Kondisi Operasi : 500°C dan 7,5 atm (Non-isotermal adiabatik)  
(US Patent 3,118,944; Addis et al.)
- Konversi anilin : 35 % (Kirk Orthmer, 4<sup>th</sup> ed.)
- Katalis yang digunakan
- Nama : Activated Alumina/Aluminium Oxide (Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>)
  - Bentuk : Silinder
  - Ukuran : 1/8 in x 1/8 in

- *Bulk Density* : 650 kg/m<sup>3</sup>



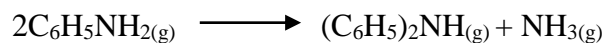
Gambar C.9.1.Reaktor-201 (RE-201)

Gambar.C.8.1. Reaktor

Tabel C.8.1. Bagian- bagian reaktor

No.	Nama Bagian Reaktor
1	Torispherical head
2	Flange
3	Nozzle keluaran produk
4	<i>Bed support</i>
5	Nozzle pemasukan umpan

Mekanisme reaksi pembentukan *diphenylamine* (C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>)<sub>2</sub>NH:



Konversi terhadap anilin (C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>NH<sub>2</sub>) = 35% = 0,35

Kecepatan reaksi:  $r_A = k \cdot C_A$  .....(A.1)

dengan :

$r_A$  = kecepatan reaksi (kmol/kgkat.m<sup>3</sup>.j)

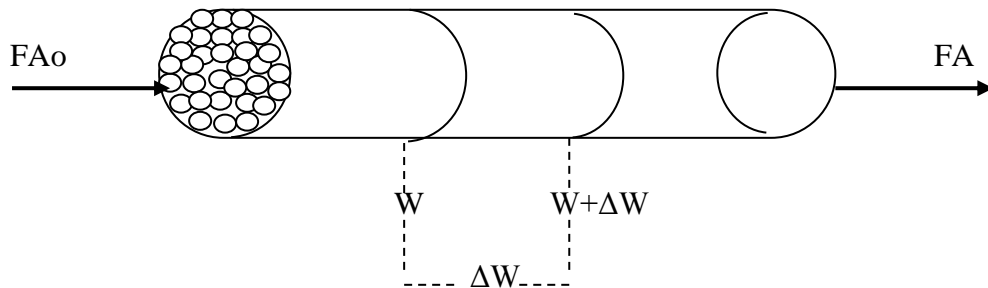
*Prarancangan Pabrik Diphenylamine dari Konversi Fase Uap Anilin  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun  
Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung*

$C_A$  = konsentrasi aniline (kmol/m<sup>3</sup>)

$$k = 6.07866 \times 10^6 \exp\left(\frac{-12804.5}{T}\right) \frac{1}{kg \cdot j} \dots\dots\dots(A.2)$$

(US Patent 3.118.944)

Tinjauan elemen volume dalam RE-201:



Gambar C.10.2. Elemen volume Packed Bed Reactor

**a. Neraca massa reaksi dalam elemen volum untuk reactor *fixed bed***

In – out + generation = accumulation

$$F_A|_W - F_A|_{W+\Delta W} + (-r_A) \Delta W = 0$$

$$\frac{F_A|_{W+\Delta W} - F_A|_W}{\Delta W} = (-r_A)$$

$$(-r_A) = \frac{dF_A}{dW}$$

$$(-r_A) = \frac{F_{Ao} dx}{Ac \rho_b dz}$$

$$\frac{dx}{dz} = \frac{(-r_A) Ac \rho_b}{F_{Ao}} \dots\dots\dots(A.3)$$

Dimana:  $(-r_A) = k C_{Ao} (1-x) \frac{P}{P_o} \frac{T}{T_o} \dots\dots\dots(A.4)$

$$C_{Ao} = \frac{Y_{Ao} P_o}{R T_o} \dots\dots\dots(A.5)$$



**b. Neraca panas reaksi dalam elemen volum untuk reactor *fixed bed***

$$Q - W_s + \sum_{i=1}^n F_{i0} H_{i0} - \sum_{i=1}^n F_i H_i = \frac{dE_{sys}}{dT}$$

Karena kondisi operasi adiabatik, dan tidak ada akumulasi energi serta kerja agitator, maka:

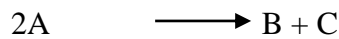
$$\sum_{i=1}^n F_{i0} H_{i0} - \sum_{i=1}^n F_i H_i = 0$$

$$\sum_{i=1}^n \frac{dF_i}{dW} H_i - \sum_{i=1}^n F_i \frac{dH_i}{dW} = 0$$

$$\sum_{i=1}^n v_i H_i (-r_A) - \sum_{i=1}^n F_i C_{p_i} \frac{dT}{dW} = 0$$

$$\frac{dT}{dW} = \frac{(-\Delta H_{Rx})(-r_A)}{\sum_{i=1}^n F_i C_{p_i}} \dots\dots\dots(A.6)$$

Persamaan reaksi yang terjadi dapat dilustrasikan sebagai berikut:



Karena hanya A yang masuk:

$$\frac{dT}{dW} = \frac{(-\Delta H_{Rx})(-r_A)}{FA_0(C_{pA} + x\Delta C_p)}$$

$$\frac{dT}{Ac \cdot \rho_b \cdot dZ} = \frac{(-r_A) \left[ (\Delta H^\circ + \int \Delta C_p dT) \right]}{FA_0(C_{pA} + x\Delta C_p)}$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(-r_A) \left[ (\Delta H^\circ + \int \Delta C_p dT) \right] A_c \cdot \rho b}{FA_o (C_p A + x \Delta C_p)} \dots\dots\dots(A.7)$$

**c. Penurunan tekanan (*Pressure Drop*)**

Penurunan tekanan di dalam reactor *fixed bed* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan Ergun (Walas, 1956) sebagai berikut:

$$\frac{\Delta P}{z} = \frac{-G}{\rho \cdot gc \cdot D_p} \cdot \frac{1-\phi}{\phi^3} \left\{ \frac{150(1-\phi) \cdot \mu}{D_p} + 1,75 G \right\}$$

$$\frac{dP}{dz} = \frac{-G}{\rho \cdot gc \cdot D_p} \cdot \frac{1-\phi}{\phi^3} \left\{ \frac{150(1-\phi) \cdot \mu}{D_p} + 1,75 G \right\} \dots\dots\dots(A.8)$$

Dengan demikian terdapat tiga persamaan differensial yaitu  $\frac{dx}{dz}$ ,  $\frac{dT}{dz}$ ; dan  $\frac{dP}{dz}$ . Ketiga persamaan tersebut dapat diselesaikan dengan Metode Runge-Kutta orde 4.

Langkah-langkah perhitungannya adalah sebagai berikut:

1. Tentukan kondisi awal masuk reaktor pada  $z = 0$  dan  $m: x, T, P, \Delta z$
2. Dihitung harga panas reaksi dan kecepatan reaksi.
3. Dihitung harga-harga

$$\frac{dx}{dz} = f_1(x, T, P, z)$$

$$\frac{dT}{dz} = f_2(x, T, P, z)$$

$$\frac{dP}{dz} = f_3(x, T, P, z)$$

Untuk inkremen  $\Delta z$ :

$$a. J_1 = f_1(z_0; x_0; T_0; P_0) \cdot \Delta z$$

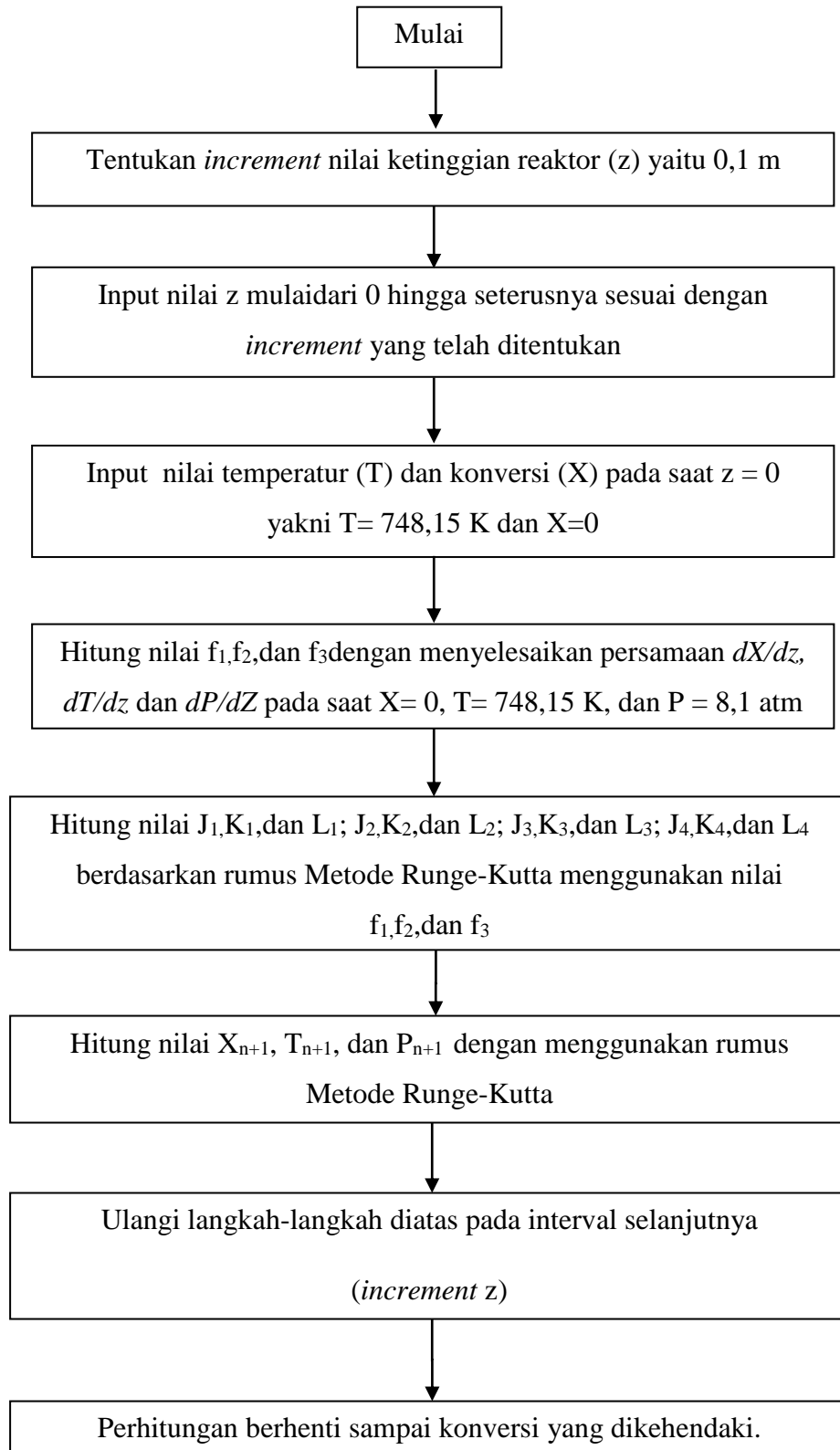
$$K_1 = f_2(z_0; x_0; T_0; P_0) \cdot \Delta z$$

$$\begin{aligned}
 L1 &= f3 (z_0; x_0; T_0; P_0). \Delta z \\
 \text{b. } J2 &= f1 (z_0+\Delta z/2; x_0+J1/2 ; T_0+K1/2; P_0+L1/2). \Delta z \\
 K2 &= f2 (z_0+\Delta z/2; x_0+J1/2 ; T_0+K1/2; P_0+L1/2). \Delta z \\
 L2 &= f3 (z_0+\Delta z/2; x_0+J1/2 ; T_0+K1/2; P_0+L1/2). \Delta z \\
 \text{c. } J3 &= f1 (z_0+\Delta z/2; x_0+J2/2 ; T_0+K2/2 ; P_0+L2/2). \Delta z \\
 K3 &= f2 (z_0+\Delta z/2; x_0+J2/2 ; T_0+K2/2 ; P_0+L2/2). \Delta z \\
 L3 &= f3 (z_0+\Delta z/2; x_0+J2/2 ; T_0+K2/2 ; P_0+L2/2). \Delta z \\
 \text{d. } J4 &= f1 (z_0+\Delta z; x_0+J3 ; T_0+K3; P_0+L3). \Delta z \\
 K4 &= f2 (z_0+\Delta z; x_0+J3 ; T_0+K3; P_0+L3). \Delta z \\
 L4 &= f3 (z_0+\Delta z; x_0+J3 ; T_0+K3; P_0+L3). \Delta z \\
 \text{e. } \Delta x &= 1/6 (J1 + 2.J2 + 2.J3 + J4) \\
 \Delta T &= 1/6 (K1 + 2.K2 + 2.K3 + K4) \\
 \Delta P &= 1/6 (L1 + 2.L2 + 2.L3 + L4) \\
 \text{f. } z &= z_0 + \Delta z \\
 x &= x_0 + \Delta x \\
 T &= T_0 + \Delta T \\
 P &= P_0 - \Delta P
 \end{aligned}$$

Untuk mendapatkan harga x, T dan P pada interval selanjutnya dilakukan dengan cara yang sama.

#### 4. Perhitungan dilanjutkan sampai konversi yang dikehendaki.

Algoritma perhitungan tinggi, suhu, dan konversi Reaktor-201 (RE-201) dapat dilihat pada gambar berikut:



Gambar C.8.3. Diagram Alir Perhitungan Metode Runge-Kutta Orde 4

Reaktor-201

Tabel C.8.2. Hasil Perhitungan Metode Runge-Kutta Orde 4 Reaktor-201

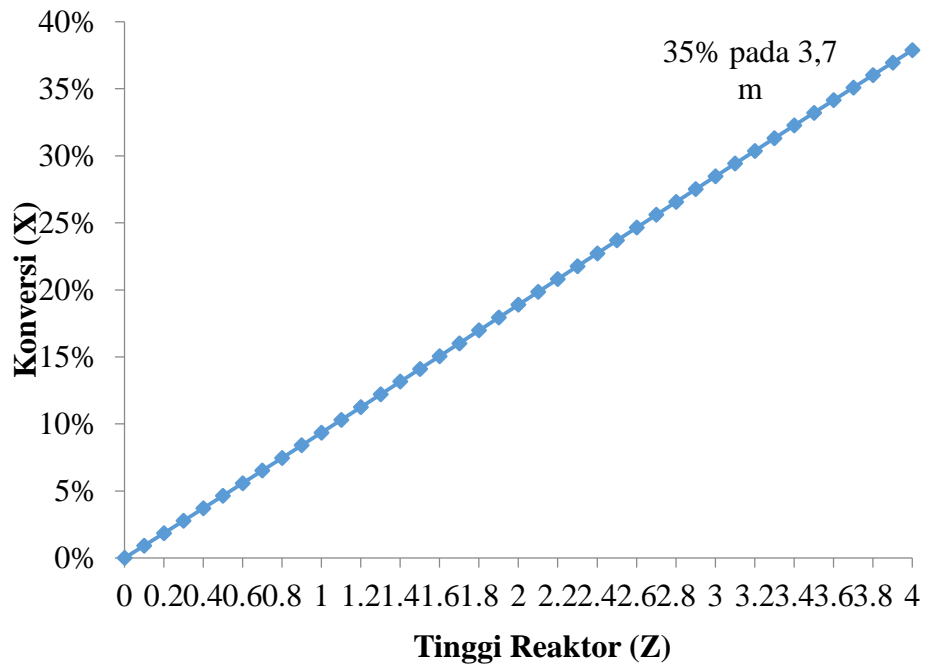
Z (m)	X (Konversi)	T (K)	P (atm)
0	0,00%	748,15	8,1000
0,1	0,92%	748,82	8,0848
0,2	1,85%	749,48	8,0695
0,3	2,78%	750,15	8,0542
0,4	3,71%	750,83	8,0388
0,5	4,64%	751,50	8,0234
0,6	5,58%	752,17	8,0079
0,7	6,52%	752,85	7,9924
0,8	7,46%	753,53	7,9769
0,9	8,41%	754,21	7,9613
1	9,35%	754,89	7,9457
1,1	10,30%	755,57	7,9300
1,2	11,25%	756,26	7,9143
1,3	12,20%	756,94	7,8985
1,4	13,15%	757,62	7,8827
1,5	14,10%	758,31	7,8668
1,6	15,06%	759,00	7,8509
1,7	16,02%	759,69	7,8350
1,8	16,97%	760,37	7,8190
1,9	17,93%	761,06	7,8029
2	18,89%	761,75	7,7868
2,1	19,85%	762,44	7,7707

2,2	20,81%	763,13	7,7545
2,3	21,76%	763,82	7,7383
2,4	22,72%	764,50	7,7220
2,5	23,68%	765,19	7,7056
2,6	24,64%	765,88	7,6892
2,7	25,60%	766,57	7,6728
2,8	26,55%	767,25	7,6563
2,9	27,51%	767,94	7,6398
3	28,46%	768,62	7,6232
3,1	29,41%	769,31	7,6066
3,2	30,36%	769,99	7,5899
3,3	31,31%	770,67	7,5731
3,4	32,26%	771,35	7,5563
3,5	33,20%	772,02	7,5395
3,6	34,14%	772,70	7,5226
<b>3,7</b>	<b>35,08%</b>	<b>773,37</b>	<b>7,5056</b>
3,8	36,02%	774,04	7,4886
3,9	36,95%	774,71	7,4716
4	37,88%	775,37	7,4545

---

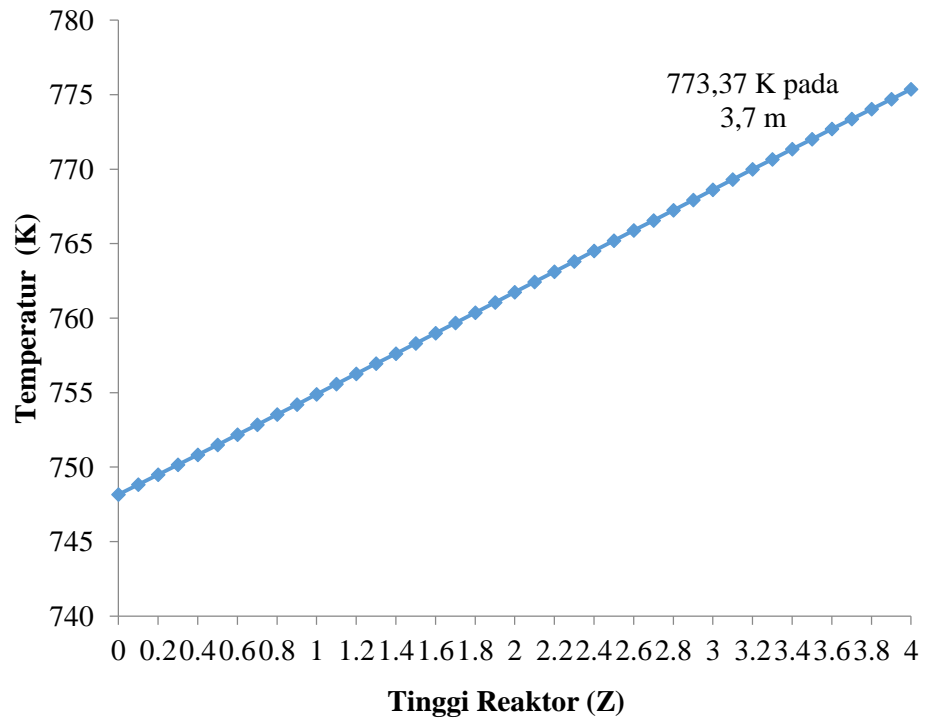
Berdasarkan tabel diatas maka diperoleh konversi 35,08 % pada tinggi 3,7 meter dan suhu 773,37°K.

### Hubungan Tinggi Reaktor (Z) dengan Konversi (X)



Gambar C.8.4. Grafik Hubungan Tinggi Reaktor (Z) dengan Konversi (X)

### Hubungan Tinggi Reaktor (Z) dengan Temperatur (°C)



Gambar C.8.5. Grafik Hubungan Tinggi Reaktor (Z) dengan Temperatur (K)

**Data-data yang tersedia**

Tabel C.8.3. Neraca Massa RE-201

Komponen	Masuk (kg/jam)	Teregenerasi (kg/jam)	Terbentuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	23.820,9433	8.337,3302	-	15.483,6131
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	23,8448	-	-	23,8448
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,0000	-	7.574,9840	7.574,9840
NH <sub>3</sub>	0,0000	-	762,3462	762,3462
<b>Total</b>	<b>23.844,7881</b>	<b>8.337,3302</b>	<b>8.337,3302</b>	<b>23.844,7881</b>

Tabel C.8.4. Neraca Energi RE-201

Aliran Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Reaksi (kJ/jam)	Aliran Panas Keluar (kJ/jam)
$\Delta H_{in}$ 19.960.986,7562	$\Delta H_r$ 1.285.473,6240	$\Delta H_{out}$ 21.246.460,3802
<b>Total 21.246.460,3802</b>		<b>21.246.460,3802</b>

***Mechanical Design Reactor*****a. Berat Katalis yang Dibutuhkan**

$$W = A_c \times \rho_b \times Z$$

$$W = \left(\frac{1}{4} \pi d^2\right) \times \rho_b \times Z$$

$$W = \frac{1}{4} \times 3,14 \times (1,25 \text{ m})^2 \times 650 \text{ kg/m}^3 \times 3,7 \text{ m}$$

$$W = 2.949,8828 \text{ kg} = 2,95 \text{ ton}$$

**b. Menghitung Panjang Reaktor**

Reaktor berbentuk silinder dengan bentuk torispherical pada atas dan bawahnya.



*Safety factor* = 10%

$$\begin{aligned} V_{\text{silinder}} &= \frac{1}{4} \pi D_T^2 H \times 1,1 \\ &= \frac{1}{4} (3,14)(1,25)^2(3,7) \times 1,1 \\ &= 4,9921 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{torispherical}} &= 0,0809 D_i^3 \quad (\text{Peter and Timmerhaus, 1991.hal.538}) \\ &= 0,0809 (1,25)^3 \\ &= 0,1580 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi, Volume total} &= V_{\text{silinder}} + 2V_{\text{ellipsoidal}} \\ &= 4,9921 + 2(0,1580) \\ &= 5,3081 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{\text{shell design}} &= \frac{V_{\text{silinder}}}{\frac{1}{4} \pi D^2} \\ &= \frac{4,9921}{\frac{1}{4} 3,14 (1,25)^2} \\ &= 4,07 \text{ m} \end{aligned}$$

### c. Tebal *Shell* Reaktor

Bahan : *Low-Alloy Steels* SA-204 grade C

Untuk menentukan tebal *shell*, persamaan yang digunakan adalah :

$$t_s = \frac{P_d \cdot r_i}{2(f \cdot E - 0,6 \cdot P_d)} + C$$

dimana :

$t_s$  = tebal shell (in)

$P_d$  = tekanan desain (psi)

$$= 10\% P_{\text{operasi}} = 10\% \times 8,1 \text{ atm} = 8,91 \text{ atm}$$

$$= 130,9414 \text{ psi}$$

$f$  = allowable stress (psi)

$$= 10.000 \text{ psi (tabel 13.1, Brownell \& Young)}$$

$r_i$  = jari-jari dalam shell (in)

$$= \frac{1}{2} D_s = \frac{1}{2} \times 1,25 \text{ m} = 0,625 \text{ m}$$

$$= 24,6063 \text{ in}$$

$E$  = Efisiensi pengelasan

$$= 85 \% \text{ (Thermally Stress Relieved)}$$

$C$  = Faktor korosi yang diizinkan (in)

$$= 0,15 \text{ in/ 10 tahun}$$

$$t_s = \frac{(130,9414)(24,6063)}{2(10.000)(0,85) - 0,6(130,9414)} + 0,15$$

$$= 0,3413 \text{ in}$$

Digunakan  $t_s$  standar = 7/8 in (0.02159m atau 0.0708 ft)

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar shell (OD}_s\text{)} &= ID_s + 2 \cdot t_s \\ &= 1,25 \text{ m} + 2(0,0095\text{m}) \\ &= 1,2690 \text{ m (4,1635 ft)} \end{aligned}$$

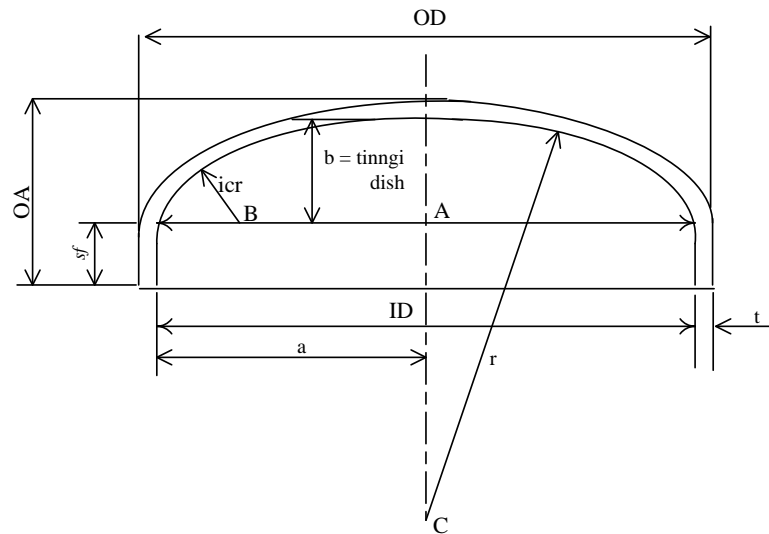
#### d. *Head dan Bottom Reaktor*

Bentuk *head & bottom* reaktor dianggap sama.

Bahan : *Low-Alloy Steels SA-204 grade C*

Jenis : *Torispherical flanged and dished head* (mampu menahan tekanan dalam rentang 15 psig (1,0207 atm) – 200 psig (13,6092 atm))

Spesifikasi:



Gambar C.8.5. *Torispherical flanged and dished head*

Keterangan :

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

#### Diameter dalam head ( $ID_h$ )

$$\begin{aligned} \text{Diameter dalam head } (ID_h) &= \text{Diameter dalam shell } (ID_s) \\ &= 49,2125 \text{ in (1,25 m, 4,1010 ft)} \end{aligned}$$

#### Tebal head ( $t_h$ )

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2f\varepsilon - 0,2P} + c \quad (\text{Pers. 7.77, Brownell \& Young})$$

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r_c}{icr}} \right) \quad (\text{Pers. 7.76, Brownell \& Young})$$

dimana :

$t_h$  = tebal head (in)

P = tekanan desain (psi)

$$= 10\% P_{\text{operasi}} = 10\% \times 8,1 \text{ atm} = 8,91 \text{ atm}$$

$$= 130,9414 \text{ psi}$$

f = *allowable stress* (psi)

$$= 10.000 \text{ psi (tabel 13.1, Brownell \& Young)}$$

W = *stress-intensification factor*

Berdasarkan table 5.7 Brownell & Young, OD standar yang digunakan 54 in

$$r_c = 48 \text{ in}$$

icr = *inside corner radius*

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

E = Efisiensi pengelasan

$$= 85 \% \text{ (Thermally Stress Relieved)}$$

C = Faktor korosi yang diizinkan (in)

$$= 0,15 \text{ in/ 10 tahun}$$

$$W = \frac{1}{4} \left[ 3 + \sqrt{\frac{48}{3,25}} \right]$$

$$= 1,7108$$

$$t_h = \frac{(130,9414)(48)}{2(10.000)(0,85) - 0,6(130,9414)} + 0,15$$

$$= 0,7835 \text{ in}$$

Digunakan  $t_h$  standar =  $\frac{7}{8}$  in = 0,875 in (0,0222 m atau 0,0729 ft)

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter luar head (OD}_h) &= \text{ID}_h + 2t_h \\
 &= 49,2125 \text{ in} + 2(0,875 \text{ in}) \\
 &= 50,9625 \text{ in ( 1,2945 m atau 4,2468 ft )}
 \end{aligned}$$

### Tinggi head (OA)

$$\text{OA} = b + sf + t_h$$

dimana,

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

Pada  $\text{OD}_h = 50,9625 \text{ in}$  dan  $t_h = 0,875 \text{ in}$ , dari table 5.7 Brownell &

Young digunakan  $\text{OD}_h$  standar 54 in. Diperoleh  $icr = 3,25 \text{ in}$  &  $rc = 48 \text{ in}$ .

$$\begin{aligned}
 b &= 48 - \sqrt{(48 - 3,25)^2 - \left(\frac{50,9625}{2} - 3,25\right)^2} \\
 &= 8,6748 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari table 5.6 Brownell & Young, digunakan  $sf = 2,75 \text{ in} = 0,0699 \text{ m}$

Jadi, tinggi head (OA) :

$$\begin{aligned}
 \text{OA} &= 8,6748 \text{ in} + 2,75 \text{ in} + 0,875 \text{ in} \\
 &= 12,2998 \text{ in (0,3124 m atau 1,250 ft)}
 \end{aligned}$$

### e. Tinggi Reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total reaktor (T}_R) &= \text{Panjang shell (L)} + 2 \times \text{Tinggi head (OA)} \\
 &= 4,07 \text{ m} + 2(0,3124 \text{ m}) \\
 &= 4,6948 \text{ m (15,4028 ft)}
 \end{aligned}$$

### f. Luas Permukaan Reaktor

- Luas permukaan reaktor bagian dalam luas *shell* bagian dalam

$$\begin{aligned}
 A_{shi} &= \pi \cdot \text{ID}_s \cdot \text{panjang shell} \\
 &= \pi (1,25 \text{ m})(4,07 \text{ m})
 \end{aligned}$$

$$= 15,9748 \text{ m}^2$$

luas *head* dan *bottom* bagian dalam

$$\begin{aligned} A_{\text{hbi}} &= 2(\pi \cdot \text{ID}_{\text{h.Sf}} + 1,09 \cdot \text{ID}_{\text{h}}^2) \\ &= 2 [(\pi(1,25 \text{ m})(0,0699 \text{ m}) + (1,09 \times (1,25 \text{ m})^2)] \\ &= 3,9546 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Jadi luas permukaan reaktor bagian dalam :

$$\begin{aligned} &= A_{\text{shi}} + A_{\text{hbi}} \\ &= 15,9748 \text{ m}^2 + 3,9546 \text{ m}^2 \\ &= 19,9293 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- Luas permukaan reaktor bagian luar

luas *shell* bagian luar

$$\begin{aligned} A_{\text{sho}} &= \pi \cdot \text{OD}_{\text{s}} \cdot \text{panjang shell} \\ &= \pi (1,2690 \text{ m})(4,07 \text{ m}) \\ &= 16,2182 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- luas *head* dan *bottom* bagian luar

$$\begin{aligned} A_{\text{hbi}} &= 2(\pi \cdot \text{OD}_{\text{h.Sf}} + 1,09 \cdot \text{OD}_{\text{h}}^2) \\ &= 2 [(3,14 \times 1,2945 \text{ m} \times 0,0699 \text{ m}) + (1,09 \times (1,2945 \text{ m})^2)] \\ &= 4,2206 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Jadi luas permukaan reaktor bagian luar :

$$\begin{aligned} &= A_{\text{sho}} + A_{\text{hbi}} \\ &= 16,2182 \text{ m}^2 + 4,2206 \text{ m}^2 \\ &= 20,4388 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

### **g. Volume Total Reaktor**

- Volume *head* dan *bottom*

$$\begin{aligned}
 V_{hb} &= 2[\text{volume head tanpa bagian sf} + \text{volume head pada sf}] \\
 &= 2[0,000049.ID_h^3 + \frac{1}{4}.\pi.ID_h^2.sf] \quad (\text{Brownel, Young, 1959}) \\
 &= 2 [(0,000049 (4,1010 \text{ ft})^3) + (\frac{1}{4} \times 3,14 \times (4,1010 \text{ ft})^2 \times 0,2292 \text{ ft})] \\
 &= 6,0577 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

- Volume shell

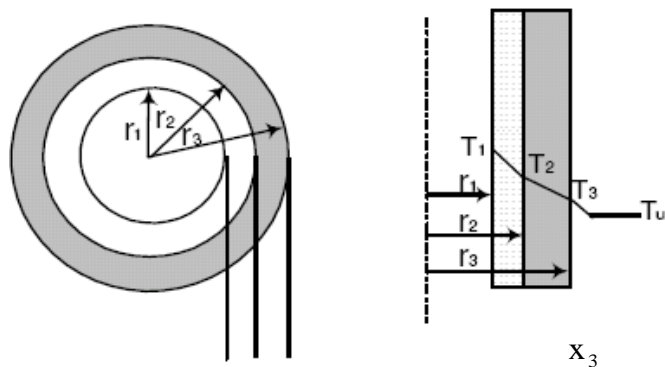
$$\begin{aligned}
 V_s &= \frac{1}{4}.\pi.ID_s^2.L \\
 &= \frac{1}{4}.\pi.(4,9868 \text{ ft})^2.(34,2843 \text{ ft}) \\
 &= 176,2883 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Jadi Volume reaktor ( $V_R$ ) :

$$\begin{aligned}
 V_R &= V_{hb} + V_s \\
 &= 6,0577 \text{ ft}^3 + 176,2883 \text{ ft}^3 \\
 &= 182,3460 \text{ ft}^3 (5,1635 \text{ m}^3)
 \end{aligned}$$

#### h. Menentukan Tebal Isolasi

Perpindahan panas di dalam reaktor dapat dilihat pada gambar berikut ini.



Gambar C.8.6. Sistem Isolasi Reaktor

Perpindahan panas melalui tiap lapisan tahanan di hitung dengan hukum

Fourier dan  $A = 2\pi r L$ , diperoleh:

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

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

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

Jika diaplikasikan dalam perhitungan perancangan tangki maka diperoleh :

$$Q = \frac{2\pi L(T_1 - T_u)}{\frac{\text{Ln}\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_1} + \frac{\text{Ln}\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{k_2} + \frac{1}{(h_c + h_r)r_3}}$$

Keterangan :

$x_3$  = Tebal isolasi (m)

$r_1$  = Jari-jari dalam tangki (m)

$r_2$  = Jari-jari luar tangki (m)

$r_3$  = Jari – jari luar isolasi (m)

$T_1$  = Temperatur permukaan plat tangki bagian dalam (°C)

$T_2$  = Temperatur permukaan plat tangki bagian luar (°C)

$T_3$  = Temperatur luar isolasi (°C)

$T_u$  = Temperatur udara (°C)

Perpindahan panas dari reaktor ke sekeliling melalui dinding reaktor dan isolator terjadi melalui beberapa langkah, yaitu :



- Perpindahan konduksi dari dinding *shell* dalam ke dinding *shell* luar  
( $Q_1$ )
- Perpindahan konduksi dari dinding *shell* luar ke permukaan luar isolator ( $Q_2$ )
- Perpindahan konveksi dan radiasi dari permukaan luar isolator ke udara bebas ( $Q_3$ )

Asumsi yang digunakan untuk menghitung tebal isolasi reaktor adalah sebagai berikut :

- Keadaan *steady state*
- Perpindahan panas konveksi dari dalam *shell* ke luar dinding *shell* dalam diabaikan
- Suhu dinding dalam reaktor ( $T_1$ ) sama dengan suhu reaksi, yaitu  
 $T_1 = 773,37\text{K}$
- Suhu dinding luar reaktor ( $T_2$ ), yaitu  $T_2 = 310,65\text{ K}$
- Suhu dinding luar isolator,  $T_3 = 308,15\text{ K}$
- Suhu udara luar,  $T_u = 303,15\text{ }^\circ\text{K}$

Data-data lain yang diperlukan :

$$r_1 = \frac{ID_s}{2} = \frac{1,25\text{ m}}{2} = 0,6250\text{ m}$$

$$r_2 = \frac{OD_s}{2} = \frac{1,2691\text{ m}}{2} = 0,6345\text{ m}$$

$$L = 10,45\text{ m}$$

### **Bahan Konstruksi Reaktor**

Bahan konstruksi *shell* reaktor adalah *low-alloy steel*, adapun sifat-sifat fisiknya adalah sebagai berikut (Foust, App. D-10, p. 742):

$$\text{Konduktivitas } (k_1) = 38 \text{ W/m.K (22 Btu/jam.ft.}^\circ\text{F)}$$

$$\text{Emisivitas } (\varepsilon) = 0,54$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 7.833 \text{ kg/m}^3 \text{ (489 lb/ft}^3\text{)}$$

### **Bahan Isolator**

Bahan isolasi yang digunakan adalah asbestos, adapun sifat-sifat fisis dari asbestos adalah sebagai berikut ((Foust, App. D-10, p. 742):

$$\text{Konduktivitas } (k_2) = 0,165 \text{ W/m.K (0,0954 Btu/jam.ft.}^\circ\text{F)}$$

$$\text{Emisivitas } (\varepsilon) = 0,60$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 577 \text{ kg/m}^3 \text{ (36 lb/ft}^3\text{)}$$

### **Panas yang hilang dari dinding isolasi ke udara (Q<sub>3</sub>)**

- Koefisien perpindahan panas radiasi (h<sub>r</sub>)

$$h_r = \frac{\sigma \times \varepsilon \times (T_3^4 - T_u^4)}{(T_3 - T_u)} \quad (\text{Geankoplis, 1979})$$

$$= \frac{5,676 \times 0,6 \left( \left( \frac{308,15}{100} \right)^4 - \left( \frac{303,15}{100} \right)^4 \right)}{(308,15 - 303,15)}$$

Keterangan :

h<sub>r</sub> = Koefisien perpindahan panas secara radiasi (W/m<sup>2</sup>°K)

σ = Konstanta Boltzman, 5,676.10<sup>8</sup>

ε = Emisivitas bahan isolator

T<sub>i</sub> = Temperatur permukaan luar isolator (K)

T<sub>u</sub> = Temperatur udara (°K)

Maka,

$$h_r = 3,8901 \text{ W/m}^2.\text{K}$$

- Koefisien perpindahan panas konveksi ( $h_c$ )

$$\begin{aligned} T_f &= \frac{1}{2} (T_3 + T_u) \\ &= \frac{1}{2} (308,15 + 303,15) \text{ K} \\ &= 305,65 \text{ K} \end{aligned}$$

Sifat udara pada  $T = 305,65 \text{ K}$  (Geankoplis, Tabel.A3-3,1979) :

$$\begin{aligned} \rho_f &= 1,1201 \text{ kg/m}^3 \\ C_{p_f} &= 1,0056 \text{ kJ/kg K} \\ \mu_f &= 0,000019234 \text{ kg/m.s} \\ k_f &= 0,0274 \text{ W/m K} \\ \beta &= 0,0031646 \text{ 1/K} \end{aligned}$$

Persamaan umum perpindahan panas konveksi ( $h_c$ )

$$h_c = 1,37 \left( \frac{\Delta T}{l} \right)^{0,25} \text{ untuk } N_{Ra} = 10^4 - 10^9 \quad (\text{Geankoplis, 1979})$$

$$h_c = 1,24 (\Delta T)^{1/3} \text{ untuk } N_{Ra} > 10^9$$

Keterangan :

$h_c$  = Koeffisien transfer panas konveksi, Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

$N_{Ra} = Gr \times Pr$

$N_{Ra}$  = Bilangan Rayleigh

$Gr$  = Bilangan Grasshoff

$Pr$  = Bilangan Prandtl

Sehingga diperoleh :

Sehingga diperoleh :

$$Pr = \frac{C_{p_f} \times \mu_f}{k_f}$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{(1,0056).(1,9234.10^{-5})}{0,0274} \\
&= 7,05.10^{-4} \\
Gr &= \left( \frac{L^3 \times \rho_f^2 \times \beta \times g \times \Delta T}{\mu_f^2} \right) \\
&= \frac{(4,0700^3).(1,1201^2)(3,1646.10^{-3})(9,806)(308,15 - 303,15)}{(1,9234.10^{-5})^2} \\
&= 35.476.299.748,8363
\end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
N_{Ra} &= 7,05.10^{-4} \times 35.476.299.748,8363 \\
&= 25.042.785,2484
\end{aligned}$$

Jadi :

$$\begin{aligned}
h_c &= 1,37 \left( \frac{\Delta T}{l} \right)^{0,25} \\
&= 1,37 \left( \frac{308,15 - 303,15}{4,0700} \right)^{0,25} \\
&= 1,4423 \text{ W/m.K}
\end{aligned}$$

Panas yang hilang dari dinding isolasi ke udara ( $Q_3$ ) adalah

$$\begin{aligned}
Q_3 &= (h_c + h_r).2.\pi.r_3.L.(T_3 - T_u) \\
&= (1,4423 + 3,8901).2.\pi.r_3.4,0700.(308,15 - 303,15) \\
&= 641,4682r_3
\end{aligned}$$

### Menghitung tebal isolasi reaktor ( $x_3$ )

Pada kondisi *steady state*  $Q_1 = Q_2 = Q_3 = Q_4$  dengan  $Q$  adalah panas yang ditransfer dari tiap lapisan. Perpindahan panas keseluruhan dari dinding bagian dalam reaktor hingga udara ( $Q$ ) persamaannya adalah :

$$Q = \frac{2\pi L(T_1 - T_u)}{\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_1} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{k_2} + \frac{1}{(h_c + h_r)r_3}}$$

Dengan  $Q_3 = Q$ , maka :

$$641,4682r_3 = \frac{2\pi(4,0700)(308,15 - 303,15)}{\frac{\ln\left(\frac{0,6250}{0,6339}\right)}{45} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{0,6339}\right)}{0,15} + \frac{1}{(1,4423 + 3,8901)r_3}}$$

Nilai  $r_3$  dapat dicari dengan iterasi. Dengan menggunakan menu *goal seek* pada Microsoft Excel, maka dapat diperoleh nilai :

$$r_3 = 0,6499 \text{ m}$$

Sehingga tebal isolasi reaktor ( $x_3$ ) adalah

$$\begin{aligned} x_3 &= r_3 - r_2 \\ &= 0,6498 \text{ m} - 0,6345 \text{ m} \\ &= 0,0162 \text{ m} (0,6360 \text{ in}) \end{aligned}$$

Tabel. C.8.5. Spesifikasi Reaktor-201 (RE-201)

<b>Fungsi</b>	Mengkonversikan anilin menjadi dipenilamin
<b>Jenis</b>	<i>Fixed bed Reactor</i>
	<b>Shell</b>
	Diameter luar (OD <sub>s</sub> ) = 1,2945 m atau 49,9625 in
	Diameter dalam (ID <sub>s</sub> ) = 1,25 m atau 49,2125 in
<b>Dimensi</b>	Tebal <i>shell</i> = 7/8 in
	<b>Head</b>
	Diameter luar (OD <sub>h</sub> ) = 1,2945 m atau 50,9625 in
	Diameter dalam (ID <sub>h</sub> ) = 1,25 m atau 49,2125 in

	Tebal <i>head</i>	= 7/8 in
<b>Panjang Reaktor</b>	4,69 m	
<b>Material Reaktor</b>	<i>Low-Alloy Steels SA-204 grade C</i>	
	Bahan	= Asbestos
<b>Isolator</b>	Tebal isolasi	= 1,6200 cm atau 0,6360 in

---

### 9. Condensor 301 (CO-301)

Fungsi	Mengkondensasikan <i>condensable gas</i> dari produk reaktor (RE-201)	
Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Tube	Fluida dingin =	<i>Cooling Water</i>
Laju alir, W =	245.320,9538	kg/jam
t <sub>1</sub> =	30	°C
t <sub>2</sub> =	50	°C
Shell	Fluida Panas =	<i>Distilat</i>
Laju alir, W =	23.844,7881	kg/jam
T <sub>1</sub> =	317,71	°C
T <sub>2</sub> =	193,31	°C

### Beban panas CD-301

$$Q = 889 \text{ kJ/jam} = 14.086.276,9492 \text{ Btu/jam}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad 193,45 \text{ } ^\circ\text{C} = 380,20 \text{ } ^\circ\text{F}$$

*Prarancangan Pabrik Diphenylamine dari Konversi Fase Uap Anilin  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun  
Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung*

Area heat transfer

Overall heat transfer

Dari tabel 8 (Kern, 1965) dipilih  $U_d$  untuk

Hot fluid = Light Organics

Cold fluid = Cooling Water

Range  $U_d$  = 75-150 Btu/hr ft<sup>2</sup> °F

dipilih  $U_d$  = 100 Btu/hr ft<sup>2</sup> °F

Area perpindahan panas (*surface area*)

$$A = \frac{Q}{U_d \Delta T_{LMTD}} = 370,4957 \text{ ft}^2$$

d. Pemilihan tube (tabel 10. Kern)

L = 12 ft

OD = 0,75 in

BWG = 16

a" = 0,1963 ft<sup>2</sup>/ft

ID t = 0,620 in

e. Jumlah *tube* (Nt) =  $A/(L \times a") = 157,2829$  buah

Diambil **jumlah tube sebanyak 151 buah** dengan *pass*1 dan susunan *triangular pitch* 1 inch.

f. Koreksi koefisien UD

$$A = Nt \times L \times a" = 355,6956 \text{ ft}^2$$

$$UD = Q/(A \times \Delta t) = 104,1609 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

## Data desain

Shell Side		Tube Side			
ID (in) =	15,25	Nt =	151	L (ft) =	12
Bs (in) =	15,25	OD (in) =	0,75	BWG =	16
Passes =	1	ID (in) =	0,62	Passes =	1
		Pitch (in) =	1		triangular pitch

**Tube (Fluida dingin/Water)****Flow Area**

$$a't = 0,302 \text{ in}^2$$

$$at = Nt \cdot a't / 144n = 0,3167 \text{ ft}^2$$

**Kecepatan Massa**

$$Gt = W/at = 1.707.850,2006 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$V = Gt/3600\rho = 7,6615 \text{ ft/s}$$

$$h_i = 1.650 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

(fig. 25, Kern)

$$h_{io} = 1.364 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

**Shell (Fluida panas/Produk reaktor)****Flow Area**

$$C'' = \text{Pitch-OD} = 0,2500 \text{ in}$$

$$a = \text{ID} \cdot C'' \cdot B / 144Pt = 0,0608 \text{ ft}^2$$

**Kecepatan Massa Kondensasi**

$$G'' = \frac{W}{L N_t^{2/3}} = 0,3960 \text{ lb/jam.ft}^2$$

**ho**

$$\text{Asumsi } h_o = 200 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

$$T_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) = 153,60 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$T_f = \frac{(T_v + t_w)}{2} = 322,76 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,3873 \text{ cp} = 0,9369 \text{ lb/jam.ft}$$

$$k = 0,1088 \text{ W/m.K}$$

$$= 0,0629 \text{ Btu/hr.ft. }^\circ\text{F}$$

$$\rho = 7,1486 \text{ lb/ft}^3$$

$$h_o = 1,5 \left( \frac{4 \cdot G''}{\mu_f} \right)^{-1/3} \left( \frac{\mu_f^2}{k_f^3 \cdot \rho_f^2 \cdot g} \right)^{-1/3}$$

$$h_o = 230,9404 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$



*Clean Overall*

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} = 197,5013 \text{ Btu/jam.ft}^{2\circ}\text{F}$$

Faktor pengotor,  $R_d$

$$R_d = U_c - U_D / U_c \cdot U_D = 0,0045 \text{ hr.ft}^{2\circ}\text{F/Btu}$$

### Pressure Drop

#### *Tube*

$$\Delta P_t = \frac{0,5 \cdot f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \Phi}$$

$$G_t = 1.707.850,2006$$

$$\mu = 0,5542 \text{ cp} = 1,3407 \text{ lb/ft.h}$$

$$\text{Ret} = \frac{D_t \times G_t}{\mu} = 65.817,2717$$

$$s = 1 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$\Delta P_t = 2,3360 \text{ psi}$$

$$\Delta P_t' = \frac{4n}{s} \frac{V^2}{2g}$$

$$v = 7,6615 \text{ ft/s}$$

$$g' = 32,2 \text{ ft/s}^2$$

$$\Delta P_t' = 3,6459$$

$$\Delta P_T = 2,3360 + 3,6459 = 5,9819 \text{ psi}$$

### *Shell*

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e S \phi_s}$$

$$\mu = 0,2730 \text{ cp} = 0,6605 \text{ lb/ft.h}$$

$$\text{Res} = 11.992,0799$$

$$f = 0,0021 \text{ ft}^2$$

$$N+1 = 12L/B = 9,4426$$

$$\rho = 5,7395 \text{ lb/ft}^3$$

$$s = \rho/62,5 = 0,0918 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$D_e = 0,73/12$$

$$\Delta P_s = 0,7325 \text{ psi}$$

Tabel. C.10.1. Spesifikasi Condensor (CD-301)

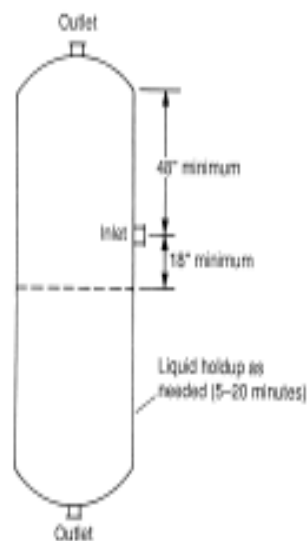
	Shell		
	Diameter dalam (ID) =	15,25	in
	<i>Baffle space</i> (B) =	15,25	in
	<i>Passes</i> =	1	
	Tube		
Dimensi	Diameter luar (OD) =	0,75	in
	Diameter dalam (ID) =	0,62	in
	Susunan <i>tube</i> =	triangular pitch	
	<i>Pitch</i> (Pt) =	1	in
	Panjang <i>tube</i> (L) =	12	ft
	Jumlah <i>tube</i> =	151	buah
	<i>Passes</i> =	1	
Overall			
Coefficients (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	Ud =	104,1609	
	Uc =	197,5013	
Fouling Factors (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	Rd =	0,0045	
	Rd required =	0,001	
<i>Pressure drop</i>	$\Delta P$ <i>Shell</i> =	0,7325	psi
	$\Delta P$ <i>tube</i> =	5,9819	psi

### 10. Separator Drum-301 (SD-301)

Fungsi	: Memisahkan fase vapor dan fase <i>liquid</i> pada aliran Keluaran CD-301
Jumlah	: 1 buah
Type	: <i>Vertical Cylindrical Vessel</i> dengan <i>torispherical flanged</i> <i>and dishedhead</i> sebagai tutup atas dan bawah.
Bahan	: <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>

#### Kondisi Operasi

Temperatur	: 193,3°C
Tekanan	: 7,42 atm



Gambar C.10.1. Separator drum

Perhitungan neraca massa di SD-301 menggunakan *vapor-liquid equilibrium*

(Ludwig, 1994)

Adapun langkah-langkah perhitungan adalah sebagai berikut:

*Prarancangan Pabrik Diphenylamine dari Konversi Fase Uap Anilin*  
*Kapasitas 60.000 Ton/Tahun*  
*Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung*

- a. Mengeset temperatur dan tekanan. Temperatur kondensor parsial berada pada temperatur *bubble point* dan temperatur *dew point*. Didesain temperatur keluaran WHB tidak jauh dari temperatur bubble point feed pada Menara Distilasi-301 (MD-301).

- $T_{bubble} = \sum x_i = \sum \frac{y_i}{K_i}$
- $T_{dew} = \sum y_i = \sum K_i \cdot x_i$

- b. Membuat persamaan neraca massa

$$F_t X_i = V_t y_i + L x_i \quad \text{.....(i)}$$

- c. Menentukan F serta menghitung jumlah dan komposisi dari V dan L

$$F_t = F + V_s \quad \text{.....(ii)}$$

dimana:

$F_t$  : mol masuk total

$F$  : mol masuk

$V_s$  : mol *non-condensable gas*

Dari Henry's Law yaitu  $K_i = \frac{y_i}{x_i}$  maka pers. (i) menjadi:

$$F_t X_i = V_t y_i + L \frac{y_i}{K_i} \quad \text{.....(iii)}$$

$$V_t = V + V_s \quad \text{.....(iv)}$$

dimana:

$V_t$  : mol uap total

$V$  : mol uap keluar

$V_s$  : mol *non-condensable gas*

- d. Dari persamaan (iii) diperoleh:

$$y_i = \frac{F_t X_i}{V_t + \frac{L}{K_i}}, \quad \text{dimana } F_t = V_t + L \text{ maka } y_i = \frac{F_t X_i}{(F_t - L) + \left(\frac{L}{K_i}\right)}$$

$$y_i = \frac{x_i}{\left(1 - \frac{L}{F}\right) \left(1 - \frac{L}{K_i}\right)} \quad \dots\dots(v)$$

e. Menentukan V, L,  $y_i$ , dan  $x_i$

- Mengasumsikan V untuk selanjutnya ditrial-error
- Menghitung L

Dik.  $F = V + L$  maka

$$L = F - V \quad \dots\dots(vi)$$

- Menghitung nilai  $K_i$  pada temperatur dan tekanan total

Dari Henry's Law diketahui bahwa  $K_i = \frac{p_i^*}{P_{total}}$

Data tekanan uap komponen dinyatakan dengan persamaan Antoine:

$$\ln p_i^* = A - \frac{B}{T+C}$$

dimana:

$p_i^*$  = mmHg

T = Kelvin

A, B, C = konstanta

Tabel C.10.1. Harga A, B, dan C dari Reid, R.C., 1977:

Komponen	A	B	C
$C_6H_5NH_2$	16,6748	3.857,52	-73,15
$C_6H_5NO_2$	16,1484	4.032,66	-71,81
$(C_6H_5)_2NH$	18,0646	5.995,89	-50

- Jika  $F = V + L$  maka persamaan neraca massa komponen tanpa mol *non-condensable gas* adalah

$$F X_i = V y_i + L x_i \quad \dots\dots(vii)$$

$$y_i = \frac{F \frac{X_i}{V}}{1 + \frac{L}{K_i V}} \quad \text{.....(viii)}$$

$$\Sigma V y_i = \Sigma \frac{F X_i}{1 + \frac{L}{K_i V}} \quad \text{.....(ix)}$$

dimana  $\Sigma y_i = 1$

$$\text{maka } V = \Sigma \frac{F X_i}{1 + \frac{L}{K_i V}} \quad \text{.....(x)}$$

Tabel. C.10.2. laju alir umpan total yang masuk ke Kondensor Parsial.

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Fraksi mol umpan
NH <sub>3</sub>	17,031	298,0425	17,5000	0,1749
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	6.053,3850	65,0000	0,6495
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	9,3222	0,0757	0,0008
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	2.961,4725	17,5000	0,1749
Total		9.322,2222	100,0757	1

Dari langkah-langkah perhitungan yang telah dilakukan diperoleh:

3.  $T_{cond}$  pada  $P = 7,42$  atm

$$T_{bubble} = 84,45 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,60 \text{ K}$$

TabelC.10.3. komponen bubble point

Komponen	$p_i^*$	$K_i = \frac{p_i^*}{P_{total}}$	$y_i$
NH <sub>3</sub>	42,3331	5,7034	0,9973
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	0,0296	0,0040	0,0026
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,0101	0,0014	0,0000
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,0003	0,0000	0,0000
Total			0,9999

$$T_{dew} = 331,39^{\circ}\text{C} = 604,55 \text{ K}$$

Tabel C.10.4. komponen dew point

Komponen	$p_i^*$	$K_i = \frac{p_i^*}{P_{total}}$	$x_i$
NH <sub>3</sub>	723,2866	96,4465	0,0018
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	16,1556	2,1766	0,2984
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	6,9962	0,9426	0,0008
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	1,8571	0,2502	0,6989
Total			0,9999

$$T_{bubble} < T_{cond} < T_{dew}$$

$$\text{Didesain } T_{cond} = 193,3^{\circ}\text{C}$$

#### 4. Neraca Massa Total dan Komponen pada Kondensor Parsial

Tabel C.10.5. Komposisi umpan masuk Kondensor Parsial tanpa *non-condensable gas*.

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Fraksi mol umpan
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	15.483,6132	166,2598	0,7872
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	23,8448	0,1937	0,0009
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	7.574,9840	44,7623	0,2119
Total		23.082,4420	211,2158	1,0000

Tabel C.10.6. Fraksi Mol Vapor dan Liquid Keluaran Kondensor Parsial

Komponen	$p_i^*$	$K_i = \frac{p_i^*}{P_{total}}$	V		
			(kmol/jam)	$y_i$	$x_i$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	1,2629	0,1701	0,0010	0,1339	0,7872
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,4949	0,0667	0,0000	0,0001	0,0009
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,0515	0,0069	0,0000	0,0015	0,2119
Total	1,8092		0,0010	0,1355	1,0000

$$y_{NH_3} = 1 - \sum y_i = 0,8645$$

Tabel C.10.7. Neraca Massa Separator-301 (SD-301)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor
NH <sub>3</sub>	0,0000	762,3462	0,0000	762,3462
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	15.483,5212	0,0920	15.483,5212	0,0920
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	23,8447	0,0000	23,8447	0,0000
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	7.574,9822	0,0018	7.574,9822	0,0018
Total	23.082,3481	762,44004	23.082,3481	762,44004
	<b>23.844,7881</b>		<b>23.844,7881</b>	

### Perhitungan Design (Coulson, 1999)

#### a. Menentukan laju alir umpan dan densitas

Umpan = campuran uap dan cairan

$$= \mathbf{23.844,7881 \text{ kg/jam}}$$



$$W_v = \text{Vapour flow rate}$$

$$= 762,4392 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_v = \frac{BM \cdot P}{R \cdot T}$$

$$= \frac{17,0327 \times 7,42}{0,08206 \times 193,3}$$

$$= 3,3029 \text{ kg/m}^3$$

$$W_l = \text{Liquid flowrate}$$

$$= 23.082,3489 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_l = 1003,5551 \text{ kg/m}^3$$

**b. Menghitung settling velocity**

$$U_t = 0,07 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$= 0,07 \sqrt{\frac{1003,5551 - 3,3029}{3,3029}}$$

$$= 1,2182 \text{ m/s}$$

Tanpa demister pad :

$$U_a = 0,15 \times U_t = 0,1827 \text{ m/s}$$

**c. Menghitung laju alir volumetrik uap ( $Q_v$ )**

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

$$= \left( \frac{762,4392}{3,3029} \right) \left( \frac{1}{3600} \right)$$

$$Q_v = 0,0641 \text{ m}^3/\text{s}$$

**d. Menghitung diameter uap ( $D_v$ )**

$$D_v = \sqrt{\frac{4Q_v}{\pi U t}}$$

$$= \sqrt{\frac{4 \times 0,0641}{3,14 \times 0,1827}}$$

$$D_v = 0,6686 \text{ m}$$

**e. Menghitung laju alir volumetrik liquid ( $Q_L$ )**

$$Q_L = \frac{WL}{\rho L}$$

$$= \left( \frac{23.082,3489}{1003,5551} \right) \left( \frac{1}{3600} \right)$$

$$Q_L = 0,0641 \text{ m}^3/\text{s}$$

**f. Menghitung volume tinggal liquid ( $V_{\text{hold}}$ )**

$$\text{Didesain : } t_{\text{hold}} = 10 \text{ menit}$$

$$V_{\text{hold}} = Q_L \times t_{\text{hold}}$$

$$= 0,0641 \text{ m}^3/\text{s} \times (10 \times 60 \text{ s})$$

$$= 3,8334 \text{ m}^3$$

**g. Menghitung tinggi liquid ( $h_v$ )**

$$h_v = \frac{V_{\text{hold}}}{\text{Luas vessel}}$$

$$= \frac{3,8334}{\frac{1}{4} \times 3,14 \times (0,6686^2)}$$

$$= 10,9238 \text{ m}$$

**h. Menghitung tinggi vessel ( $L$ )**

$$\text{Jarak uap ke liquid minimum} = 2 \text{ m}$$

$$L = 10,9238 \text{ m} + 2 \text{ m} = 12,9238 \text{ m}$$

**i. Cek L/D**

$$L/D = \frac{12,9238}{0,6686} = 10,9238 \text{ (satisfactory, } 3 < L/D < 5)$$

Maka nilai D diperbesar. Perhitungan dilanjutkan pada  $D = 1,3462 \text{ m}$

$$\begin{aligned} h_v &= \frac{V_{hold}}{\text{Luas vessel}} \\ &= \frac{3,8334}{\frac{1}{4} \times 3,14 \times (1,3462^2)} \\ &= 2,6946 \text{ m} \end{aligned}$$

Jarak uap ke liquid minimum = 2 m

$$L = 2,6946 \text{ m} + 2 \text{ m} = 4,6946 \text{ m}$$

$$L/D = \frac{4,6946}{1,3462} = 3,4873 \text{ (satisfactory)}$$

**j. MenghitungTebal Dinding shell**

Untuk menentukan tebal shell, persamaan yang digunakana dalah :

$$t_s = \frac{P \cdot r_s}{f \cdot \varepsilon - 0.6 P} + C \quad (\text{Pers. 13.1 Brownell and Young, 1959})$$

Dimana :  $t_s$  = Tebal shell, in

$P$  = Tekanan dalam tangki, psi

$f$  = Allowable stress, psi

$r$  = jari-jari kolom

$E$  = Efisiensi pengelasan

$c$  = Faktor korosi, in

Material : Carbon Steel SA-283 grade C

Dari Tabel 13.1 & 13.2 pada 20-650 °F, Brownell and Young, 1959

diperoleh data:

$$f = 12.650 \text{ psi}$$

$E = 85 \%$  (*single-welded butt joint*)

(Brownell and Young, 1959, Tabel 13.2)

$C = 0,15$  in

Tekanan desain ( $P_{\text{desain}}$ ) :  $1,1x (109,1093 \text{ psi}) = 120,0203 \text{ psi}$

Jari-jari kolom ( $r_s$ ) :  $26,4999$  in

$$t_s = \frac{P \cdot r_s}{f \cdot \varepsilon - 0,6 P} + C$$

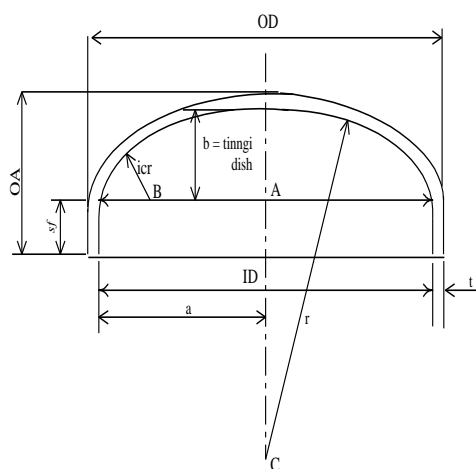
$$t_s = \frac{120,0203 \times 26,4999}{(12650)(0,85) - (0,6)(120,0203)} + 0,125$$

$$= 0,4478 \text{ in}$$

Digunakan tebal standar,  $t_s = 0,5$  in

#### k. **Desain Head & Bottom**

Bentuk *head & bottom* yang digunakan adalah *torispherical flanged and dished head*, karena tekanan operasinya sekitar 15 psi sampai dengan 200 psi (Brownel, 1959). Jenis *head* ini untuk mengakomodasi kemungkinan naiknya temperatur di dalam tangki sehingga mengakibatkan naiknya tekanan dalam tangki.



Gambar.C.12.2.Torispherical flanged and dished head

Keterangan :

- $t_h$  = Tebal head, in  
 $icr$  = *Inside corner radius, in*  
 $r_c$  = *Radius of dish, in*  
 $sf$  = *Straight flange, in*  
 OD = Diameter luar, in  
 ID = Diameter dalam, in  
 $b$  = *Depth of dish, in*  
 OA = Tinggi head, in

➤ **Menghitung tebal head ( $t_h$ )**

Tebal *head* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$t_h = \frac{P_{\text{design}} \cdot r_c \cdot w}{2 \cdot f \cdot E - 0.2 P_{\text{design}}} + C$$

$$w = \frac{1}{4} \cdot \left( 3 + \left( \frac{r_c}{icr} \right)^{0.5} \right)$$

Keterangan :

- $t_h$  = Tebal head (in)  
 $P$  = Tekanandesain (psi)  
 $r_c$  = *Radius knuckle, in*  
 $E$  = Efisiensi pengelasan  
 $C$  = Faktor korosi (in)

Dari table 5.7 Brownell & Young digunakan  $OD_h$  standar 54 in.

Diperoleh  $icr = 3,25$  in &  $r_c = 48$  in.

Diketahui :

$$P = 120,0203 \text{ psi}$$

$$E = 85 \%$$

$$C = 0,15 \text{ in (faktor korosi)}$$

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \left( \frac{26,3231}{1,5794} \right)^{0,5} \right)$$

$$w = 1,7108$$

$$\text{Sehingga, } t_h = \frac{120,0203 \times 48 \times 1,7108}{2 \times 12650 \times 0,85 - 0,2 \times 120,0203} + 0,15 = 0,6088 \text{ in}$$

Digunakan tebal standar,  $t_h = 5/8 \text{ in}$

Untuk  $t_h = 5/8 \text{ in}$ , dari Tabel 5.8 Brownell and Young, maka

direkomendasikan  $sf = 2,25 \text{ in}$

➤ **Menghitung Tinggi Head (OA)**

$$OA = b + t_h + sf \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

dimana,

$$b = r_c - \sqrt{(r_c - icr)^2 - (ID/2 - icr)^2}$$

$$b = 8,3515 \text{ in}$$

Jadi, tinggi head (OA) :

$$\begin{aligned} OA &= 0,6250 \text{ in} + 8,3515 \text{ in} + 2,25 \text{ in} \\ &= 11,2265 \text{ in} (0,9355 \text{ ft} / 0,2852 \text{ m}) \end{aligned}$$

Tinggi Total SD – 101

$$H_{\text{total}} = H_{\text{shell}} + H_{\text{head}} + H_{\text{bottom}}$$

$$H_{\text{total}} = 4,6946 \text{ m} + 0,2852 \text{ m} + 0,2852 \text{ m}$$

$$H_{\text{total}} = 5,2649 \text{ m}$$

$$H_{\text{total}} = 17,2732 \text{ ft}$$

$$H_{\text{total}} = 207,2787 \text{ in}$$

Tabel.C.10.8. Spesifikasi Separator Drum-301 (SD-301)

Fungsi	Memisahkan fase vapor dan fase <i>liquid</i> pada aliran keluaran CD-301 .	
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan bentuk <i>head</i> dan <i>bottom torispherical flanged and dished head</i>	
Dimensi <i>Shell</i>	ID <sub>s</sub>	= 1,3462 m
	Tinggi (L)	= 4,6946 m
	Tebal	= 5/8 in
Dimensi <i>Head</i> dan <i>Bottom</i>	Tinggi head	= 0,2852 m
	Tinggi bottom	= 0,2852 m
	Tebal head	= 5/8 in
	Tebal bottom	= 5/8 in
<i> Holding Time</i>	10 menit	
Tekanan Desain	120,0203 psi	
Bahan konstruksi	<i>Carbon Stell SA 285 grade C</i>	
Jumlah	1 buah	

### 11. Pompa (PP-302)

Fungsi : Mengalirkan produk bawah separator drum ke expander valve (EP-301).

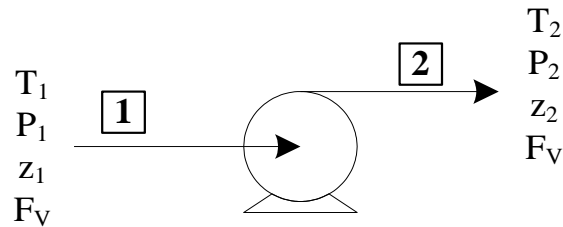
Tipe Pompa : *Centrifugal pump*

Bahan konstruksi : *Stainless Steel (austenitic)* AISI tipe 316

Alasan Pemilihan :

1. Dapat digunakan *range* kapasitas yang besar dan tekanan tinggi

2. Konstruksi sederhana sehingga harganya relatif lebih murah
3. Kecepatan putarannya stabil
4. Tidak memerlukan area yang luas



Gambar 11.1. Skema Aliran pada Pompa (P-101)

*Friction loss* yang perlu diperhitungkan antara lain :

1. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa
2. Friksi pada pipa lurus
3. Friksi pada *elbow*
4. Friksi karena ekspansi
5. Friksi pada *valve*
6. Friksi pada pipa *tee*

Asumsi :

- Sifat-sifat fisis cairan dianggap tetap
- Fluida *incompressible*

Dengan Menggunakan perhitungan yang sama Pada Pompa PP-

101, maka si peroleh spesifikasi pompa :



Tabel 11.1. Spesifikasi Pompa (PP– 301)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan produk dari condenser ke Separator Drum (SD-301)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic) AISI tipe 316</i>
Kapasitas	316,01 gpm
Efisiensi Pompa	70%
Dimensi	NPS = 3,5 in Sch = 40 in Beda ketinggian: 4,00 m
Power motor	10 hp
NPSHA	16,54 m

## 12. Kompresor (CP-301)

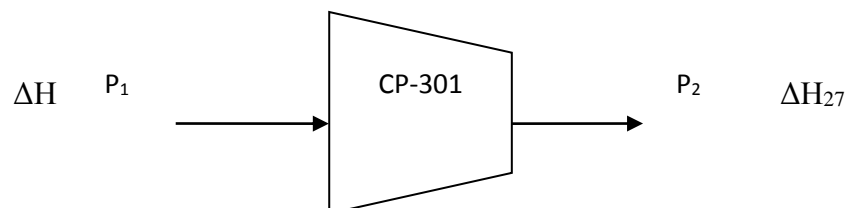
Fungsi : Menaikan tekanan uap keluaran SD-301

Kondisi operasi :  $T_{in} = 193,30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 466,45 \text{ K}$

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

$$P_1 = 7,49 \text{ atm}$$

$$P_2 = 15 \text{ atm}$$



Gambar C.12.1 Kompresor-301 (CP-301)

Keterangan :

$\Delta H_{26}$  = Aliran panas masuk Kompresor-301 (CP-301)

$\Delta H_{27}$  = Aliran panas keluaran Kompresor-301 (CP-301)

- **Menghitung jumlah stage**

$$R_c = (P_3 / P_0)^{1/m}$$

Dimana :  $P_3$  = tekanan gas keluar, atm

$P_0$  = tekanan gas masuk, atm

$m$  = Jumlah stage

Rasio kompresi dibatasi dibawah 4 agar kenaikan suhu tidak terlalu tinggi.

Sedangkan kebutuhan energi total akan minimum jika rasio kompresi tiap stage sama.

Bila  $m = 1$ , maka

$$\begin{aligned} R_c &= (7,42/15,50)^{1/1} \\ &= 2,088 \end{aligned}$$

- **Menghitung laju alir volumetric**

Kecepatan volumetrik dari bahan yang masuk, yaitu:

1 kg gas ideal pd 0°C, 760 mmHg = 22,4 m<sup>3</sup>

$$V = n \times 22,4 \times \frac{T_0}{T_{ref}} \times \frac{1}{3600}$$

$$V = 44,763 \text{ kmol} \times 22,4 \times \frac{457,35}{298,15} \times \frac{1}{3600}$$

$$V = 0,4358 \frac{\text{m}^3}{\text{detik}}$$

Dari grafik 3.6 Coulson Vol.6, hal 75 untuk laju alir sebesar 0,4113 m<sup>3</sup>/s

dan kompresor yang digunakan jenis sentrifugal,

maka Efisiensi ( $E_p$ ) = 67 %

- **Menghitung kondisi stage**

**Panas aliran masuk Kompresor-301 (K-301)**

$$T_{in} = 193,30 \text{ } ^\circ\text{C} = 466,45 \text{ K}$$

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

$$P_{Op} = 7,42 \text{ atm}$$

$$\Delta H_{in} = n \int_{298,15}^{466,45} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5)$$

Tabel C.12.1 Panas aliran keluaran vapor SD-301

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa vapor (kg/jam)	Mol vapor (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H$ vapor
NH <sub>3</sub>	17,031	762,3462	44,7623	6.428,5809	287.757,8477
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	0,0911	0,0010	23.449,6381	22,9618
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	0,0001	0,0000	24.583,1701	0,0110
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,0018	0,0000	38.782,6643	0,4169
Total		762,4392	44,7633		287.781,2373

- **Menghitung T trial, Tr (mean ), Pr (mean), dan Cp (mean)**

$$T_2 = T_1 \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^m$$

$$m = \frac{ZR}{C_p} \left( \frac{1}{E_p} + X \right) \text{ for compression,}$$

Pada keadaan kritisnya:

$$m = \frac{(\gamma - 1)E_p}{\gamma}$$

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R} = 1,0008$$

$$m = 0,0006$$

$$T_{1 \text{ trial}} = 193,49 \text{ } ^\circ\text{C} = 466,64 \text{ K}$$

$$T_r (\text{mean}) = \frac{(T_0 + T_1)}{(2 \times T_c)}$$

$$P_r (\text{mean}) = \frac{(P_0 + P_1)}{(2 \times P_c)}$$

Tabel C.12.2. Fraksi Mol komponen

Komponen	Mol (kmol/jam)	y	Tc (K)	Tc*y	Pc (bar)	Pc*y
NH <sub>3</sub>	44,7623	1,0000	405,65	405,6410	112,78	112,7775
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	0,0010	0,0000	719,00	0,0157	44	0,0010
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	699,00	0,0000	53,09	0,0000
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,0000	0,0000	817,00	0,0002	31,8	0,0000
Total	44,7633	1,0000		405,6570		112,7785

$$T_r (\text{mean}) = 1,15$$

$$P_r (\text{mean}) = 0,067$$

C<sub>p</sub> pada T (mean)

$$T (\text{mean}) = \frac{T_1 + T_2}{2} = 466,5447 \text{ K}$$

Tabel C.12.3. Kapasitas Panas Komponen

Komponen	Mol (kmol/jam)	y	Cp	Cp*y
NH <sub>3</sub>	44,7623	1,0000	16.535,4198	16.535,0539
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	0,0010	0,0000	38.677,6245	0,8461
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	41.465,4200	0,0004
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,0000	0,0000	51.585,8748	0,0124
Total	44,7633	1,0000		16.535,9128

Didapat data dari grafik pada buku Coulson Vol.6 (hal 63-79)

Cp pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 1,4 kJ/kmol.K

Maka :

Cp (mean) = 16.537,3128 kJ/kmol.K

Z pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 0,975

X pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 0,05

Y pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 1,1

Maka nilai m = 0,0008

$$n = \frac{1}{Y - m(1 + X)}$$

n = 0,9909

T<sub>2</sub> = 466,71 K = 193,56 °C

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh kondisi operasi K-301:

P<sub>1</sub> = 7,42 atm

P<sub>2</sub> = 15,5 atm

T<sub>1</sub> = 193,30 °C

T<sub>2</sub> = 193,56 °C

**Panas aliran keluar Kompresor-301 (K-301)**

$$T_{\text{out}} = 193,54 \text{ }^{\circ}\text{C} = 466,69 \text{ K}$$

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

$$P_2 = 15,5 \text{ atm}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{out}} &= n \int_{298,15}^{466,69} C_p dT \\ &= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5) \end{aligned}$$

Tabel C.12.4 Panas aliran keluaran Kompresor-301 (CP-301)

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa vapor (kg/jam)	Mol vapor (kmol/jam)	(Cp.dT)	$\Delta H_{\text{out}}$
NH <sub>3</sub>	17,031	762,3462	44,7623	6.439,1395	288.230,4777
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	0,0911	0,0010	23.492,0461	23,0033
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	0,0001	0,0000	24.627,4648	0,0110
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,0018	0,0000	38.855,0427	0,4177
Total		762,4392	44,7633	93.413,6932	288.253,9096

$$\Delta H_{\text{in}} + \Delta H_{\text{kompresi}} = \Delta H_{\text{out}}$$

$$\Delta H_{\text{kompresi}} = 472,6723 \text{ kJ/jam}$$

**• Menghitung kerja kompresor**

$$-W = P_1 v_1 \frac{n}{n-1} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right] = Z \frac{RT_1}{M} \frac{n}{n-1} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right] \quad (3.31)$$

$$\text{for compression } E_p = \frac{\text{polytropic work}}{\text{actual work required}}$$

$$-W = 2.774,7583 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Actual work} = 4.141,4303 \text{ kJ/kmol} = 185.383,9067 \text{ kJ/jam}$$

Power = 51,50 kW

Tabel C.12.5 Spesifikasi Kompresor-301 (CP-301)

Alat	Kompresor
Kode	CP-301
Fungsi	Menaikkan tekanan gas amoniak sebanyak 762,4392 kg/jam dari 7,42 atm menjadi 15,50atm.
Jenis	Sentrifugal
Jumlah Stage	1 buah
Rasio Kompresi	2,088
Kerja	4.141,4303 kJ/kmol
Power	51,50 kW = 69,03 hP
Jumlah	1 Buah

### 13. Pompa (PP-302)

Dengan menggunakan perhitungan yang sama dengan Pompa PP-101 maka didapatkan data spesifikasi pompa (PP-301) sebagai berikut :

Tabel C.13.1 Spesifikasi Pompa (PP – 302)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan keluaran Separstor Drum (SP-301) menuju expander Valve (EV-301)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic) AISI tipe 316</i>
Kapasitas	302,39gpm

---

Efisiensi Pompa	68 %
Dimensi	NPS = 3,5 in <i>Sch</i> = 40 in Beda ketinggian : 5,00 m
Power motor	7,5 hp
NPSHA	201,78 m

---

#### 14. Condensor (CD-302)

Fungsi                      Mengkondensasikan gas amoniak

Jenis                         *Double Pipe Heat Exchanger*

Annulus                    Fluida dingin =            *Cooling Water*

Laju alir, W =             12.647,6392                kg/jam

t<sub>1</sub> =                         30                              °C

t<sub>2</sub> =                         50                              °C

Pipe                         Fluida Panas =            *Produk reaktor*

Laju alir, W =             762,4392                    kg/jam

T<sub>1</sub> =                         193,54                        °C

T<sub>2</sub> =                         40                               °C

#### Beban panas CD-301

Q =                         1.056.977,3604            kJ/jam

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = 90,2287 \text{ } ^\circ\text{F}$$



**Area heat transfer**

Overall heat transfer

Dari tabel 8 (Kern, 1965) dipilih  $U_d$  untuk

Hot fluid	=	Amoniak	
Cold fluid	=	Cooling Water	
Range $U_d$	=	250-500	
dipilih $U_d$	=	325	Btu/hr ft <sup>2</sup> °F

Area perpindahan panas (*surface area*)

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}} = 34,1629 \text{ ft}^2$$

Digunakan *Double Pipe Heat Exchangers* dengan klasifikasi sebagai berikut,

(Tabel 11, Kern) :

<b>Inner Pipe (Pipe)</b>		<b>Outer Pipe (Annulus)</b>	
IPS (in)	= 2,5	IPS (in)	= 3
Sch No.	= 40	Sch No.	= 40
ID (in)	= 2,4690	ID (in)	= 3,0680
OD (in)	= 2,8800	OD (in)	= 3,5000
a" (ft <sup>2</sup> /ft)	= 0,7530	a" (ft <sup>2</sup> /ft)	= 1,1780

**Inner Pipe (Pipe) = Fluida Dingin = Cooling Water**

**Flow Area**

$$D = 0,2058 \text{ ft}$$

$$a_p = \frac{\pi D^2}{4} = 0,0332 \text{ ft}^2$$

**Mass Velocity**

$$G_p = \frac{W}{a_p} = 839.067,0193 \text{ lb/hr.ft}^2$$

**Bilangan Reynold**

$$t_{\text{avg}} = 104 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,6514 \text{ cp} = 1,5764 \text{ lb/ft.hr}$$

$$Re_p = \frac{D G_p}{\mu} = 109.514,9413$$

$$j_H = 500 \quad [\text{Fig.24}]$$

**Konduktivitas termal**

$$C = 4,2270 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C} = 1,0096 \text{ btu/lbm.}^\circ\text{F}$$

$$k = 6,3150\text{E-}01 \text{ W/m.K} = 0,3649 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F}$$

$$(C.\mu/k)^{1/3} = 1,6339$$

$$\left(\frac{h_i}{\Phi_i}\right) = j_H \left(\frac{k}{D}\right) \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3}$$

$$h_i = 2.507,4169 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}$$

$$\left(\frac{h_{io}}{\Phi_i}\right) = \left(\frac{h_i}{\Phi_i}\right) \left(\frac{ID}{OD}\right)$$

$$h_{io} = 2.149,5876 \text{ btu/hr.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}$$

**Outer Pipe (Annulus) = Fluida Panas = Gas Amoniak****Flow Area**

$$D_2 = 0,2557 \text{ ft}$$

$$D_1 = 0,2400 \text{ ft}$$

$$a_a = \frac{\pi (D_2^2 - D_1^2)}{4} = 0,0061 \text{ ft}^2$$

$$D_e = 0,0324 \text{ ft}$$

**Mass. Velocity**

$$G_a = \frac{W}{a_a} = 275.743,7998 \text{ lb/hr.ft}^2$$

**Bilangan Reynold**

$$t_{\text{avg}} = 242,19 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,0115 \text{ cp} = 0,0278 \text{ lb/ft.hr} \quad (\text{Fig.15})$$

$$Re_a = \frac{D G_p}{\mu} = 321.426,7724$$

$$j_H = 950 \quad [\text{Fig.24}]$$

**Konduktivitas termal**

$$C = 2,4710 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C} = 0,5902 \text{ btu/lbm.}^\circ\text{F}$$

$$k = 3,9690\text{E-}02 \text{ W/m.K} = 0,0229 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F}$$

$$(C \cdot \mu / k)^{1/3} = 0,8939$$

$$\left( \frac{h_o}{\Phi_i} \right) = j_H \left( \frac{k}{D} \right) \left( \frac{c\mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$h_o = 601,9025 \text{ btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

**Clean Overall Coefficient,  $U_c$** 

$$U_c = \frac{h_{i_o} h_o}{h_{i_o} + h_o} = 470,2333 \text{ btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

**Dirt Factor,  $R_d$** 

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = 0,00095 \text{ hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/btu}$$

**Required Surface**

\*>External Surface/lin ft

$$a'' = 0,7530 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

\*>Required Length

$$L = \frac{A}{a''} = 45,3690 \text{ ft}$$

Digunakan panjang pipa = 12 ft

$$\begin{aligned} \text{Banyaknya pipa yang digunakan} &= \frac{\text{Panjang pipa yang dibutuhkan}}{\text{panjang pipa}} \\ &= 3,7808 \approx 4 \text{ buah} \end{aligned}$$

Maka jumlah hairpins yang digunakan = 2 buah

**Actual Design Overall Coefficient ( $U_d$  aktual)**

$$\text{Actual Surface} = \text{Required Length} \times a'' = 36,1440 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{Q}{A \times \Delta t} = 307 \text{ btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

**Actual Dirt Factor,  $R_d$** 

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = 0,0011 \text{ hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/btu}$$

$$R_d \text{ required} = 0,0010$$

**Pressure Drop***Inner Pipe (Fluida Dingin)*

$$T = 50 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\mu = 1,3170 \text{ cp}$$

$$\text{Re}_p = 131.087,8955$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(DG / \mu)^{0,42}} = 0,0054 \quad (\text{Pers. 3.47b, hal. 53})$$

$$\rho = 61,6662 \text{ lb/ft}^3$$

$$\Delta F_p = \frac{4 f G_p^2 L}{2 g \rho^2 D} = 0,0925 \text{ ft}$$

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \rho}{144} = 0,0396 \text{ psi}$$

*Outer Pipe (Fluida Panas)*

$$T = 40 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\mu = 0,2599 \text{ cp}$$

$$D_e = 0,0324 \text{ ft}$$

$$\text{Re}_a = 34.327,4216$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(DG / \mu)^{0,42}} = 0,0068$$

$$\rho = 36,6014 \text{ lb/ft}^3$$

$$\Delta F_a = \frac{4 f G_a^2 L}{2 g \rho^2 D} = 2,7337 \text{ ft}$$

$$V_a = \frac{G_a}{3600} = 2,0927 \text{ ft/s}$$

$$\Delta F_1 = 2 \left( \frac{V_a^2}{2g'} \right) = 0,2040 \text{ ft}$$

$$\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + \Delta F_1) \rho}{144} = 0,7467 \text{ psi}$$

Tabel. C.16.1. Spesifikasi Double Pipe (DP-301)

<b>Dimensi</b>	<b>Pipe</b>	
	IPS =	2,5 in
	Sch No. =	40
	ID =	2,469 in
	OD =	2,880 in
	a" =	0,753 ft <sup>2</sup> /ft
	<b>Annulus</b>	
	IPS =	3,0 in
	Sch No. =	40
	ID =	3,068 in
OD =	3,500 in	
a" =	1,178 ft <sup>2</sup> /ft	
<b>Overall</b>	Ud =	307,1862
<b>Coefficients</b>		
<b>(Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F)</b>	Uc =	470,2333
<b>Fouling Factors</b>	Rd =	0,0011
<b>(jam.ft<sup>2</sup>.°F/Btu)</b>	Rd required =	0,001
<b>Luas Perpindahan</b>	Ad =	34,1629
<b>Panas (ft<sup>2</sup>)</b>	Ac =	36,1440

<b>Panjang Pipa</b>	L =	12	ft
<b>Jumlah Hairpin</b>	n =	2	in series
<b>Pressure drop</b>	$\Delta P$ annulus =	0,7467	psi
	$\Delta P$ pipe =	0,0396	psi

### 15. Expander Valve (EV-301)

Fungsi : Menurunkan tekanan keluaran CD-301 dari 7,4224 atm menjadi 1 atm.

Jenis : Globe Valve

Kondisi :

$$T_{in} = 193,30^{\circ}\text{C}$$

$$P_{in} = 7,4224 \text{ atm}$$

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

Tabel C.15.1. Komponen masuk

Komponen	kg/jam	kmol/jam	$\mu$	$\mu_{mix}$	$\rho$	$\rho_{mix}$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	15.483,5220	166,2589	0,2167	0,1082	1018,5306	508,6727
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	23,8447	0,1937	1,1973	0,0007	858,3009	0,4994
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	7.574,9822	166,4525	1,7701	0,8850	948,5607	474,2804
Total	23.082,3489	332,9051	3,1841	0,9940	2825,3922	983,4525

- **Menentukan diameter valve :**

Diameter optimum dapat ditentukan berdasarkan persamaan berikut :

$$D_{i,opt} = 260 G^{0,52} \rho^{-0,37} \quad (\text{Coulson, 2005})$$

Dimana :

$D_{i,opt}$  = diameter, in

$G$  = laju alir, kg/s

$\rho$  = densitas fluida, kg/m<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} D_{i,opt} &= 260 G^{0,52} \rho^{-0,37} \\ &= 260 \times (23.082,3489/3600)^{0,52} \times (983,4525)^{-0,37} \\ &= 53,3682 \text{ mm} \\ &= 2,1011 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai pipa standar (IPS) :

NPS = 2,5 in

*Schedule number* = 40

ID = 2,4690 in = 0,0627 m

OD = 2,8750 in

$a'_t$  = 0,0332 ft<sup>2</sup>

kecepatan ( $v$ ) =  $Q/a'_t$

Dimana:

$$Q = \text{debit cairan (m}^3/\text{s)} = \frac{23.082,3489 \text{ kg/jam}}{(983,4525 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 3600)} = 0,0065 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$a = 0,0332 \text{ ft}^2 = 0,0031 \text{ m}^2$$

$$v = \frac{0,0065 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0031 \text{ m}^2} = 2,1124 \text{ m/s}$$

• **Menentukan Bilangan Reynold ( $N_{RE}$ ) :**

$$\text{Bilangan Reynold } (N_{RE}) = \frac{ID \cdot G}{\mu}$$

$$N_{RE} = \frac{(0,0627 \times 23.082,3489 \frac{\text{kg}}{\text{jam}})}{0,9940 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{jam}}} = 14.562,6262 \text{ (turbulen)}$$



- Menentukan panjang pipa

$$\Delta P_f = 8f(L/d_i)\frac{\rho u^2}{2}$$

(Geankoplis, 1993)

Keterangan :

$\Delta P_f$  = pressure drop (N/m<sup>2</sup>)

$$= P_2 - P_1 = 7,4224 - 1 = 6,4224 \text{ atm} = 650,750 \text{ N/m}^2$$

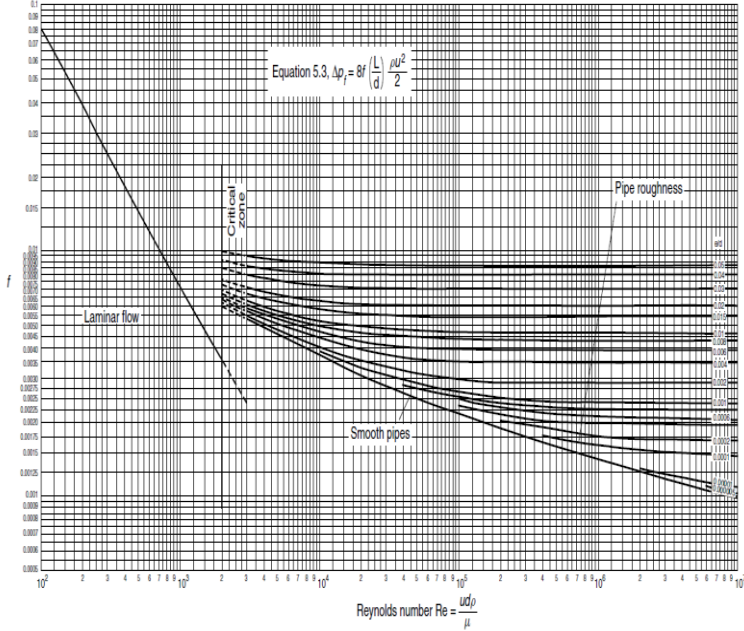
f = faktor friksi

$d_i$  = diameter dalam pipa (m) = 0,0627 m

$\rho$  = densitas fluida (kg/m<sup>3</sup>) = 983,4525kg/m<sup>3</sup>

u = kecepatan fluida (m/s) = 2,1124 m/s

f diperoleh dari gambar berikut:



Gambar C.15.1 Friction Factor

Dimana: e = relative roughness = absolute roughness/diameter dalam pipa

Material	Absolute roughness, mm
Drawn tubing	0.0015
Commercial steel pipe	0.046
Cast iron pipe	0.26
Concrete pipe	0.3 to 3.0

Gambar C.15.2. *Pipe Roughness*

$$e = \frac{0,046 \text{ mm}}{62,71 \text{ mm}} = 0,0007$$

$$Re = 14.562,6262$$

Dari gambar diatas diperoleh nilai  $f = 0,0048$

$$L = \frac{2 \cdot \Delta P_f \cdot d_i}{8 \cdot f \cdot \rho \cdot v^2}$$

$$L = \frac{2 \times 650,750 \text{ N/m}^2 \times 0,06272 \text{ m}}{8 \times 0,0048 \times 983,4525 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times (2,1124 \text{ m/s})^2}$$

$$L = 0,4894 \text{ m} = 48,94 \text{ cm}$$

Tabel C.15.2 Spesifikasi Expander Valve - 301 (EV-301)

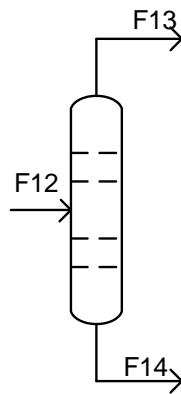
Nama Alat	Expansion Valve
Kode Alat	EV-301
Fungsi	Menurunkan tekanan keluaran CD-301 dari 7,4224 atm menjadi 1 atm.
Jenis	<i>Globe Valve Half Open</i>
Kapasitas	23.082,3489 kg/jam
Dimensi	ID = 2,4690 in OD = 2,8750 in a't = 0,0332 ft <sup>2</sup>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Stainless Steel (Austenitic) AISI tipe 316</i>

## 16. Menara Distilasi (DC-301)

Fungsi : Memisahkan *Liquid Diphenylamine* dari aniline dan nitrobenzen, berdasarkan perbedaan titik didih.

Tujuan : Mengetahui rancangan mekanis Menara Distilasi (DC-301).

Jenis : *Plate tower* (menara distilasi dengan *Sieve Tray*)



Gambar C.15.1 Menara distilasi (DC-301)

Tekanan operasi: 1 atm

Temperatur operasi:

- *Feed* : 193,08 °C (466,23K)
- *Top* : 182,53°C (455,68 K)
- *Bottom* : 302°C (575,35K)

Dalam perancangan menara distilasi ini dipilih jenis tray dengan pertimbangan diameter kolom lebih dari 0.6 m (Branan, 2002). Sedangkan jenis tray yang digunakan adalah sieve tray dengan pertimbangan (Kister, 1992):

1. *Pressure drop* rendah dan efisiensi tinggi.
2. Lebih murah dibandingkan valve tray dan bubble cap.
3. Biaya perawatan murah karena mudah dibersihkan.

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Stainless steel SA 212 Grade B dengan pertimbangan:

1. Tahan terhadap korosi
2. Struktur kuat
3. Allowable stress besar

Asumsi-asumsi yang digunakan:

1. Tidak ada panas pencampuran.
2. Volatilitas relatif tetap sepanjang kolom distilasi (merupakan rata-rata pada kondisi atas dan bawah)
3. Panas yang hilang di kolom distilasi 1% dari beban panas di reboiler.

Langkah-langkah perhitungannya adalah sebagai berikut :

1. Menentukan derajat pemisahan kolom distilasi dengan menentukan kuantitas masing-masing komponen pada hasil atas dan bawah.
2. Menentukan tekanan operasi kolom distilasi.
3. Menghitung kondisi operasi atas dan bawah kolom distilasi.
4. Menentukan kondisi umpan masuk kolom distilasi dan menghitung  $q$

$$q = \frac{H_V - H_F}{H_V - H_L} \quad (\text{Geankoplis, 1993 pers.11.4-13})$$

5. 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, 1981 pers.9.164)

Batasan:

$$\frac{x_{j,D} \cdot D}{x_{j,F} \cdot F} < -0,01 \text{ atau } \frac{x_{j,D} \cdot D}{x_{j,F} \cdot F} < 1,01 \quad \longrightarrow \text{komponen j tidak terdistribusi}$$

$$-0,01 < \frac{x_{j,D} \cdot D}{x_{j,F} \cdot F} < 0,99 \quad \longrightarrow \text{komponen j tidak terdistribusi.}$$

6. Mengevaluasi distribusi masing-masing komponen pada hasil atas dan bawah dengan Hengstebeck & Geddes.

$$\log\left(\frac{d_i}{b_i}\right) = A + C \cdot \log \alpha_i \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.63})$$

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

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

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

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

Nilai  $\theta$  dapat dicari dari persamaan :

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

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

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

- **Neraca Massa**

Tabel C.16.1 Neraca Massa DC-301

Komponen	BM	F	D	B
		Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93.129	15.469,2299	15.453,9154	15,3145
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123.113	23,8227	23,8225	0,0002
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169.227	7.568,0084	7,5680	7.560,4404
Subtotal			15.485,3059	7.575,7551
Total		23.061,0611	23.061,0611	

- **Perhitungan dengan *shortcut distillation***

- Perhitungan Jumlah *Plate* Minimum**

Menghitung jumlah *tray* minimum dengan persamaan Fenske.

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

$$Nm = \frac{\log \left[ \left( \frac{0,99}{0,0007} \right) \times \left( \frac{0,9886}{0,003} \right) \right]}{\log (16,85)}$$

$$N_m = 5,3 \text{ Plate} = 5 \text{ Plate.}$$

Keterangan:

N<sub>m</sub> = jumlah *plate* minimum

(X<sub>lk</sub>, X<sub>hk</sub>)<sub>d</sub> = fraksi mol komponen *light key* dan *heavy key* distilat

(X<sub>lk</sub>, X<sub>hk</sub>)<sub>w</sub> = fraksi mol komponen *light key* dan *heavy key* bottom

α<sub>lk,avg</sub> = relatif volatilitas rata-rata *light key*

- **Menentukan Rasio Refluks**

Untuk menentukan  $R_m$  digunakan persamaan sebagai berikut :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)} = R_m + 1 \quad (\text{Coulson vol.6, 1989})$$

keterangan :

$R_m$  = rasio refluks minimum

$x_{i,D}$  = fraksi mol komponen i pada distilat

$\alpha$  = volatilitas relatif komponen i

mencari nilai  $\theta$

Nilai  $\theta$  ditentukan dengan metode *trial and error* dengan menggunakan persamaan berikut :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 1 - q \quad (\text{Coulson vol.6, 1989})$$

keterangan :

$x_{i,F}$  = fraksi mol komponen i pada umpan

karena umpan masuk pada keadaan *bubble point* maka  $q = 1$ , sehingga:

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

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

Dengan *trial* diperoleh :

$$\theta = 0.0078$$

Tabel C.16.2. Komponen Fraksi

Komponen	$x_{i,F}$	$x_{i,D}$	$a_{avg}$	$a_{avg} \cdot x_{i,F}$	$\frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)}$	$\frac{\alpha_i \times x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)}$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	0,00298	0,00298	0,00298	0,00298	0,85038	1,06955
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,00298	0,00298	0,00298	0,00298	0,00112	0,00364
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,00298	0,00298	0,00298	0,00298	-0,83782	-0,02876
Total	1,00000	1,00028			0,01368	1,04443

Nilainya mendekati 0

Maka :

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

$$1,04443 = R_m + 1$$

$$R_m = 0,0444$$

Menentukan R operasi

R operasi berkisar antara 1,2 – 1,5 R<sub>m</sub> (Geankoplis, 1993)

diambil R operasi = 1.5 x R<sub>m</sub>

$$R_{operasi} = 1.5 \times 0.444$$

$$R_{operasi} = 0,102$$

- **Menentukan jumlah *plate* teoritis**

Untuk menentukan jumlah *plate* teoritis digunakan persamaan Erbar-

Maddox:

$$\frac{R}{R+1} = 0,093$$



$$\frac{R_m}{R_m + 1} = 0,07$$

Dari fig. 11.11 Coulson, 1983 diperoleh:

$$\frac{N_m}{N} = 0.2$$

$$N_m = 5,3 \text{ Plate}$$

$$N = 26,74 \text{ Plate}$$

$$= 27 \text{ Plate (termasuk reboiler)}$$

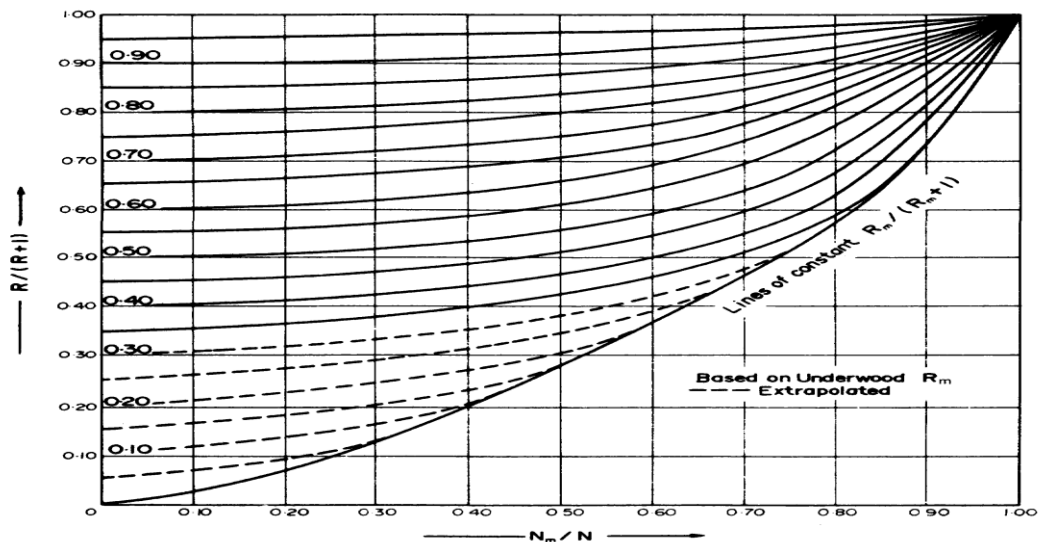


Figure 11.11. Erbar-Maddox correlation (Erbar and Maddox, 1961)

Gambar C.16.2. Grafik erbar-marddox correlation

### b. Penentuan Letak Feed

Menentukan lokasi *feed tray* dengan persamaan Kirkbride.

$$\log\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = 0.206 \times \log\left[\frac{B}{D} \left(\frac{x_{HK,F}}{x_{LK,F}}\right) \left(\frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}}\right)^2\right]$$

(Coulson, 1983, pers. 11.62)

$$\frac{N_r}{N_s} = 0.4394$$

$$N_r = 0.4394 N_s$$

$$N_r + N_s = N$$

$$N_r + N_s = 27$$

$$0.4394 N_s + N_s = 27$$

$$N_s = 18,77$$

= stage ke 19 (tidak termasuk *reboiler*)

*Feed plate* = 8 (tidak termasuk *reboiler*)

### c. Efisiensi Kolom

Efisiensi kolom dihitung berdasarkan Fig. 8.16. Chopey

menghitung  $\mu_{\text{average}}$  :

Pada  $T = 455,6816 \text{ K}$  (suhu distilat)

Tabel C.16.3. Konstanta viskositas

Komponen	A	B	C	D	$\mu_D$ (cp)	$\mu_B$ (cp)
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$	-13,8625	2.510,9	0,025681	-0,0000182	0,35817	0,16814
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$	-7,771	1.401,9	0,014653	-0,0000115	0,39099	0,19293
$(\text{C}_6\text{H}_5)_2\text{NH}$	-16,0796	3.226,5	0,02658	-0,0000162	0,53787	0,26852

Komponen	yD	yD/ $\mu_D$
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NH}_2$	0,9986	2,7879
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$	0,0011	0,0029
$(\text{C}_6\text{H}_5)_2\text{NH}$	0,0003	0,0006
Total	1	2,7914

$$\mu_{top} = \frac{\sum y_D}{\sum \frac{y_D}{\mu}} = 0.3582 \text{ cP}$$

Pada T = 372.3413K (suhu *bottom*)

Komponen	x <sub>B</sub>	x <sub>B</sub> /μ <sub>B</sub>
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	0,003667	0,02181081
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	4,31534E-08	2,23665E-07
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,996332662	3,710386322
Total	1	3,732197356

$$\mu_{bottom} = \frac{\sum x_B}{\sum \frac{x_B}{\mu}}$$

$$= 0,2679 \text{ cP}$$

$$\mu_{average} = \sqrt{\mu_{top} \times \mu_{bottom}}$$

$$= 0,31 \text{ cp}$$

$$\alpha_{LK,avg} \times \mu_{avg} = 5,25$$

Sehingga :

$$E_o = 60 \%$$

$$E_o = \frac{N_i}{N}$$

$$N = 45$$

$$= 45 \text{ plate}$$

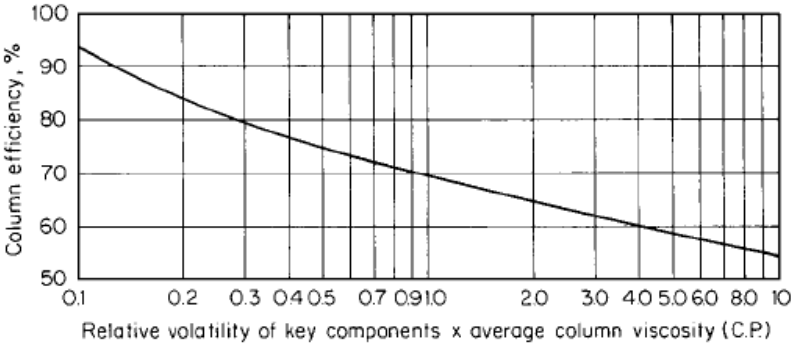


FIGURE 8.16 Column efficiency as a function of average column viscosity and relative volatility.

Gambar C.16.3. Grafik efisiensi kolom

- **Data sifat fisis**

- a. **Densitas pada suhu atas (337.8644 K)**

Tabel C.16.4. Konstanta densitas komponen.

Komponen				Tc	ρ	
	A	B	n	(K)	(g/cm <sup>3</sup> )	ρ (kg/m <sup>3</sup> )
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	0,3119	0,25	0,28571	699	0,2659	265,9122
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,3614	0,24731	0,2857	719	0,3046	304,6930
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,3141	0,24546	0,2833	817	0,2535	253,5546

T = 455,6816 K

Densitas uap:

P = 1,0000 atm

= 101,325 Pa

R = 8,3143 m<sup>3</sup>.kPa/kmol.K

$$= 8,314.3400 \text{ m}^3.\text{Pa}/\text{kmol.K}$$

$$T = 182,5316 \text{ C}$$

$$= 455.6816 \text{ K}$$

Tabel C.16.5. Densitas campuran uap destilat.

Komponen	BM	wd	$\rho$ uap (kg/m <sup>3</sup> )	wd/ $\rho$ uap
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	0,9979	2,4906	0,4006
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	0,0016	3,2926	0,0004
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,0005	4,5158	0,0002
Total		1	10,3090	0,4012

Densitas gas campuran :

$$\rho_v = \frac{P.BM_v}{R.T} = 2,4921 \text{ kg/m}^3$$

Tabel C.16.6. Densitas campuran liquid destilat.

Komponen	BM	wi, D	wi/ $\rho$ liquid
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	0,9979	0,0037
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	0,0015	5,049E-06
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,0004	1,92748E-06
Total		1	0,0038

Densitas liquid campuran:

$$\rho_L = \frac{1}{\sum \frac{w_i}{\rho_i}} = 265,9580 \text{ kg/m}^3$$

## b. Densitas pada suhu bawah (372.3413K)

Tabel C.16.7. Konstanta densitas

Komponen	A	B	n	Tc		
				(K)	$\rho$ (g/cm <sup>3</sup> )	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	0,3119	0,25	0,28571	699	0,289363069	289,3630685
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,3614	0,24731	0,2857	719	0,331555035	331,5550351
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,3141	0,24546	0,2833	817	0,275030034	275,0300338

$$T = 575,349 \text{ K}$$

$$\text{Dengan : } \rho = A \cdot (B^{1-T/Tc})^n \text{ (g/cm}^3\text{)}$$

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

Densitas uap:

$$P = 1,0000 \text{ atm}$$

$$= 101,325 \text{ Pa}$$

$$R = 8,3143 \text{ m}^3 \cdot \text{kPa/kmol.K}$$

$$= 8.314,3400 \text{ m}^3 \cdot \text{Pa/kmol.K}$$

$$T = 302,1998 \text{ C}$$

$$= 372,3413 \text{ K}$$

Tabel C.16.8. Densitas campuran uap bottom.

Komponen	BM	wd	$\rho$ uap	
			(kg/m <sup>3</sup> )	wd/ $\rho$ uap
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	0,0020	1,97261	0,0010
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	3,14461E-08	0,00021	0,0001
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,9979	0,29412	3,3929

Total	1	2,26695	3,3941
-------	---	---------	--------

Densitas gas campuran :

$$\rho_v = \frac{P \cdot BM_v}{R \cdot T} = 0,2946 \text{ kg/m}^3$$

Tabel C.16.9. Densitas campuran liquid bottom,

Komponen	BM	wi, D	wi/ρ liquid
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	0,0020	6,9861E-06
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	3,14461E-08	9,48441E-11
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,9979	0,0036
Total	1		0,0036

Densitas liquid campuran:

$$\rho_L = \frac{1}{\sum \frac{w_i}{\rho_i}} = 275,0576 \text{ kg/m}^3$$

### c. Menghitung tegangan permukaan

Tegangan permukaan dihitung dengan persamaan Sudgen :

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

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)

Komponen	Struktur
Aniline	$C_6H_5NH_2$
Nitrobenzene	$C_6H_5NO_2$
Diphenylamine	$(C_6H_5)_2NH$

Tabel C.16.10. Data untuk menentukan Pch (Tabel 8.7 Coulson, 1983)

<i>atom, group or bond</i>	Kontribusi	$C_6H_5NH_2$	$C_6H_5NO_2$	$(C_6H_5)_2NH$
C	4,8000	6,0000	6,0000	12,0000
H	17,1000	7,0000	5,0000	11,0000
Ring	23,2000	3,0000	3,0000	6,0000
double bond, '='	12,5000	1,0000	1,0000	1,0000
N	16,7000	1,0000	1,0000	2,0000
Total		247,3000	333,1000	430.8000

Tabel C.16.11. Perhitungan  $\sigma_{top}$ 

Komponen	s	yd x s
$C_6H_5NH_2$	0,2394	0,2390
$C_6H_5NO_2$	0,4422	0,0005
$(C_6H_5)_2NH$	0,1615	4,3466E-05
Total	0,8431	0,2396

$$\sigma_{mix} = 0,2396 \text{ dyne/cm}$$

$$= 0,0002 \text{ N/m}$$



Tabel C.16.12. Perhitungan  $\sigma_{bottom}$ 

Komponen	s	xb x s
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	0,3392	0,0012
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,6475	2,794E-08
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,2392	0,2383
Total	1,2260	0,2396
$\sigma$ mix	=	0,2396 dyne/cm
	=	0,0002 N/m

- **Menentukan Diameter Menara**

Tinggi *plate spacing* pada umumnya antara 0.15 – 0.6 m (Coulson, 1983, hal.448).

Diambil *plate spacing* = 0.6 m

- a. **Diameter Menara Berdasarkan Kecepatan *Flooding***

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

Keterangan :

$F_{LV}$  = Faktor aliran uap-cair (m/s)

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

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

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

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

🔪 Diameter kolom bagian atas (top) :

Dari Lampiran B diperoleh :

D = 15.485,3911 kg/jam

$$L_o = R \times D$$

$$L_o = 1.032,0378 \text{ kg/jam} = 0,2867 \text{ kg/s}$$

$$V = 16.517,7157 \text{ kg/jam} = 4,5883 \text{ kg/s}$$

🌿 Diameter kolom bagian bawah (Bottom) :

Dari Lampiran B diperoleh :

$$B = 7.575,7551 \text{ kg/jam}$$

$$V' = L' - B$$

$$V' = 29.946,7633 \text{ kg/jam} = 8,3185 \text{ kg/s}$$

$$L' = 37.522,51849 \text{ kg/jam} = 10,4229 \text{ kg/s}$$

🌿 Diameter menara bagian atas (*top*) :

$$F_{LV, top} = \frac{0,2867 \text{ kg/s}}{4,5883 \text{ kg/s}} \sqrt{\frac{2,4921 \text{ kg/m}^3}{265,9580 \text{ kg/m}^3}}$$

$$= 0.01 \text{ m/s}$$

Untuk *plate spacing* = 0.6 m dan  $F_{LV} = 0.01$

maka  $K_1 = 0.12$  (Coulson, 1983, fig.11.27, hal.459).

Koreksi nilai  $K_1$  :

$$K_1' = K_1 \left[ \frac{\sigma_{top}}{20} \right]^{0.2}$$

$$= 0,11 \left( \frac{0,0002 \text{ dyne/cm}}{20} \right)^{0.2}$$

$$= 0,0495$$

🌿 Diameter menara bagian bawah (*bottom*) :

$$F_{LV, bottom} = \frac{0,8318 \text{ kg/s}}{10,4229 \text{ kg/s}} \sqrt{\frac{0,2946 \text{ kg/m}^3}{275,0576 \text{ kg/m}^3}}$$

$$= 0,041 \text{ m/s} = 0,04 \text{ m/s}$$

Untuk *plate spacing* = 0,6 m dan  $F_{LV} = 0,11$  maka  $K_1 = 0,08$

(Coulson, 1983, fig.11.27, hal.459).

Koreksi nilai  $K_1$  :

$$\begin{aligned} K_1' &= K_1 \left[ \frac{\sigma_{\text{bottom}}}{20} \right]^{0,2} \\ &= 0,11 \times \left( \frac{0,0002 \text{ dyne/cm}}{20} \right)^{0,2} \\ &= 0,0454 \end{aligned}$$

### b. 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* uap (m/s)

$K_1$  = Konstanta

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

$$\begin{aligned} u_{f, \text{top}} &= 0,0410 \times \sqrt{\frac{(265,9580 \text{ kg/m}^3 - 2,4921 \text{ kg/m}^3)}{2,4921 \text{ kg/m}^3}} \\ &= 0,55 \text{ m/s} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} u_{f, \text{bottom}} &= 0,0454 \times \sqrt{\frac{(257,0576 \text{ kg/m}^3 - 0,2946 \text{ kg/m}^3)}{0,2946 \text{ kg/m}^3}} \\ &= 1,63 \text{ m/s} \end{aligned}$$

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*) :

$$\begin{aligned} u_{v,top} &= 80 \% \times u_{f,top} \\ &= 0,80 \times 0,5092 \text{ m/s} = 0,4074 \text{ m/s} \end{aligned}$$

☛ Kecepatan uap pada bagian bawah (*bottom*) :

$$\begin{aligned} u_{v,bottom} &= 80 \% \times u_{f,bottom} \\ &= 0,80 \times 1,3866 \text{ m/s} = 1,1093 \text{ m/s} \end{aligned}$$

### c. 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 ( $\text{kg}/\text{s}$ )

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

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

$$\begin{aligned} Q_{v,top} &= \frac{4,5883 \text{ kg/s}}{2,4921 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1,8411 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} Q_{v,bottom} &= \frac{8,3186 \text{ kg/s}}{0,2946 \text{ kg/m}^3} \\ &= 28,2345 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

### d. Menentukan luas area *netto* yang diperlukan untuk kontak uap-cair

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

Keterangan :

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

$Q_v$  = Laju alir volumetric ( $m^3/s$ )

$u_v$  = Kecepatan uap ( $m/s$ )

☛ Luas area netto bagian atas (*top*) :

$$A_{n,top} = \frac{1,8411 \text{ m}^3 / s}{4,5883 \text{ m} / s} = 0,4013 \text{ m}^2$$

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

$$A_{n,bottom} = \frac{28,2345 \text{ m}^3 / s}{8,3185 \text{ m} / s} = 3,3942 \text{ m}^2$$

**e. Menghitung luas penampang lintang menara**

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

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

sehingga :

$$\begin{aligned} \text{☛ } A_{c,top} &= \frac{A_{n,top}}{1 - A_d} \\ &= \frac{0,4013 \text{ m}^2}{(1 - 0,2)} = 0,5016 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{☛ } A_{c,bottom} &= \frac{A_{n,bottom}}{1 - A_d} \\ &= \frac{3,3942 \text{ m}^2}{(1 - 0,2)} = 4,2427 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

f. **Diameter kolom ( $D_c$ ) berdasarkan kecepatan *flooding***

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

✿ Diameter menara bagian atas (*top*) :

$$D_{c,top} = \sqrt{\frac{4 \times 0,5016 \text{ m}^2}{3.14}} = 0,7993 \text{ m}$$

✿ Diameter menara bagian bawah (*bottom*) :

$$D_{c,bottom} = \sqrt{\frac{4 \times 4,2427 \text{ m}^2}{3.14}} = 2,336 \text{ m}$$

Sehingga dapat diambil nilai diameter untuk MD-101 yaitu  $D_c = 2,336 \text{ m}$ .

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

Kecepatan volumetris maksimum cairan:

$$Q_{L,B} = \frac{L_{w,B}}{\rho_{L,B}} = \frac{2,104 \text{ kg/s}}{275,0576 \text{ kg/m}^3} = 0.0077 \text{ m}^3/\text{s}$$

Untuk  $D_c = 1.651 \text{ m}$  dan  $Q_L = 0.0379 \text{ m}^3/\text{s}$ , dari fig.11.28 (Coulson, 1983, hal.460). Jenis alirannya adalah *Cross flow (Single Pass)*.

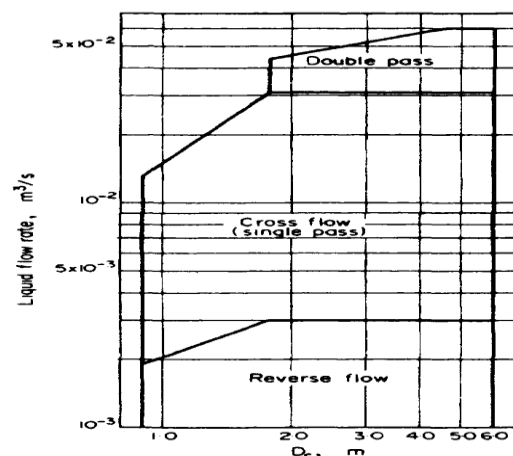


Figure 11.28. Selection of liquid-flow arrangement

Gambar C.16.5. laju alir material

- **Perancangan Tray**

Diameter menara ,  $D_c = 0,7993$  m

Luas menara,  $A_c$

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

$$A_c = \frac{(D_c^2 \times \pi)}{4}$$

$$A_c = \frac{(0,7993^2 \times 3,14)}{4}$$

$$A_c = 0,5016 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Downcomer, } A_d = 0,20 A_c = 0,1003 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas netto, } A_n = A_c - A_d = 0,4013 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Aktif, } A_a = A_c - 2 \cdot A_d = 0,3009 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas hole, } A_h = 0,05 A_a = 0,0150 \text{ m}^2$$

Dari fig.11.31 (Coulson, 1985, hal. 464), untuk  $A_d/A_c = 20$  maka :

$$l_w/D_c = 0,85$$

$$\text{Panjang weir, } l_w = 0,85 \times D_c$$

$$= 0,85 \times 2,336 \text{ m} = 1,9863 \text{ m}$$

- **Tinggi weir ( $h_o$ )**

Untuk kondisi operasi Destilasi yang berlangsung pada tekanan atmosfer, tinggi weir yang rendah digunakan untuk mengurangi *pressure drop*. Tinggi weir yang disarankan adalah 40 – 90 mm (Coulson, hal.463,1985). Tinggi weir yang digunakan ( $h_o$ ) = 40 mm  
= 0.04 m

- **Diameter hole ( $d_h$ )**

Diameter *hole* yang biasa yang digunakan adalah antara 2 – 12 mm,  
(Coulson, hal.465,1985).

Diameter *hole* yang digunakan = 2 mm = 0.002 m

- **Tebal plate**

Untuk jenis bahan *stainless steel* ketebalan *plate* = 3 mm

Material = *Stainless Steel* SA 212 Grade B.

- **Pemeriksaan Weeping Rate**

*Weeping* akan terjadi pada aliran cairan minimum jika kecepatan uap minimum kecil atau sama dengan kecepatan uap yang menyebabkan *weeping*.

- Kecepatan aliran cairan maksimal :

$$L_{w,max} = 2,1044 \text{ kg/s}$$

$$\text{Turn of ratio} = 0,9$$

- Kecepatan aliran cairan minimum :

$$L_{w, \min} = \text{turn of} \times L_{w,max}$$

$$= 0,9 \times 2,1044 \text{ kg/s}$$

$$= 1,8939 \text{ kg/s}$$

- Menghitung Tinggi Weir Liquid Crest ( $h_{ow}$ ) :

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

$$h_{ow} \text{ max} = 750 \times \left[ \frac{2,1044 \text{ kg/s}}{(265,9580 \text{ kg/m}^3) 1,9863 \text{ m}} \right]^{2/3}$$

$$= 18,4366 \text{ mm cairan}$$



$$h_{ow} \text{ min} = 750 \times \left[ \frac{1,8939 \text{ kg/s}}{(275,0576 \text{ kg/m}^3)(1,9863 \text{ m})} \right]^{2/3}$$

$$= 17,186 \text{ mm cairan}$$

Keterangan :

$L_w$  = Laju alir cairan (kg/s)

$l_w$  = Panjang *weir* (m)

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

Pada kecepatan minimum,

$$(h_w + h_{ow}) = 40 \text{ mm cairan} + 18,4366 \text{ mm cairan}$$

$$= 57,186 \text{ mm cairan}$$

Dari fig.11.30, (Coulson, 1985, hal.462), untuk

$$(h_w + h_{ow}) = 57,186 \text{ mm, maka } K_2 = 30,6$$

Kecepatan uap desain minimum dihitung dengan persamaan eduljee :

$$\hat{u}_h = \frac{[K_2 - 0,9(25,4 - d_h)]}{(\rho_v)^2} \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.84})$$

$$= \frac{[30,6 - 0,9(25,4 - 2)]}{(0,2946)^2} = 109,9044 \text{ m/s}$$

Keterangan :

$\hat{u}_h$  = Kecepatan uap minimum (m/s)

$K_2$  = Konstanta (fig.11.30,Coulson)

$d_h$  = Diameter hole (mm)

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

Kecepatan Uap Minimum Aktual ( $u_{am}$ ) :

$$u_{am} = \frac{Q_{v,b} \times TOR}{A_h} = \frac{(1,8411)(0,90)}{0,015} = 110,1181 \text{ m/s}$$

Keterangan :

$u_{am}$  = Kecepatan aup minimum aktual (m/s)

$Q_{v,b}$  =Kecepatan volumetrik maksimum cairan ( $m^3/s$ )

TOR = *Turn of ratio*

$A_h$  = Luas hole ( $m^2$ )

$u_{am} > u_h$  min sehingga tidak terjadi *weeping*. Jadi laju operasi minimum akan baik jika di atas *weep point*.

- **Plate Pressure Drop**

- a. ***Dry Plate Drop***

Kecepatan uap maksimum melalui lubang :

$$\begin{aligned} u_h &= \frac{Q_{v,b} mak}{A_h} \\ &= \frac{2,732 \text{ m}^3 / s}{0,015 \text{ m}^2} = 181,59 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Dari fig.11.34 (Coulson, 1983, hal.467), untuk  $A_h/A_a = 5\%$ ,

diperoleh nilai *orifice coefficient* ( $C_o$ ) = 0.95

*Dry Plate Drop* :

$$\begin{aligned} h_d &= 51 \left[ \frac{u_h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} && \text{(Coulson, 1983, pers. 11.88)} \\ &= 51 \left[ \frac{109,9044 \text{ m/s}}{0.95} \right]^2 \frac{2,4921 \text{ kg/m}^3}{265,9580 \text{ kg/m}^3} \\ &= 6.396,55 \text{ mm cairan} \end{aligned}$$

Keterangan :

$h_d$  = *Dry plate drop* (mm cairan)

$u_h$  = Kecepatan uap maksimum melalui lubang (m/s)

$C_o$  = *Orifice coefficient* (fig.11.34, Coulson)

**b. Residu head**

Menghitung *residu head* dapat menggunakan persamaan Hunt, et.al. :

$$h_r = \frac{12.5 \cdot x 10^3}{\rho_L} \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.89})$$

$$= \frac{12.5 \times 10^3}{265,9580} = 47,002 \text{ mm cairan}$$

Keterangan :

$h_r$  = *Residu head* (mm cairan)

$\rho_L$  = Densitas cairan ( $\text{kg/m}^3$ )

**c. Total pressure drop**

$$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.90})$$

$$= 6.396,0363 + 57,186 + 47,002$$

$$= 6.501,74 \text{ mm cairan}$$

$$\Delta P_t = 9.81 \times 10^{-3} \cdot h_t \cdot \rho_L \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.87})$$

$$= 9.81 \times 10^{-3} (6.532,9523) (265,9580)$$

$$= 16.962,49 \text{ Pa} = 0,167 \text{ atm}$$

Keterangan :

$\Delta P_t$  = *Total pressure drop* (Pa)

$H_t$  = Ketinggian (mm cairan)

$\rho_L$  = Densitas cairan ( $\text{kg/m}^3$ )

- **Downcomer Liquid Backup**

- **Ketinggian apron dari plate paling bawah :**

$$h_{ap} = h_w - (5 \text{ to } 10 \text{ mm}) \quad (\text{Coulson, 1983, hal. 469})$$

$$\text{Diambil, } h_{ap} = 35 \text{ mm} = 0,035 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} A_{ap} &= h_{ap} \times l_w \\ &= (0,035) \text{ m} \times (1,9863) \text{ m} \\ &= 0,0695 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- **Menara Bagian bawah (*bottom*)**

$$h_{dc} = 166 \left[ \frac{L_{wd}}{\rho_L A_m} \right]^2 \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.92})$$

$$= 166 \left[ \frac{2,142 \text{ kg/s}}{(275,0576 \text{ kg/m}^3)(0,0695 \text{ m}^2)} \right]^2 = 0,9565 \text{ mm}$$

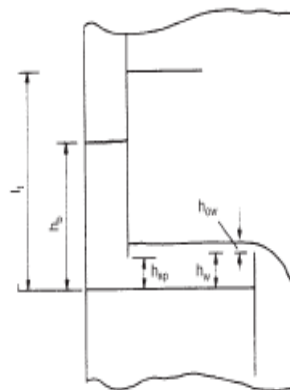
Keterangan :

$h_{dc}$  = Head loss in downcomer (mm)

$L_{wd}$  = laju alir cairan di downcomer (kg/s)

$A_m$  = Luas downcomer /  $A_{ap}$  ( $\text{m}^2$ )

- **Back Up Downcomer :**



Gambar C.16.6. Downcomer back-up

$$\begin{aligned}
 h_{bc} &= (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \\
 &= 57,19 + 6.501,746 + 0,9565 \\
 &= 6.559,878 \text{ mm (6,559 m)}
 \end{aligned}$$

Koreksi :

$$h_{bc} < \frac{1}{2} (l_t + h) = 6,72 \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.94})$$

$$6,559 \text{ m} < 6,72 \text{ m} \quad (\text{memenuhi syarat})$$

Jadi,  $l_t = 0.6 \text{ m}$  dapat digunakan.

#### 🔥 Pemeriksaan *residence time*

$$t_r = \frac{A_d \cdot h_{bc} \cdot \rho_L}{L_{wd}} \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.95})$$

$$= \frac{(0,1003 \text{ m}^2)(6,559 \text{ m})(265,9580 \text{ kg / m}^3)}{1,894 \text{ kg / s}}$$

$$= 92,4 \text{ s (memenuhi syarat karena } t_r > 3 \text{ s)}$$

#### • Check Entrainment

🔥 *Actual Percentage Flooding* untuk *design area* :

$$\begin{aligned}
 u_v &= \frac{Q_v}{A_c} \\
 &= \left( \frac{1,13 \text{ m}^3 / \text{s}}{4,2427 \text{ m}^2} \right)
 \end{aligned}$$

$$= 0,267 \text{ m/s}$$

🔥 *Persen Flooding* :

$$\% = \frac{u_v}{u_f} \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.83})$$

$$= \frac{0,267 \text{ m / s}}{0,5092 \text{ m / s}} \times 100\% = 52,453 \%$$

Berdasarkan fig.11.29 (Coulson, 1983, hal. 461) untuk  $F_{lv} = 0,1$  dan  $flooding = 52,453 \%$  diperoleh *fractional entrainment*,  $\Psi = 0.06$  psi (memenuhi syarat karena  $\Psi < 0,1$ ).

Keterangan :

$u_v$  = Kecepatan aktual (m/s)

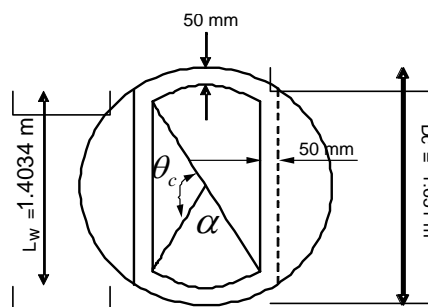
$u_f$  = Kecepatan *flooding* (m/s)

$V_w$  = Laju alir uap (kg/s)

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

$A_c$  = Luas menara ( $\text{m}^2$ )

#### *Layout Tray*



Gambar C.16.7 *Layout plate*.

Digunakan *cartridge-type construction* dengan 50 mm *unperforated strip aroundtrayed edge* dan 50 mm *wide calming zones*.

Dari fig.11.32 (Coulson, 1983, hal.465), untuk  $l_w/D_c = 0,77$

maka :  $\theta_c = 106^\circ$

- Derajat *tray edge* :

$$(\alpha) = 180 - \theta_c$$

$$= 180 - 120 = 60^\circ$$

$$l_h/D_c = 0.05$$

- Panjang rata-rata *unperforated edge strips*

$$\begin{aligned} &= \frac{\alpha}{180} \times \pi \times (D_c - 0,05) \\ &= \frac{60}{180} \times (3.14) \times (2,3368 - 0.05) = 2,3935 \text{ m} \end{aligned}$$

- Luas *unperforated edge strips*

$$\begin{aligned} (A_{up}) &= 0,05 \times L_{avg} \\ &= 0,05 \times 2,3935 \\ &= 0,1197 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- Luas *calming zone*

$$\begin{aligned} (A_{cz}) &= 2 \times hw \times (lw - (2 \times hw)) \\ &= 2 \times 0,04 \times (1,9863 - (2 \times 0,04)) \\ &= 0,1525 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- Luas total tersedia untuk perforasi

$$\begin{aligned} (A_p) &= A_a - (A_{up} + A_{cz}) \\ &= 0,3009 \text{ m}^2 - (0,1197 + 0,1525) \text{ m}^2 = 0,0288 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\frac{A_h}{A_p} = \frac{0,0150}{0,0288} = 0,5230$$

Dari Gambar 11.33, hal 466, Coulson dapat diperoleh nilai:

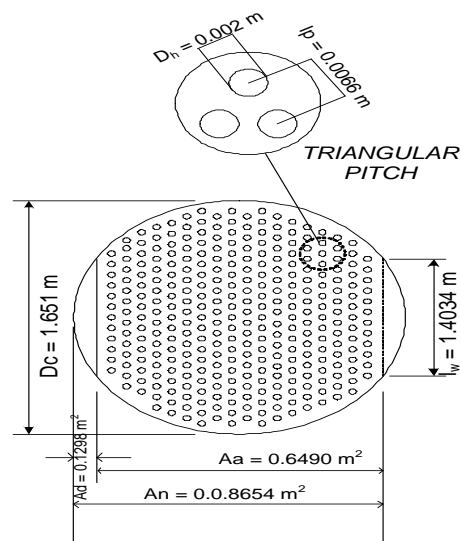
$$\frac{I_p}{d_h} = 2$$

- *Hole pitch*

$$\begin{aligned} (I_p) &= \frac{I_p}{d_h} \times d_h \\ &= 2 \times 2 \text{ mm} = 4 \text{ mm} \quad (0,004 \text{ m}) \end{aligned}$$

- Luas 1 lubang  $= \frac{\pi}{4} \times d_h^2$   
 $= 0.785 \times (2 \text{ mm})^2$   
 $= 3.14 \text{ mm}^2 (3.14 \times 10^{-4} \text{ m}^2)$
- Jumlah lubang  $= \frac{A_h}{\text{luas 1 lubang}}$   
 $= \frac{0,0150 \text{ m}^2}{3.14 \times 10^{-4} \text{ m}^2}$   
 $= 4.792,1578 \text{ buah.}$   
 $= 4.792 \text{ buah lubang}$

➤ Spesifikasi *Tray*



Gambar C.16.8. Spesifikasi *plate*



---

Diameter <i>tray</i> ( $D_c$ )	=	2,3368	m
	=	92,0000	in
Diameter lubang ( $d_h$ )	=	0,0020	m
	=	0,0787	in
<i>Hole pitch</i> ( $lp$ )	=	0,0040	m
	=	0,1575	in
Jumlah <i>hole</i>	=	4.792,1578	Buah
<i>Turn down ratio</i>	=	90,0000	%
Material <i>tray</i>	=	stainless steel	
Material <i>downcomer</i>	=	stainless steel	
<i>Tray spacing</i>	=	0,6000	m
	=	23,6220	in
<i>Tray thickness</i>	=	0,0030	m
	=	0,1181	in
Panjang <i>weir</i>	=	1,9863	m
	=	78,1998	in
Tinggi <i>weir</i>	=	0,0400	m
	=	1,5748	in
<i>Total pressure drop</i>	=	17.044,7875	Pa
	=	0,1682	atm

---

- **Menentukan Tebal Dinding dan *Head* Menara**

**a. Tebal Dinding**

Data perhitungan :

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

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= 1.2 \times P_{\text{operasi}} \\ &= 1.2 \text{ atm} \quad (17,6400 \text{ psi}) \end{aligned}$$

Material *Stainless Steel (austenitic)* SA 212 Grade B (Perry, 1984)(alasan pemilihan material : mempunyai susunan dan *ductility* yang baik, tahan terhadap korosif, mempunyai *allowable stress* yang besar, harga yang relatif lebih murah.

$$f = 17500 \text{ psi}$$

$$C = 0.125 \text{ in (Brownell and Young, 1959)}$$

$$E = 0.8 \text{ (Brownell and Young, 1959, Tabel 13.2)}$$

$$r = 32.5 \text{ in} = 0.8288 \text{ mm}$$

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0.6 \cdot P} + c \text{ (Brownell \& Young, 1959, pers. 13.10)}$$

$$= \frac{(17.64 \text{ psi})(20 \text{ in})}{(17500 \text{ psi})(0.8) - (0.6)(17.64 \text{ psi})} + 0.125 \text{ in}$$

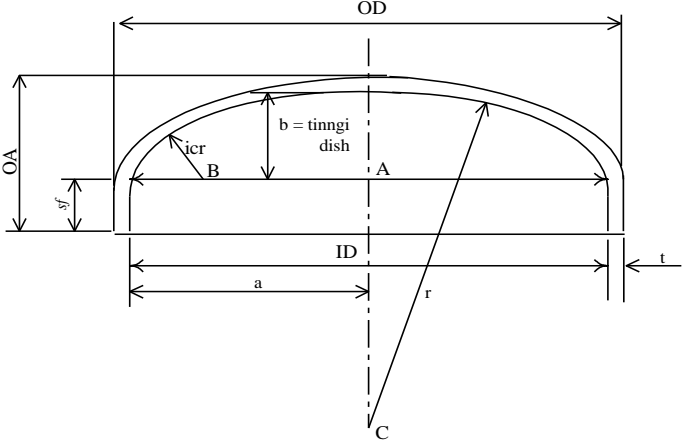
$$= 0,18 \text{ in} \quad (\text{digunakan tebal shell} = 0.25 \text{ in})$$

Keterangan :

$t_s$  = Tebal *shell* (in)

P = Tekanan operasi (psi)

**b. Tebal dan Tinggi Head.**



Gambar C.16.9. Torispherical flanged and dished head

Keterangan:

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

↻ Outside diameter

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + (2 t_s) \\
 &= (92) + (2 \times 0.25) \\
 &= 92 \text{ in} \approx 92 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{↻ } t_h = \frac{0,885 P OD}{2fE - 0,2.P} + c \text{ (Brownell and Young, 1959, pers.13.12)}$$

$$= \frac{0,885(17,64 \text{ psi})(92 \text{ in})}{2(17500 \text{ psi})(0,8) - 2(17,64 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,23 \text{ in (digunakan tebal head} = 0,25 \text{ in)}$$

Keterangan :

$t_h$  = Tebal *head* (in)

P = Tekanan desain (psi)

$r_i$  = Jari-jari *shell* (in)

$\varepsilon$  = Efisiensi pengelasan

C = Faktor korosi (in)

Hubungan dimensi untuk *flanged and dish heads* (Brownell and Young, 1959, fig.5.8, hal. 87). Dari Tabel 5.7 (Brownell & Young, 1959), untuk OD = 92 in diperoleh,  $icr = 5,875$  in dan  $rc = 96$  in, dengan ketebalan *plate* yang digunakan = 0,25 in. Dari Tabel 5.8 Brownell & Young, untuk ketebalan *plate* = 0,3125 in,  $sf = 1.5 - 4$  in dan dipilih  $sf = 3$  in.

#### **Depth of dish (b)**

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

(Eq.5.11, Brownell, 1959.hal.87)

$$b = 96 \text{ in} - \sqrt{(96 - 5,875)^2 - (46 - 5,875)^2}$$

$$= 15,2999 \text{ in}$$

$$= 0,3825 \text{ m}$$

#### **Tinggi Head (OA)**

$$OA = t_h + b + sf \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

$$= (0,3125 + 15,2999 + 3) \text{ in}$$

$$= 18,6124 \text{ in}$$

$$= 0,4653 \text{ m}$$

$$\curvearrowright AB = r_i - icr$$

$$= 46 \text{ in} - 5,875 \text{ in}$$

$$= 40,1250 \text{ in}$$

$$\curvearrowright BC = rc - icr$$

$$= 96 \text{ in} - 5,875 \text{ in}$$

$$= 90,1250 \text{ in}$$

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

$$= \sqrt{(90,1250 \text{ in})^2 - (40,1250 \text{ in})^2}$$

$$= 80,7001 \text{ in}$$

- **Menentukan Tinggi Menara**

Data perhitungan :

Diameter menara

$$(D_c) = 2,3368 \text{ m}$$

$$\text{Volume head tanpa sf} = 0,000049 D_i^3 \quad (\text{Brownell, 1959, Eq. 5.11})$$

$$= 0,000049 (2,3368)^3 = 0,000625 \text{ m}^3$$

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

$$= 3.14/4 \times (92)^2 \times (3)$$

$$= 19,933 \text{ in}^3$$

$$= 0,0001 \text{ m}^3$$

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

$$= 0,000625 + 0,0001$$

$$= 0,0007 \text{ m}^3$$

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

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

dengan:

$$OD = \text{diameter luar dish} = 92 \text{ in}$$

$$icr = \text{corner radius} = 5,875 \text{ in}$$

$$sf = \text{straight flange} = 3 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Blank diameter} &= 92 + (92/24) + (2 \times 2) + (2/3 \times 5,875) \\ &= 104,1071 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk *tray* ke-1 dari bawah :

$$L = 37.522,5185 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_L = 275,0576 \text{ kg/m}^3$$

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

$$= \frac{37.522,5185 \text{ kg/ jam}}{275,0576 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 136,4170 \text{ m}^3/\text{jam} \text{ (2,2736 m}^3/\text{menit)}$$

Waktu tinggal cairan di bawah *tray* terakhir : 5 - 10 menit. (Ulrich, 1984. hal.195). Waktu tinggal cairan dipilih = 5 menit.

$$V_{\text{cairan}} = Q \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 2,2736 \text{ m}^3/\text{menit} \times 5 \text{ menit}$$

$$= 11,3681 \text{ m}^3$$

Tinggicairan dalam *shell* ( $H_L$ ) :

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

$$H_L = \frac{4 \times 11,3681 \text{ m}^3}{3.14 \times (2,3368 \text{ m})^2} = 2,6520 \text{ m}$$

Tinggi Menara:

$$\text{Jarak dari tray teratas} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah tray} = 27$$

$$\text{Tebal tray} = 0.003 \text{ m}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head dengan tebal head} &= OA - sf \\ &= 0,3903 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi di bawah tray terbawah} &= h_L + (OA - sf) \\ &= 2,6520 \text{ m} + 0,3903 \text{ m} \\ &= 3,0423 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= \text{Jarak dari tray teratas} + ((\text{Jumlah tray} - 1) \times (\text{tray} \\ &\quad \text{spacing})) + \text{Tebal tray} + \text{Tinggi head dengan tebal head} \\ &\quad + \text{Tinggi dibawah tray terbawah} \\ &= 1 \text{ m} + [(27 - 1) \times (0.6) \text{ m}] + 0.003 \text{ m} + 0,3903 \text{ m} + \\ &\quad 3,0423 \text{ m} \\ &= 20,03 \text{ m} \\ &= 65,7335 \text{ ft} \end{aligned}$$

Berat head.

$$\begin{aligned} W_h &= \frac{\pi d^2 t \rho}{4 \cdot 1728} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})(F.65) \\ &= \frac{3.14 (104,1071 \text{ in})^2 \cdot (5/16 \text{ in}) \cdot (50.647)}{4 \times 1728} \\ &= 77,9275 \text{ lb} = 35,3474 \text{ kg} \end{aligned}$$

Keterangan:

$W_h$  = Berat *head*, lb

$d$  = *Blank diameter head*, in

$t$  = Tebal *head*, in

$\rho$  = Densitas material *head*, lb/ft<sup>3</sup>

- **Ratio L/D**

Tinggi kolom total = 20,03 m

Diameter kolom = 2,3368 m

$$\text{Ratio } \frac{L}{D} = \frac{20,03 \text{ m}}{2,3368 \text{ m}} = 8,5715$$

Nilai tersebut masih memenuhi batasan L/D.

Tabel C.16.13. Spesifikasi Menara Distilasi

Nama	: Menara Distilasi
Kode	: DC-301
Fungsi	: Untuk memisahkan antara liquid diphenylamine : dengan anilin dan nitrobenzen
Type	: <i>Sieve tray</i> Kolom : Stainless steel SA 212 Grade B
Bahan	: (Perry, 1984) : <i>Plate</i> : Stainless steel SA 212 Grade B
Aliran	: <i>Cross Flow</i>
Diameter	: 2.3368 m
Tinggi	: 20.0356 m
Tebal	: 0.2500 in



<i>p weir</i>	:	1.9863	m
<i>h weir</i>	:	0.0400	m
<i>t plate</i>	:	0.0030	m
<i>Plate spacing</i>	:	0.6000	m
Jumlah <i>plate</i>	:	27	buah
Letak umpan	:	6	plate ke-
Diameter <i>hole</i>	:	0.0020	m
Jumlah <i>hole</i>	:	4,792.1578	buah
Tekanan	:	1.2000	atm

---

### 17. Kondensor-302 (CD-302)

Fungsi                      Mengkondensasikan uap keluaran MD-301

Jenis                         *Shell and Tube Heat Exchanger*

Annulus                    Fluida dingin =            *Cooling Water*

Laju alir, W =             75.128,4755                kg/jam

$t_1 =$                         30                                °C

$t_2 =$                         50                                °C

Pipe                         Fluida Panas =            *Produk reaktor*

Laju alir, W =             17.316,6027                kg/jam

$T_1 =$                         193,09                         °C

$T_2 =$                         182,44                         °C

**Beban panas CD-301**

$$Q = 6.278.570,7828 \quad \text{kJ/jam}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 265,88 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**Area heat transfer**

Overall heat transfer

Dari tabel 8 (Kern, 1965) dipilih  $U_d$  untuk

Hot fluid = Light Organics

Cold fluid = Cooling Water

Range  $U_d$  = 75-150

dipilih  $U_d$  = 100 Btu/hr ft<sup>2</sup> °F

Area perpindahan panas (*surface area*)

$$A = \frac{Q}{U_d \Delta T_{LMTD}} = 223,8144 \text{ ft}^2$$

Pemilihan tube (tabel 10. Kern)

L = 12 ft

OD = 0,75 in

BWG = 16

a" = 0,1963 ft<sup>2</sup>/ft

ID t = 0,620 in

Jumlah tube (Nt) =  $A / (L \times a")$  = 95,0137 buah

*Prarancangan Pabrik Diphenylamine dari Konversi Fase Uap Anilin  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun  
Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung*

Diambil jumlah tube sebanyak 92 buah dengan *pass*1 dan susunan *triangular pitch* 1 inch.

Koreksi koefisien UD

$$A = N_t \times L \times a'' = 216,7152 \text{ ft}^2$$

$$UD = Q/(A \times \Delta t) = 103,2758 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

Data desain

Shell Side		Tube Side			
ID (in) =	12	Nt =	92	L (ft) =	12
Bs (in) =	6	OD (in) =	0,75	BWG =	16
Passes =	1	ID (in) =	0,620	Passes =	2
		Pitch (in) =	1		triangular pitch

### Pressure Drop

$$v = 3,8510 \text{ ft/s}$$

#### *Tube*

$$g' = 32,2 \text{ ft/s}^2$$

$$\Delta Pt' = 0,9211$$

$$\Delta Pt = \frac{0,5 \cdot f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \Phi}$$

$$\Delta PT = 0,6558 + 0,9211 = 1,5769 \text{ psi}$$

$$Gt = 858.437,7878$$

$$\mu = 0,5542 \text{ cp} = 1,3407 \text{ lb/ft.h}$$

$$Re_t = \frac{Dt \times Gt}{\mu} = 33.082,5462$$

#### *Shell*

$$s = 1 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e S \phi_s}$$

$$\Delta Pt = 0,6558 \text{ psi}$$

$$\mu = 0,3181 \text{ cp} = 0,7695 \text{ lb/ft.h}$$

$$\Delta Pt' = \frac{4n}{s} \frac{V^2}{2g'}$$

$$Re_s = 24.144,2284$$

$$f = 0,0017 \text{ ft}^2$$

$$s = \rho/62,5 = 0,8712 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$N+1 = 12L/B = 24$$

$$De = 0,73/12$$

$$\rho = 54,4505 \text{ lb/ft}^3$$

$$\Delta P_s = 0,6878 \text{ psi}$$

Tabel 17.1. Spesifikasi Condensor (CD-302)

	Shell		
	Diameter dalam (ID) =	12	in
	<i>Baffle space</i> (B) =	6	in
	<i>Passes</i> =	1	
	Tube		
	Diameter luar (OD) =	0,75	in
	Diameter dalam (ID) =	0,62	in
	Susunan <i>tube</i> =	triangular pitch	
	<i>Pitch</i> (Pt) =	1	in
	Panjang <i>tube</i> (L) =	12	ft
	Jumlah tube =	92	buah
	<i>Passes</i> =	1	
	Overall		
	Ud =	103,2758	
	Coefficients	Uc =	365,6571
	(Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)		
	Fouling Factors	Rd =	0,0069
	(jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	Rd required =	0,001
	<i>Pressure drop</i>	$\Delta P$ <i>Shell</i> =	0,6878 psi
		$\Delta P$ <i>tube</i> =	1,5769 psi

**18. Accumulator (AC-301)**

Fungsi : Menampung embunan yang berasal dari kondensor ( CD-302)

Jenis : Tangki silinder dengan tutup *torispherical*

Jumlah : 1 buah

Kondisi operasi = Tekanan	=	0,95	atm
		Temperatur	= 182 C
		Laju alir massa	= 15.506,59 kg/jam
		Densitas	= 1.900,26 kg/m <sup>3</sup>

**Kapasitas**

Kecepatan volumetris cairan :

$$Q_L = W / \rho$$

$$Q_L = 8,16 \quad \text{m}^3/\text{jam}$$

$$Q_L = 0,13 \quad \text{m}^3/\text{menit}$$

Volume

Liquid,  $V_L$

Waktu tinggal cairan 5 -15 menit (Tabel 5.1, Evans)

Diambil :

$$t = 10 \quad \text{menit}$$

$$V_L = Q_L \times t$$

$$V_L = 1,36 \quad \text{m}^3$$

$$V_L = 48,03 \quad \text{ft}^3$$

Volume accumulator :

Safety factor = 20 %

$$V_A = 1,7 \quad m^3$$

$$V_A = 103.743,3 \quad in^3$$

$$V_A = 60,04 \quad ft^3 \quad 449,13 \quad gal$$

### Dimensi akumulator

Untuk akumulator  $3 < L/D < 5$  (Evans, 1974)

Diambil :

$$L/D = 3$$

Volume shell

$$V_{shell} = \frac{1}{4} \pi D^2 L$$

$$V_{shell} = 2,355 \quad D^3 \quad in^3$$

Volume head :

$$V_{head} = 0,00005 \quad D^3 \quad ft^3$$

$$V_{head} = 0,085 \quad D^3 \quad in^3$$

Volume straight flange :

$$V_{sf} = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot sf}{4}$$

$$sf = 2 \quad in$$

$$V_{sf} = 1,570 \quad D^2 \quad in^3$$

Volume accumulator :

$$V_A = V_{\text{shell}} + 2.V_{\text{head}} + 2.V_{\text{sf}}$$

$$V_A = 2,355 D^3 + 0,169 D^3 + 3,140 D^2$$

$$V_A = 2,524 D^3 + 3,140 D^2$$

Trial :

$$D = 34,5 \text{ in}$$

$$103.743,29 = 103.743,29$$

$$0$$

$$D = 34,5 \text{ in}$$

$$D_{\text{standar}} = 35 \text{ in}$$

$$D_{\text{standar}} = 2,9 \text{ ft}$$

$$L = 105 \text{ in}$$

$$L = 8,75 \text{ ft}$$

Koreksi volume accumulator :

$$V_{\text{shell}} = \frac{1}{4} \pi D_{\text{standar}}^2 \cdot L$$

$$V_{\text{shell}} = 100.970,63 \text{ in}^3$$

$$V_{\text{shell}} = 58,43 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{head}} = 0,000049 D_{\text{standar}}^3$$

$$V_{\text{head}} = 0,0012 \text{ ft}^3$$

$$V_{sf} = \frac{\pi \cdot D_{\text{standar}}^2 \cdot sf}{4}$$

$$V_{sf} = 1.923,25 \quad \text{in}^3$$

$$V_{sf} = 1,113 \quad \text{ft}^3$$

$$V_{A,\text{kor}} = V_{\text{shell}} + 2 \cdot V_{\text{head}} + 2 \cdot V_{sf}$$

$$V_{A,\text{kor}} = 60,66 \quad \text{ft}^3$$

### Tekanan desain

$$P_{\text{operasi}} = 14,696 \quad \text{psi}$$

$$P_{\text{design}} = 1,5 \times P_{\text{operasi}} \quad (\text{Megyesy, hal 16})$$

$$P_{\text{design}} = 22,044 \quad \text{psi}$$

### Ketebalan dinding Vessel

$$t_s = \frac{P_d \cdot d_i}{2(f \cdot E - 0,6 \cdot p_d)} + C$$

$t_s$  = ketebalan dinding shell, in

$P_d$  = tekanan desain, psi

$d_i$  = diameter tangki, in

$f$  = nilai tegangan material, psi

digunakan material Sainlist Steel SA-283 Grade C

= 18750 psi (tabel 13.1, Brownell and Young, 1959)



E = efisiensi sambungan  
 = 0,85 jenis sambungan las  
 (single-welded butt joint with backing strip, no radiographed )

C = korosi yang diizinkan (corrosion allowance)  
 = 0,25 in/20 tahun (tabel 6, Timmerhaus,1991:542)

$$t_s = 0,274 \text{ in}$$

$$t_s = 0,313 \text{ in} \quad (\text{tebal plat standar})$$

### **Ketebalan torispherical head**

Ketebalan minimum head:

Menentukan nilai stress intensification untuk torispherical dished head dengan menggunakan persamaan (Brownell and Young, 1959):

$$w = \frac{1}{4} \times \left( 3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) \quad (\text{Brownell and Young, 1959.hal.258})$$

$$OD = ID + 2 t_s$$

$$OD = 35,63 \text{ in} = 36 \text{ in}$$

$$OD = 2,97 \text{ ft}$$

dari tabel 5.7 Brownell and Young, 1959, untuk  $t_s = 0,313$  in dan  $OD = 36$  in diperoleh :

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

$$icr = 2,25 \text{ in}$$

sehingga:

$$w = 1,75 \text{ in}$$

Menentukan tebal *head* dengan menggunakan persamaan (Brownell and Young, 1959,hal. 258):

$$t_h = \frac{P.r_c.w}{2fE - 0,2P} + C$$

$$t_h = 0,294 \quad \text{in}$$

$$t_h = 0,313 \quad \text{in}$$

in, Dari Tabel 5.8 (Brownell and Young, 1959)

Untuk  $t_h = 0,313$  diperoleh:

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

Direkomendasikan nilai  $sf = 3,5$

Keterangan :

$t_h$	Tebal head (in)
P	Tekanan desain (psi)
$r_c$	Radius knuckle, in
$icr$	Inside corner Radius ( in)
$w$	stress-intensitication factor
E	Effisiensi pengelasan
C	Faktor korosi (in)

### Tinggi Vessel

Tinggi shell:

$$L = 105 \quad \text{in}$$

$$L = 8,75 \quad \text{ft}$$

Tinggi dish:

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

$$b = 5,89 \quad \text{in}$$

Tinggi Head (OA):

$$OA = th + b + sf \quad (\text{Brownell and Young, 1959. hal. 87})$$

$$OA = 9,7 \quad \text{in}$$

$$OA = 0,81 \quad \text{ft}$$

Panjang total *Accumulator*

$$L_{\text{total}} = L + 2.H_{\text{head}}$$

$$L_{\text{total}} = 10,37 \quad \text{ft}$$

Tabel C.18.1. Spesifikasi AC-303

Alat	<i>Accumulator</i>	
Kode	AC – 301	
Fungsi	Menampung sementara cairan CD-303	
Jenis	Tangki silinder dengan tutup <i>torispherical</i>	
	Carbon Steel SA-283	
Bahan Konstruksi	Grade C	
Kapasitas	60,66	ft <sup>3</sup>
Dimensi	OD	2,97 ft

	$L_{total}$	10,37 ft
	$t_s$	0,313 in
	$t_h$	0,313 in
Jumlah	1	buah

---

### 19. Pompa (PP– 304)

Tabel C.19.1. Spesifikasi Pompa (PP– 304)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan keluaran Accumulator (Ac-301) menuju <i>distilasi</i> (DC-301) (Refluks)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic)</i> AISI tipe 316
Kapasitas	13,3797 gpm
Efisiensi Pompa	55 %
Dimensi	NPS = 0,75 in <i>Sch</i> = 40 in Beda ketinggian: 5,00m
Power motor	0,75 hp
NPSHA	22,0633 m

---

## 20. Pompa (PP– 305)

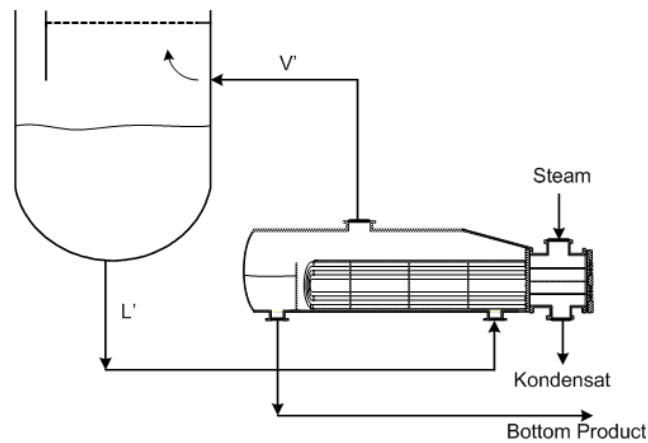
Tabel C.20.1. Spesifikasi Pompa (PP– 305)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan keluaran Accumulator (AC-301) menuju Mix Point (MP-101)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic) AISI tipe 316</i>
Kapasitas	16,5659 gpm
Efisiensi Pompa	57,5 %
Dimensi	NPS = 3 in <i>Sch</i> = 40 in Beda ketinggian: 20 m
Power motor	8 hp
NPSHA	26,38 m

## 21. Reboiler (RB-301)

Fungsi : Memanaskan kembali dan menguapkan sebagian produk bawah MD–301 untuk dikembalikan lagi ke dalam kolom distilasi.

Jenis : *Kettle reboiler*



Gambar C.21.1 Kettle reboiler

*Data design**Shell :*

Fluida dingin = *Keluaran bottom MD-301*

Laju alir,  $w$  = 7.575,7576 kg/jam

$t_1$  = 301,21°C (574,17°F)

$t_2$  = 301,21°C (574,17°F)

*Tube :*

Fluida panas = Hot Oil

Laju alir,  $W$  = 6.049,0582 kg/jam

$T_1$  = 350°C (662°F)

$T_2$  = 350 °C (662°F)

**a. Beban panas reboiler – 301**

$Q$  = 9.941.486,2755 kJ/jam

= 9.422.673,8532 Btu/jam

**b.  $\Delta t$  LMTD**

Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin(°F)	$\Delta t$ (°F)
662	Temperatur Tinggi	574,17	87,83
662	Temperatur Rendah	574,17	87,83
0	<i>Difference</i>	0	0

$$\Delta t_{\text{LMTD}} = \textit{isothermal boiling}$$

$$= 87,83^{\circ}\text{F}$$

$$T_c = (662+662)/2 = 662^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = (574,17+574,17)/2 = 574,17^{\circ}\text{F}$$

**c. Area heat transfer**

*Overall heat transfer :*

Dari tabel 8 (Kern, 1965) dipilih  $U_d$  untuk

*hot fluid* = *heavy organics*

*cold fluid* = *light organics*

Range  $U_d$  = 30 -60 BTU/j ft<sup>2</sup> °F

dipilh  $U_d$  = 45 BTU/j ft<sup>2</sup> °F

Area perpindahan panas (*surface area*)

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta t}$$

$$= 2.384,1517 \text{ ft}^2$$

Spesifikasi *tube* (Tabel 10, Kern) :

L = 16 ft

BWG = 16

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

$$a'' = 0,2618 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Jumlah *tube* :

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a''}$$

$$= 569,1730 \text{ tube}$$

Digunakan jumlah *tube* standar :

$$N_t = 562 \text{ buah} \quad (\text{tabel 9, Kern})$$

$U_D$  koreksi :

$$A = N_t \times L \times a''$$

$$= 2.354,1056 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \cdot \Delta t}$$

$$= 45,5743 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^\circ\text{F}$$

Spesifikasi RB-301, (tabel 9 dan tabel 10, Kern) :

<i>Shell</i> (Keluaran bawah DC-301)	<i>Tube</i> (Steam)
ID = 35 in	Jumlah (Nt) = 562
<i>Pass</i> = 1	Panjang = 16 ft
B = 17,5 in	OD = 1 in
	ID = 0,87 in
	BWG = 16
	<i>Pitch</i> ( $P_T$ ) = 1,25 in triangular
	<i>Pass</i> = 4
	$a''_t = 0,591 \text{ in}^2$



**Tube (Fluida dingin/Water)****Flow Area**

$$a't = 0,591 \text{ in}^2$$

$$at = Nt.a't/144n = 0,5766 \text{ ft}^2$$

**Kecepatan Massa**

$$Gt = W/at = 23.127,1957 \text{ lb/jam.ft}^2$$

**Bilangan Reynold**

$$\mu = 0,0440 \text{ cp} = 0,1065 \text{ lb/jam.ft}$$

$$ID = 0,87/12 = 0,0725 \text{ ft}$$

$$Re = Gt.De/\mu = 15.746,8228$$

**jH (Fig.28, Kern)**

$$j_H = 80$$

$$C_P = 0,6400 \text{ btu/lbm.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,0550 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F}$$

$$h_i = j_H.(k/ID).(C_P.\mu/k)^{1/3}$$

$$= 65,1843 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

$$h_{io} = 56,7104 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

**Shell (Fluida panas/Produk reaktor)****Flow Area**

$$\text{Asumsi: } h_o = 300 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

**Menentukan temperatur dinding, Tw**

$$T_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o}(T_c - t_c) = 588,14 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_w = t_w - t_c = 13,96 \text{ }^\circ\text{F}$$

Dari fig. 15.11 Kern, diperoleh nilai

$$h_v = 400 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}.$$

Nilai  $h_v > 300$ . Maka digunakan:

$$h_o = 300 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

*Clean Overall*

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} = 47,6945 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

Faktor pengotor,  $R_d$

$$R_d = U_c - U_D / U_c \cdot U_D = 0,001 \text{ hr.ft}^2\text{ }^\circ\text{F/Btu}$$

Maksimum Flux,  $F = \frac{Q}{A} = 4.002,6556 \text{ Btu/jam.ft}^2$

Nilai  $F < 12.000 \text{ Btu/jam.ft}^2$  (nilai fluks maksimum yang diijinkan).

Maka RB-301 aman untuk dioperasikan

### Menghitung Pressure Drop $\Delta P$

#### Shell :

Pada perancangan ini digunakan reboiler tipe *Kettle Reboiler*, dari hal 475 (Kern, 1965) *pressure drop* di dalam *shell* diabaikan. Dasar menara distilasi berhubungan dengan reboiler, jika letak reboiler berada di bawah tinggi cairan yang berada di kolom menara, maka terdapat tekanan hidrostatis untuk mengalirkan cairan dari kolom menara ke reboiler dengan kecepatan yang relatif kecil. Oleh sebab itu *pressure drop* dapat diabaikan, karena letak *reboiler* harus sejajar dengan tinggi cairan yang berada di kolom menara.

#### Tube :

$$f = 0,00025 \quad (\text{figure 26, Kern})$$

*specific gravity* :

$$s = 0,7700 \quad (\text{figure 6, Kern})$$

$$\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \cdot 10^{10} \times D \times s \times \Phi_t}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{0,00025 \times 23.127,1957^2 \times 16 \times 4}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,0725 \times 0,7700 \times 1} \\ &= 0,0029 \text{ psi} < 1 \text{ psi (memenuhi)} \end{aligned}$$

Table.C. 21.1. Spesifikasi Reboiler (RB-301)

	Shell		
	Diameter dalam (ID) =	35	in
	<i>Baffle space</i> (B) =	17,5	in
	<i>Passes</i> =	1	
	Tube		
Dimensi	Diameter luar (OD) =	1	in
	Diameter dalam (ID) =	0,87	in
	Susunan <i>tube</i> =	triangular pitch	
	<i>Pitch</i> (Pt) =	1,25	in
	Panjang <i>tube</i> (L) =	16	ft
	Jumlah <i>tube</i> =	562	buah
	<i>Passes</i> =	4	
Overall	<hr/>		
Coefficients (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	Ud =	45,5743	
	Uc =	47,6945	
Fouling Factors (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	Rd =	0,001	
	Rd required =	-	
<i>Pressure drop</i>	$\Delta P$ <i>Shell</i> =	neglected	
	$\Delta P$ <i>tube</i> =	0,0029	psi

## 22. Pompa (PP– 306)

Tabel C.22.1. Spesifikasi Pompa (PP– 306)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan keluaran reboiler (RB-301) menuju Cooler (CO-301)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic) AISI tipe 316</i>
Kapasitas	100,4562 gpm
Efisiensi Pompa	42 %
Dimensi	NPS = 2 in Sch = 40 in Beda ketinggian: 5,00 m
Power motor	7,5 hp
NPSHA	13,30 m

## 23. Cooler (CO-301)

**Fungsi** Mendinginkan keluaran bawah RB-301

**Jenis** *Shell and Tube Heat Exchanger*

Shell	Fluida dingin =	<i>Cooling Water</i>
Laju alir, W =	34.532,4443	kg/jam
t <sub>1</sub> =	30	°C
t <sub>2</sub> =	50	°C

Tube	Fluida Panas =	<i>Produk RB-301</i>
Laju alir, W =	7.575,7576	kg/jam
T <sub>1</sub> =	301,21	°C
T <sub>2</sub> =	125	°C

### Beban panas CD-301

$$Q = 2.885.915,0210 \text{ kJ/jam} = 2.735.270,2569 \text{ Btu/jam}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 142,8629 \text{ }^\circ\text{C} = 289,15 \text{ }^\circ\text{F}$$

### Area *heat transfer*

Overall heat transfer

Dari tabel 8 (Kern, 1965) dipilih U<sub>d</sub> untuk

Hot fluid = Heavy Organics

Cold fluid = Cooling Water

Range U<sub>d</sub> = 5 – 75

dipilih U<sub>d</sub> = 50 Btu/hr ft<sup>2</sup> °F

Area perpindahan panas (*surface area*)

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}} = 189,1917 \text{ ft}^2$$

## a. Pemilihan tube (tabel 10. Kern)

$$\begin{aligned}
 L &= 12 \text{ ft} \\
 OD &= 0,75 \text{ in} \\
 BWG &= 16 \\
 a'' &= 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \\
 ID \text{ t} &= 0,620 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$b. \text{ Jumlah tube (Nt)} = A/(L \times a'') = 80,3157 \text{ buah}$$

Diambil jumlah *tube* sebanyak 82 buah dengan *pass* 1 dan susunan *triangular pitch* 1 inch.

## c. Koreksi koefisien UD

$$A = Nt \times L \times a'' = 193,1592 \text{ ft}^2$$

$$UD = Q/(A \times \Delta t) = 48,9730 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Data desain

Shell Side		Tube Side		
ID (in) =	12	Nt =	82	L (ft) = 12
Bs (in) =	12	OD (in) =	0,75	BWG = 16
Passes =	1	ID (in) =	0,620	Passes = 2
		Pitch (in) =	1	triangular pitch

**Tube (Fluida dingin/Water)****Flow Area**

$$a't = 0,3020 \text{ in}^2$$

$$at = Nt.a't/144n = 0,0860 \text{ ft}^2$$

**Kecepatan Massa**

$$Gt = W/at = 885.391,8934 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$V = Gt/3600\rho = 3,9719 \text{ ft/s}$$

$$hi = 1000 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

(fig. 25, Kern)

$$hio = hi \times (ID/OD)$$

$$= 822,6667 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

**Shell (Fluida panas/Produk reaktor)****Flow Area**

$$C'' = \text{Pitch-OD} = 0,2500 \text{ in}$$

$$a = ID.C''.B/144Pt = 0,3048 \text{ ft}^2$$

**Kecepatan Massa**

$$Gs = W/as = 66.807,0952 \text{ lb/jam.ft}^2$$

**Bilangan Reynold**

$$\mu = 0,3708 \text{ cp} = 0,8973 \text{ lb/jam.ft}$$

$$De = 0,73/12 = 0,0608 \text{ ft}$$

$$Re = Gt.De/\mu = 4.529,0708$$

**j<sub>H</sub> (Fig.28, Kern)**

$$j_H = 30$$

$$C_p = 2,1840 \text{ kJ/kg.}^\circ\text{C}$$

$$= 0,5216 \text{ btu/lbm.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,0997 \text{ W/m.K}$$

$$= 0,0576 \text{ Btu/hr.ft. }^\circ\text{F}$$

$$ho = j_H.(k/ID).(C_p.\mu/k)^{1/3}$$

$$= 57,1164 \text{ Btu/(hr)(ft}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

*Clean Overall*

$$\Delta PT = 1,5571 \text{ psi}$$

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} = 53,4252 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{°F}$$

Faktor pengotor,  $R_d$

$$\begin{aligned} R_d &= U_c - U_D / U_c \cdot U_D \\ &= 0,0017 \text{ hr.ft}^2\text{°F/Btu} \end{aligned}$$

### Pressure Drop

#### *Tube*

$$\Delta Pt = \frac{0,5 \cdot f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \Phi}$$

$$Gt = 885.391,8934$$

$$\mu = 0,5542 \text{ cp} = 1,3407 \text{ lb/ft.h}$$

$$Ret = \frac{Dt \times Gt}{\mu} = 409.455,6685$$

$$s = 1 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$f = 0,00012$$

$$\Delta Pt = 0,8371 \text{ psi}$$

$$\Delta Pt' = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g}$$

$$\frac{v^2}{2g} = 0,09 \text{ (dari fig. 27 Kern)}$$

$$\Delta Pt' = 0,7200 \text{ psi}$$

#### *Shell*

$$\Delta Ps = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e S \phi_s}$$

$$\mu = 1,1330 \text{ cp} = 2,7408 \text{ lb/ft.h}$$

$$Res = 1.482,7928$$

$$f = 0,0030 \text{ ft}^2$$

$$N+1 = 12L/B = 12$$

$$\rho = 62,7531 \text{ lb/ft}^3$$

$$s = \rho/62,5 = 1,0041 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$De = 0,73/12 = 0,0608 \text{ ft}$$

$$Ds = 13,25/12 = 1 \text{ ft}$$

$$\Delta Ps = 0,0504 \text{ psi}$$



Tabel. C.23.1. Spesifikasi Cooler (CO-301)

	Shell		
	Diameter dalam (ID) =	12	in
	<i>Baffle space</i> (B) =	12	in
	<i>Passes</i> =	1	
	Tube		
Dimensi	Diameter luar (OD) =	0,75	in
	Diameter dalam (ID) =	0,62	in
	Susunan <i>tube</i> =	triangular pitch	
	<i>Pitch</i> (Pt) =	1	in
	Panjang <i>tube</i> (L) =	12	ft
	Jumlah tube =	82	buah
	<i>Passes</i> =	1	
Overall			
Coefficients (Btu/jam.ft <sup>2</sup> .°F)	Ud =	48,9730	
	Uc =	53,4252	
Fouling Factors (jam.ft <sup>2</sup> .°F/Btu)	Rd =	0,0017	
	Rd required =	0,001	
<i>Pressure drop</i>	$\Delta P$ <i>Shell</i> =	0,0504	psi
	$\Delta P$ <i>tube</i> =	1,5571	psi

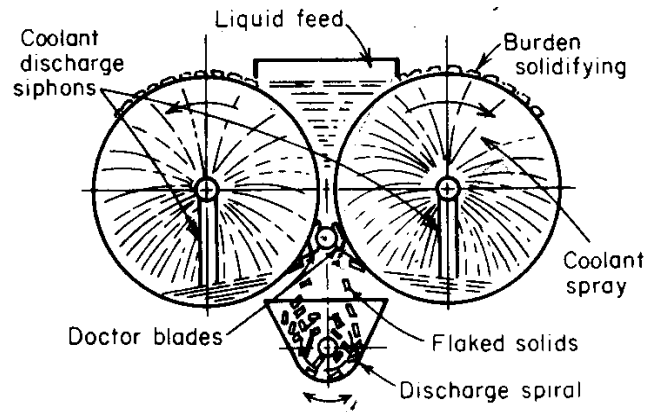
**24. Pompa (PP– 307)**

Tabel C.24.1. Spesifikasi Pompa (PP– 307)

Alat	Pompa
Fungsi	Mengalirkan keluaran dari Cooler (CO-301) ke Drum Flaker
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic) AISI tipe 316</i>
Kapasitas	90,20 gpm
Efisiensi Pompa	68 %
Dimensi	NPS = 2 in Sch = 40 in Beda ketinggian: 3,00 m
Power motor	5 hp
NPSHA	24,05 m

**25. Drum Flaker (DF-301)**

- Tugas : memadatkan produk Diphenyl amsebanyak 7575.8 kg/jam yang keluar dari cooler dengan menurunkan suhu dari 125°C menjadi 40°C
- Jenis : Rotaring drum (twin drum)



Gambar C.25.1 Skema aliran bahan Drum flaker

Kondisi operasi :

Tekanan = 1 atm

Suhu = 125 - 40°C

Data :

Titik beku (pemadatan) = 53°C

Panas pemadatan = 25.2 kkal/kg

Cp cair = 0.443 kkal/kg.°C

Cp padat = 0.443 kkal/kg.°C

Pendingin : menggunakan air

Suhu masuk = 30°C

Suhu keluar = 50°C

Dengan mengasumsi :

- Padatan yang terbentuk dalam keadaan kering
- Tidak ada slip padatan akibat putaran drum

**a. Beban panas total,**

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3$$

dengan :

$Q_1$  = panas sensibel liquid dari 125°C menjadi 53°C

$Q_2$  = Panas pematatan (perubahan fase) pada 53°C

$Q_3$  = Panas sensibel padatan dari 53°C menjadi 40°C

Laju alir umpan = 7575.76 kg/jam

$$\begin{aligned} Q_1 &= m \text{ cp } \Delta T \\ &= (7575.76 \text{ kg/j}) (0.443 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C}) (125 - 53)^\circ\text{C} \\ &= 241.636,4 \text{ kkal/jam} \\ Q_2 &= m \cdot H_m \\ &= (7575.76 \text{ kg/j}) (25.2 \text{ kkal/kg}) \\ &= 190.909,1 \text{ kkal/jam} \\ Q_3 &= m \text{ cp } \Delta T \\ &= (7575.76 \text{ kg/j}) (0.443 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C}) (53 - 40)^\circ\text{C} \\ &= 43.629 \text{ kkal/jam} \\ Q &= 241.636,4 + 190.909,1 + 43629 \\ &= 476.174,2 \text{ kkal / jam} \\ &= 1.889.580,327 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

**b. Kebutuhan Pendingin**

Pendingin yang dipakai adalah air

$$\text{Suhu masuk} = 30^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu keluar} = 50^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu rata-rata} = (30 + 50)/2 = 40^\circ\text{C}$$

Sifat-sifat fisis air pada 40°C

- $c_p = 1 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C}$
- $\mu = 0.65 \text{ cp} = 2.338 \text{ kg/j.m}$
- $k = 0.360 \text{ Btu/j.ft.}^\circ\text{F}$
- $\rho = 998 \text{ kg/m}^3$

Kebutuhan air,

$$W = \frac{Q}{C_p \times (t_2 - t_1)}$$

$$W = \frac{476.174,2}{1 \times (50 - 30)}$$

$$= 23.808,71 \text{ kg/jam}$$

**c. Menentukan luas perpindahan**

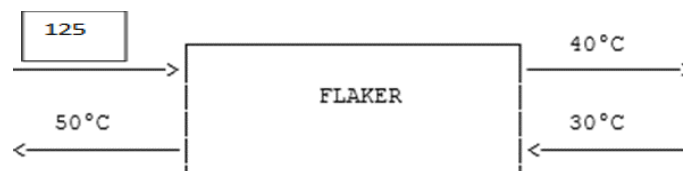
Untuk solidification point pada suhu sekitar 53°C, heat flux sebesar 2500 Btu/j ft<sup>2</sup> (Perry 1984, p.11-44)

Luas transfer panas :

$$A = \frac{Q}{\text{heat flux}}$$

$$A = \frac{1.889.580,33}{2500}$$

$$= 755,83 \text{ ft}^2$$



Gambar C.21.2. Proses transfer panas

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{(T_1 - T_2) - (t_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{(125 - 40) - (50 - 30)}{\ln \frac{125 - 40}{50 - 30}}$$

$$= 44,92 \text{ }^\circ\text{C} = 112,86 \text{ }^\circ\text{F}$$

**d. Koefisien transfer panas**

$$UD = \frac{Q}{A \times \Delta T \text{ LMTD}}$$

$$UD = \frac{1.889.580,32}{755,83 \times 112,86}$$

$$= 22,15 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F}$$

**e. Menentukan diameter drum**

Karena flaker menggunakan dua drum, maka luas drum masing-masing :

$$A = \frac{755,83}{2}$$

$$= 377,91 \text{ ft}^2$$

Ditentukan :  $L/D = 1$

L = panjang drum

D = diameter drum

Luas 1 drum :  $A = \pi \cdot D \cdot L$

$$= \pi \cdot D^2$$

$$D = \sqrt{\frac{A}{\pi}}$$

$$D = \sqrt{\frac{377,91}{\pi}}$$

$$= 6,06 \text{ ft} = 1,85 \text{ m} \approx 1,85 \text{ m}$$

$$\text{Jadi diameter drum} = 1,85 \text{ m}$$

$$\text{panjang drum} = 1,85 \text{ m}$$

**f. Menentukan kecepatan putaran drum**

$$\text{Laju umpan masuk} = 7575.8 \text{ kg/j}$$

$$\text{Rapat massa} = 1075 \text{ kg/m}^3$$

Kecepatan alir volumetrik :

$$FV = \frac{\text{laju alir umpan}}{\text{rapat massa}}$$

$$FV = \frac{7575.8}{1075}$$

$$= 7.047 \text{ m}^3/\text{j}$$

Dari Perry 1984, ketebalan cake untuk twin drum antara 0,4 - 6 mm

Diambil ketebalan rata-rata,  $t = 5 \text{ mm} = 0.005 \text{ m}$

Volume padatan tiap putaran drum :

$$Fv1 = t \cdot (\pi D L)$$

$$= (0.005 \text{ m}) (\pi) (1,85 \text{ m}) (1,85 \text{ m})$$

$$= 0,054 \text{ m}^3/\text{putaran}$$

Jumlah putaran drum dalam 1 jam operasi :

$$N = \frac{Fv}{Fv1}$$

$$N = \frac{7,704}{0,054}$$

$$= 131,71 \text{ putaran/j} = 2,19 \text{ rotasi per menit} \approx 2,2 \text{ rpm}$$

**g. Menentukan power motor penggerak drum**

Power motor dihitung dengan persamaan (Perry, 1984)

$$P = n \cdot D^2$$

dengan n antara 0.1 sampai 1

$$\text{Diambil } n = 0.5$$

$$P = (0.5) (1,85 / 0.3048)^2$$

$$= 18,34 \text{ Hp}$$

Dipakai power motor = 18 Hp

Untuk 2 drum P = 36 Hp

Tabel C.25.1. Spek Drum Flaker (DF-301)

Memadatkan produk Diphenylamine dengan menurunkan			
Fungsi	suhu		
Kode	DF-301		
Spesifikasi	material	316 SS	
	Panjang	6,1	ft
	Diameter	6,1	ft
	Luas permukaan	377,9	ft <sup>2</sup>
	Kecepatan putaran	7.0	m <sup>3</sup> /jam
	Horse Power	18,34	Hp

## 26. Screw Conveyor (SC – 301)

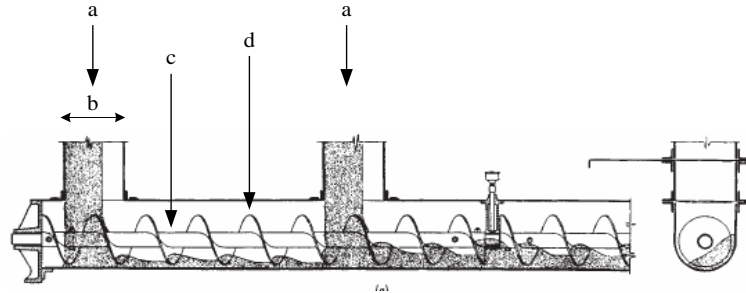
Fungsi : Mengangkut Diphenylamine dari Drum Flaker (DF-301) ke

Unit Pengantongan dengan kapasitas = 7.575,758 kg/jam



$$= 16.701,77 \text{ lb/jam.}$$

Jenis : *Helicoid screw conveyor*



Gambar C.26.1. *Screw conveyor* (perry's, 1984)

Perhitungan

$$\text{Kapasitas} = \text{laju alir massa} = 7.575,758 \text{ kg/jam} = 16.701,77 \text{ lbm/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 1.200 \text{ kg/m}^3 = 80,7356 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Laju valumetrik} = \frac{16.701,77}{80,7356} = 206,87 \text{ ft}^3/\text{jam} = 3,447 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

*Over design* adalah 20 % (Tabel 6. Timmerhaus, 1991:38)

$$\text{Kapasitas desain} = 1,2 \times 3,447 \text{ ft}^3/\text{menit} = 4,1374 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$= 248,244 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 1,2 \times \frac{7.575,758 \text{ kg}}{1000} = 9,09 \text{ ton/jam}$$

$$\text{Dipilih kapasitas} = 10 \text{ ton/jam} \quad (\text{Tabel 21-6, Perry's, 1999})$$

$$\text{Panjang conveyor} = 15 \text{ ft} = 4,572 \text{ m} \quad (\text{Tabel 21-6, Perry's, 1999})$$

$$\text{Material Class} = \text{H37WZ} \quad (\text{Tabel 21-4, Perry's, 1999})$$

$$\text{Sehingga untuk } 25 \% \text{ lumps} = 1,5 \text{ in} \quad (\text{Tabel 21-5, Perry's, 1999})$$

$$\text{Diameter screw} = 10 \text{ in} \quad (\text{Tabel 21-5, Perry's, 1999})$$

Power yang dibutuhkan dihitung berdasarkan rumus berikut :

$$Hp = \frac{C \times L \times W \times F}{33000} \quad (\text{Badger \& Banchemo, 1988:713})$$

Dimana :

C = Kapasitas screw conveyor (ft<sup>3</sup>/min) = 4,1374ft<sup>3</sup>/menit

L = Panjang screw conveyor (ft) = 15 ft

W = Berat material/densitas (lbm/ft<sup>3</sup>)= 127,694 lbm/ft<sup>3</sup>

F = faktor material = 2 (untuk material kelas C) (Badger & Banchemo, tabel 16-6 hal 711)

Maka

$$\text{Daya} = \frac{4,1374 \times 15 \times 127,694 \times 2}{33000} = 0,202 \text{hp}$$

Karena daya kurang dari 2 hp, maka daya dikalikan 2 menjadi :

(Badger & Banchemo, 1988:713)

Daya = 2 x 0,202 hp = 0,404 hp

efisiensi motor = 80 %, maka

$$P = \frac{0,404}{0,8} = 0,506 \text{ hp}$$

Dipakai daya = 0,85 hp (Tabel 21-6, Perry's, 1999)

Tabel C.26.1. Spesifikasi *Screw Conveyor* (SC -301)

Kapasitas <i>screw</i>	=	10	ton/jam
------------------------	---	----	---------

Kecepatan <i>screw</i>	=	40	Rpm
Diameter <i>flights</i>	=	10	In
Diameter pipa	=	2.5	In
Diameter <i>shaft</i>	=	2	In
Diameter <i>screw</i>	=	10	In
Max. kapasitas <i>torque</i>	=	7600	in-lb
Daya motor	=	0,85	Hp
Panjang <i>screw</i>	=	15	Ft

### 27. *Belt Conveyer - 401 (BC-401)*

Fungsi : Mengangkut Diphenylamine dari *Unit Pengantongan* ke  
WareHouse

Tipe *belt* : *Troughed belton 20° idlers*

*Troughed belt* dipilih karena bahan yang akan dibawa merupakan  
bahan yang ringan dan mempunyai *angle of repose* 30-45°

Laju alir : 7.575,7576 kg/jam

Kapasitas *over design* (10%) : 8.333,33kg/jam

Dari Tabel 21-7, hal.21-11, Perry's ed.7<sup>th</sup> dipilih spesifikasi *belt conveyor*  
sebagai berikut:

*Belt width* :

Perry's hal 218, menyatakan bahwa *belt* berukuran lebar 14 in dapat digunakan untuk mengangkut material yang mempunyai ukuran bongkahan (*lump size*) sampai dengan 4 in. Karena material yang akan diangkut berukuran dibawah 4 in, maka digunakan *belt* dengan ukuran lebar 14 in (30 cm).

*Cross sectional area of load* :

Luas permukaan *belt* untuk menampung material adalah 0,11 ft<sup>2</sup>.

*Belt plies* :

Jumlah lapisan dalam konstruksi *belt* untuk lebar 14 in adalah 3-5 lapis.

*Maximum lump size* :

*Size material* 80% under 2 in (51 mm). Ukuran material yang seragam minimal 80% dari total material yang masuk ke dalam *belt*.

*Unsize material, not over 20%*: 3 in (76 mm). Ukuran material yang tidak seragam tidak lebih dari 20%.

*Belt speed* :

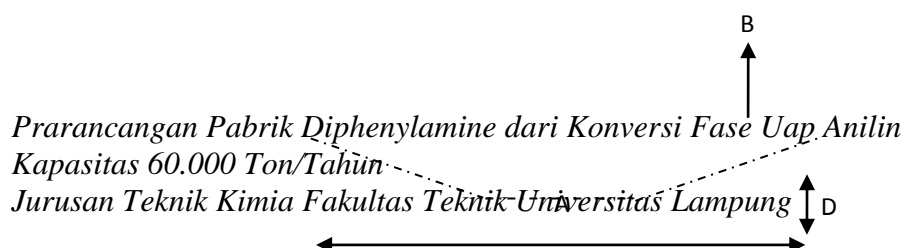
Kecepatan *belt* untuk mengangkut material adalah 100 ft/min (normal) s.d. 300 ft/min (maksimum).

*Horse power* :

Daya yang diperlukan untuk menggerakkan *belt conveyor* adalah 1,3388 hp.

Panjang *belt* :

Berdasarkan *Peters and Timmerhaus* Gambar 14.91, hal 570 dipilih panjang *belt* 30 ft. Panjang *belt* disesuaikan berdasarkan jarak pengangkutan yang akan dilakukan.





C

Gambar C.27.1. *Belt conveyor* dengan  $20^\circ$  *idlers*

Keterangan:

A: *idler* (penyangga)B: *Belt*C: Lebar *belt*D: Sudut *idler*(Perry's 7<sup>ed</sup>, hal 21-12, gambar 21-3)**28. Warehouse (WH – 401)**

Fungsi : Menyimpan produk Diphenylamine selama 30 hari operasi

Tipe : Bangunan tertutup

Kondisi operasi : Tekanan ( $P_{ops}$ ) = 1 atm

Temperatur ( $T_{ops}$ ) = 30 °C (303 K)

Kapasitas penyimpanan dalam waktu 14 hari :

$$= 7.575 \text{ kg/jam} \times 14 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}$$

$$= 2.545.454 \text{ kg}$$

Densitas padatan ( $\rho$ ) = 1200 kg/m<sup>3</sup>

Kemasan diphenylamine berupa *packing* dengan kapasitas 25 kg, maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume 1 packing} &= \frac{25 \text{ kg}}{\rho} \\
 &= \frac{25 \text{ kg}}{1200 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,02 \text{ m}^3 = 20.833,33 \text{ cm}^3
 \end{aligned}$$

Dalam 1 group, tinggi maksimum tumpukan adalah 15 tumpukan.

Bila tebal tumpukan diambil 30 cm, maka :

$$\text{Tinggi tumpukan} = 20 \times 30 = 600 \text{ cm} = 6 \text{ m}$$

Diambil panjang dan lebar *packing (sack)* dengan perbandingan P : L = 2 : 1

Sehingga

$$V = P \times L \times 30 \text{ cm}$$

$$20.833,33 \text{ cm}^3 = P \times L \times 30 \text{ cm}$$

$$20.833,33 \text{ cm}^3 = 2L \times L \times 30 \text{ cm}$$

$$20.833,33 \text{ cm}^3 = 2L^2 \times 30 \text{ cm}$$

$$L = \sqrt{\frac{20.833,33}{2(30)}}$$

$$= 18,63 \text{ cm}$$

$$P = 2 \times L$$

$$P = 2 \times 16,63 \text{ cm}$$

$$P = 37,27 \text{ cm}$$

Maka diperoleh ukuran *sack (packing)* yang digunakan :

$$P \text{ (panjang)} = 37,27 \text{ cm}$$

$$L \text{ (lebar)} = 16,63 \text{ cm}$$

$$H \text{ (tebal)} = 30 \text{ cm}$$

Dipilih ukuran standar :

$$P \text{ (panjang)} = 50\text{cm}$$

$$L \text{ (lebar)} = 25\text{cm}$$

Perhitungan volume total bahan yang disimpan :

$$V_t = \frac{\textit{kapasitas}}{\rho}$$

$$V_t = \frac{5.454.545,45 \text{ kg}}{1200 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$

$$V_t = 4.545,45 \text{ m}^3$$

Maka jumlah *packing* :

$$N = \frac{\textit{volumetotal}}{\textit{volume packing}}$$

$$N = \frac{4.545,45}{4}$$

$$N = 1136 \text{ sack}$$

Misalkan susunan *packing* dibagi menjadi 10 group.

Maka, jumlah *packing* per satu *group* :

$$N_t = \frac{N}{10}$$

$$N_t = \frac{1136}{10} = 113,6 \text{ packing}$$

Volume 1 *group* :

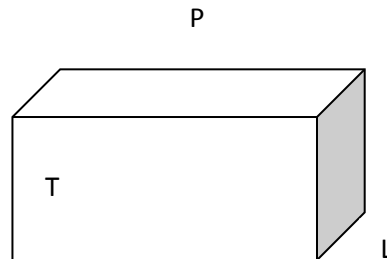
$$\begin{aligned} V_g &= N_t \times V_t \\ &= 113,6 \times 4,54545 = 516 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tinggi 1 *group* = 6 m

Luas 1 *group* :

$$A = \frac{\text{volume 1 group}}{6 \text{ m}} = \frac{516 \text{ m}^3}{6 \text{ m}}$$

$$A = 86,08 \text{ m}^2$$



Gambar. C.28.1. *Group* tumpukan kemasan *Diphenylamine*

Diambil kembali perbandingan  $P : L = 2 : 1$

Didapat :

$$V_g = P \times L \times 6 \text{ m}$$

$$86 \text{ m}^3 = P \times L \times 6 \text{ m}$$

$$86 \text{ m}^3 = 2L \times L \times 6 \text{ m}$$

$$86 \text{ m}^3 = 2L^2 \times 6 \text{ m}$$

$$L = \sqrt{\frac{86}{2(6)}} = 6,5 \text{ m}$$

$$P = 2 \times L = 13,12 \text{ m}$$

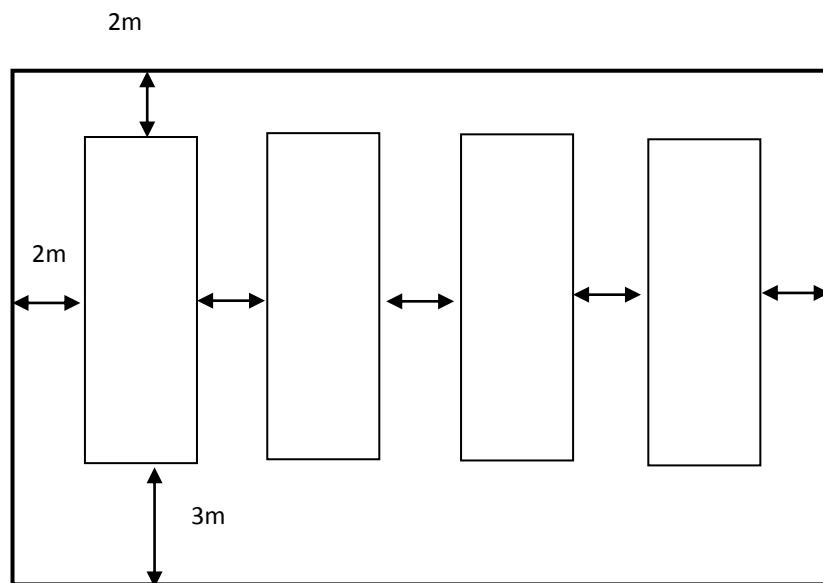
Maka diperoleh ukuran 1 *group* yang digunakan :

$$P \text{ (panjang)} = 13,12 \text{ m}$$

$$L \text{ (lebar)} = 6,5 \text{ m}$$

$$H \text{ (tinggi)} = 6 \text{ m}$$





Gambar. C.28.2. Tata letak penempatan kemasan *diphenylamine*

Ukuran gudang secara keseluruhan :

$$\begin{aligned}
 P &= 4 \times L \text{ 1 group} + (5 \times 2) \\
 P &= 75 \text{ m} \\
 L &= P \text{ 1 group} + 3 \text{ m} + 2 \text{ m} \\
 &= 18 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tabel. C.28.1. Spesifikasi Gudang Produk(GD-401)

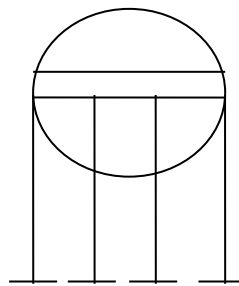
Kode alat	GD – 401
Fungsi	Menyimpan produk Diphenylamine selama 30 hari operasi
Bentuk	Bangunan tertutup
Kondisi operasi	Tekanan P = 1 atm
	Temperatur T = 30°C

Dimensi	Panjang P= 75 m
	Lebar L = 18 m
	Tinggi T = 6 m

---

### 29. Storage Tank Produk Amoniak (ST-401)

Fungsi	: Menyimpan produk selama 7 hari dengan kapasitas 127.964,07 kg
Suhu Desain	: 60°C
Suhu Fluida	: 40°C
Tekanan	: 15 atm
Tipe Tangki	: <i>Spherical shell</i>
Bahan	: <i>Carbon steel SA 516 Grade 70</i>
Pertimbangan	: Mempunyai <i>allowable stress</i> cukup besar (material) Digunakan untuk penyimpanan pada tekanan tinggi (jenis tangki dan material)



Gambar C.29.1. Tangki penyimpanan produk

**a. Menentukan Temperatur dan Tekanan Penyimpanan.**

Berdasarkan data yang diperoleh dari Badan Meteorologi dan Geofisika Provinsi Sumatra Selatan, bahwa suhu rata-rata tertinggi musim kemarau pada siang hari adalah 33°C dan suhu tertinggi yang pernah dicapai adalah 35°C (BMG Provinsi Sumatera selatan,2014). Oleh karena, perancangan tangki penyimpanan produk disimpan pada 60°C. Sedangkan tekanan pada suhu 60°C dihitung dengan menggunakan persamaan dibawah ini.

Tabel C.29.1 Konstanta tekanan uap

Komponen	A	B	C	D	E
NH <sub>3</sub>	37,15750	-2027,70000	-11,60100	7,46E-03	-9,58E-12
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	124,37640	-7167,60000	-42,76300	1,73E-02	5,71E-15
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	-54,49370	-2112,30000	-11,60100	7,46E-03	-9,58E-12
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	9,77360	-3900,80000	0,09121	-0,0058980	2,30E-06

Sumber: Yaws

Tekanan uap masing-masing komponen dihitung dengan persamaan berikut:

$$P_i = 10^{\left[ A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln(T) + D \cdot T^E \right]}$$

Dengan cara trial tekanan pada temperatur 60 °C, maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Tabel C.29.2. Hasil perhitungan fluida dalam tangki

Komponen	Kg/jam	kmol/jam	Zf	Pi, (mmhg)	Ki = Pi/P	yf = Ki . zf
NH <sub>3</sub>	761,6444	44,7211	1,0000	11.640,8720	1,0000	1,0000
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	0,0457	0,0005	0,0000	1,2100	0,0001	0,0000
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,0007	0,0000	0,0000	0,0170	0,0000	0,0000

Sehingga tekanan tangki pada 40°C adalah 15,32 atm.

### b. Menghitung Densitas Amoniak

Tabel C.29.3. Konstanta densitas

Komponen	Densitas				
	Kg/jam	kmol/jam	(kg/m <sup>3</sup> )	wi	wi/rho
NH <sub>3</sub>	761.6444	44.7211	1.004776147	0.99994	0.0010
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	0.0457	0.0005	1.183820904	0.00006	0.0000
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0.0000	0.0000	0.57831615	0.00000	0.0000
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0.0007	0.0000	1.069105606	0.00000	0.0000

Sumber : (Yaws Handbook of Thermodynamic and Physical Properties of Chemical Compounds, 2008)

Kemudian dihitung densitas campuran dengan persamaan

$$\rho = \frac{\sum w_i}{\sum \frac{w_i}{\rho}}$$

$\rho$  liquid campuran adalah 1.004,7852kg/m<sup>3</sup> atau 62,7266lb/ft<sup>3</sup>.

**c. Menentukan Kapasitas Tangki**

$$\text{Waktu penyimpanan} = 7 \text{ hari}$$

$$\text{Jumlah amoniak} = 761,6909 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam} \times 7 \text{ hari}$$

$$= 127.964,07 \text{ kg}$$

$$= 282.112,14 \text{ lb}$$

$$\text{Volume liquid} = \frac{m_{\text{liquid}}}{\rho_{\text{liquid}}}$$

$$= \frac{127.964,07 \text{ kg}}{1.004,7852 \text{ Kg/m}^3}$$

$$= 127,35\text{m}^3 \text{ atau } 4.497,48\text{ft}^3$$

$$\text{Over Design} = 20 \% \quad (\text{Peter and Timmerhaus, 1991})$$

$$\text{Volume tangki over design} = \frac{80}{100} \times 127,35\text{m}^3$$

$$= 152,8256 \text{ m}^3 \text{ atau } 5.396,9775 \text{ ft}^3$$

**d. Menentukan Diameter dan Volume Tangki**

Diameter tangki dihitung dengan menggunakan persamaan

$$D \text{ tangki} : \left( \frac{6 \times V_T}{\pi} \right)^{1/3}$$

Keterangan :

$V_T$  : Volume tangki ( $\text{m}^3$  atau  $\text{ft}^3$ )

$$D \text{ tangki} = 6,6344\text{m}^3$$

**e. Menentukan Volume Kosong**

Volume kosong = Volume over design – Volume sebelum over design

$$\text{Volume kosong} = 152,8256 \text{ m}^3 - 127,35 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume kosong} = 25,4709\text{m}^3$$

**f. Menentukan Tinggi Liquid di Dalam Tangki**

$$\text{Volume ruang kosong} = \frac{\pi \times h_c \times (3r - h_c)}{3}$$

Keterangan :

hc : Tinggi ruang kosong (m,ft)

r : Jari-jari bola (m)

Tinggi ruang kosong adalah 1,7015 meter.

Sehingga tinggi liquid = 6,6344 m - 1,7015 m = 4,9330 meter.

**g. Menentukan Tekanan Desain**

$$P_{abs} = P_{operasi} + P_{hidrostatik}$$

$$= 225,0951 \text{psi} + \frac{62,7266 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times \left(\frac{9,81}{9,81}\right) \times 1,5036 \text{ft}}{144}$$

$$= 225,09513 + 0,6549$$

$$= 225,75 \text{ psi atau } 15,3613 \text{ atm}$$

Tekanan desain 5 -10 % di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1988 hal. 637). Tekanan desain yang dipilih 10 % di atasnya

$$P_{desain} = 1.1 \times 225,75 \text{ psi}$$

$$= 248,325 \text{ psi atau } 16,8975 \text{ atm}$$

**h. Menentukan Ketebalan Dinding**

$$t_r = \frac{PR_c}{2SE - 0,2P} \dots\dots\dots(\text{Moss, halaman 357})$$

Keterangan :

tr : Ketebalan dinding (in)

P : Tekanan desain (psi)

Rc : Jari-jari tangki (inch)

S : Nilai tegangan SA-516 grade 70 mempunyai 17.500 psi

E : Efisiensi sambungan dengan radiograph 0,8 (Tabel 3.1,  
Brownell and Young, 1959)

C : Korosi yang diizinkan 0,15/10 tahun.

$$\text{Sehingga } t_r = \frac{248,325 \text{ psi} \times 130,5994 \text{ in}}{(2 \times 17.500 \times 0,8) - (0,2 \times 248,325 \text{ psi})} + 0,15 = 3,5 \text{ in}$$

Tebal dinding standar yang digunakan adalah 3,5 inch.

#### i. Menentukan Jenis Tangki

Volume tangki 5.396,9775 ft<sup>3</sup> atau 961,2016 barel sehingga digunakan tangki spherical jenis *partial soccer ball type*. *Partial soccer ball type* mempunyai diameter 30 hingga 62 ft dan volume 2.200 dan 22.000 barel (Moss, hal 360)

Tabel. C.29.4. *Storage Tank* Produk Amoniak (ST-401)

Alat	Tangki Penyimpanan Produk
Kode	ST – 401
Fungsi	Menyimpan produk selama 7 hari dengan kapasitas 127.964,07 kg
Bentuk	<i>Spherical shell</i>
Tipe	<i>Partial soccer ball</i>
Kapasitas	152,8256 m <sup>3</sup>
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D) = 21,7666ft Tebal <i>shell</i> (t <sub>s</sub> ) = 3.5000in
Tekanan Desain	248,3251psi (16,8975atm)
Bahan	<i>Carbon steel SA 516 Grade 70</i>
Jumlah	1 (Satu)

## LAMPIRAN D

### PERHITUNGAN UTILITAS

Utilitas berfungsi untuk menyediakan bahan-bahan penunjang untuk mendukung kelancaran pada sistem produksi di seluruh pabrik. Unit-unit yang ada di utilitas terdiri dari :

- Unit penyedia dan pengolahan air (*Water system*)
- Unit penyedia udara instrumen (*Instrument air system*)
- Unit penyedia fluida pemanas (*Hot fluid system*)
- Unit penyedia listrik (*Electric system*)

#### A. Unit Penyedia dan Pengolahan Air

##### 1. Perhitungan Kebutuhan Air

Kebutuhan air yang disediakan untuk kebutuhan proses produksi di pabrik meliputi:

- **Air untuk keperluan umum (*General Uses*)**

Kebutuhan air ini meliputi kebutuhan laboratorium, kantor, karyawan dan lain-lain. Air yang diperlukan untuk keperluan umum ini adalah sebanyak :



Tabel D.1 Kebutuhan Air Untuk *General Uses*

No.	Kebutuhan	Jumlah	Satuan
1.	Air untuk karyawan & kantor = 15 L/orang/hari		
	Jadi untuk 200 orang diperlukan air sejumlah	3	m <sup>3</sup> /hari
2.	Air Untuk Laboratorium diperkirakan sejumlah	1,5	m <sup>3</sup> /hari
3.	Air Untuk Kebersihan dan Pertamanan	5	m <sup>3</sup> /hari
4.	Air bengkel	0,5	m <sup>3</sup> /hari
	<b>Total</b>	<b>10</b>	<b>m<sup>3</sup>/hari</b>
		<b>0,4167</b>	<b>m<sup>3</sup>/jam</b>
		<b>413,4094</b>	<b>kg/jam</b>

- **Air untuk keperluan air pendingin**

Tabel D.2 Kebutuhan Air Untuk Air Pendingin

No.	Kebutuhan	Jumlah	Satuan
1.	CP-101	111,7850	kg/jam
2.	CD-301	243.744,7531	kg/jam
3.	CD-302	71.297,0985	kg/jam
4.	CD-303	12.937,5816	kg/jam
5.	CO-301	34.532,4443	kg/jam
4	FL-301	20.180,0985	kg/jam
5	AC-401	0,3869	kg/jam
	<b>Jumlah Kebutuhan</b>	<b>382.804,1479</b>	<b>kg/jam</b>
	<b>Over design 20%</b>	<b>459.364,9775</b>	<b>kg/jam</b>
	<b>Recovery 90%, make-up</b>	<b>45.936,4978</b>	<b>kg/jam</b>

**46,2984                      m<sup>3</sup>/jam**

---

- **Air untuk pemadam kebakaran (*Hydrant Water*)**

Untuk air pemadam kebakaran disediakan = **20,6705 kg/jam**

= **0,0208 m<sup>3</sup>/jam**

Total kebutuhan air dengan *treatment*

= *General uses* + Air pendingin+ Air *hydrant*

= **46.370,5776 kg/jam = 46,7359 m<sup>3</sup>/jam**

Kebutuhan air di penuhi dengan satu sumber yaitu air sungai (DAS) Musi, Palembang, Sumatera Selatan.

## 2. Spesifikasi Peralatan Utilitas

### a. Bak Sedimentasi (BS-101)

Fungsi : Mengendapkan lumpur dan kotoran air sungai

Jenis : Bak *rectangular*

#### 1. Menentukan Volume Bak

Jumlah air sungai = 46.370,5776 kg/jam = 46,7359 m<sup>3</sup>/jam

Waktu tinggal = 1-8 jam (<http://water.me.vccs.edu/>)

Diambil waktu tinggal= 4 jam

Over design 20%

Ukuran volume bak = 1,2 × 46,7359 m<sup>3</sup>/jam × 4 jam

= 205,6381 m<sup>3</sup> = 7.262,0418 ft<sup>3</sup>

## 2. Menentukan Dimensi Bak

Luas permukaan bak (A) =  $Q_c/O.R$  (<http://water.me.vccs.edu/>)

Dimana :

A = luas permukaan bak, m<sup>3</sup>

$Q_c$  = laju alir, m<sup>3</sup>/jam

O.R = *overflow rate*, 500 gal/jam-ft<sup>2</sup> - 1.000 gal/jam-ft<sup>2</sup>

Diambil *overflow rate* 500 gal/jam-ft<sup>2</sup>

Sehingga :

A = 24,6927 ft<sup>2</sup>

Kedalaman bak (d) = 7-16 ft (<http://water.me.vccs.edu/>)

Diambil d = 16 ft = 4,8769 m

Panjang (L) = 3 W

Dimana W =  $(V/3d)^{1/2}$   
= 12,3001 ft = 3,7491 m

L = 3W  
= 36,9003 ft  
= 11,2474 m

## 3. Menentukan Air Sungai Keluar Bak Sedimentasi

*Flow through velocity* : < 0,5 ft/min (<http://water.me.vccs.edu/>)

V =  $Q_c/A_x$

$A_x$  = *cross-sectional area*

$A_x$  = W x d  
= 196,8017 ft<sup>2</sup>

$$V = \frac{0,0000928 \text{ ft}^3/\text{jam}/\text{gal.jam} \times 12.346,3282 \text{ gal/jam}}{196,8017 \text{ ft}^2}$$

$$= 0,0058 \text{ ft/min}$$

$0,0058 \text{ ft/min} < 0,5 \text{ ft/min}$ , menandakan lumpur tidak terbawa oleh aliran air keluar bak sedimentasi.

Air sungai keluar = Air sungai masuk - *Drain*

Asumsi *turbidity* = 850 ppm (Powell, 1954)

$x$  (*suspended solid*) = 40 % (Powell, 1954, Figure 4)

$$\begin{aligned} \text{Drain} &= 40 \% \times 850 \text{ ppm} \\ &= 3,4000 \times 10^{-4} \text{ lb/gal air} \\ &= (4,0734 \times 10^{-5} \text{ kg/kg air}) (46.370,5776 \\ &\quad \text{kg/jam}) \\ &= 1,8889 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air sungai keluar bak} &= 46.370,5776 \text{ kg/jam} - 1,8889 \text{ kg/jam} \\ &= 46.368,6887 \text{ kg/jam} \\ &= 46,7340 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Spesifikasi Bak Sedimentasi (BS-101) ditunjukkan pada Tabel D.3.

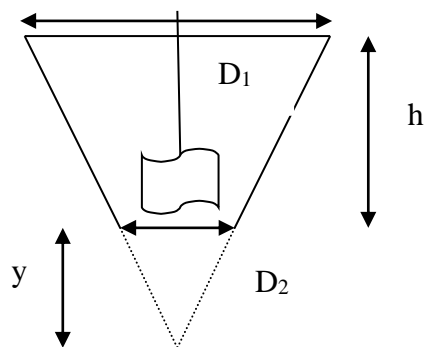
Tabel D.3 Spesifikasi Bak Sedimentasi (BS-101)

Alat	Bak Sedimentasi		
Kode	BS-101		
Fungsi	Mengendapkan lumpur dan kotoran air sungai sebanyak $1,8889\text{m}^3/\text{jam}$ dengan waktu tinggal 4 jam		
Bentuk	Bak rectangular		
Dimensi	Panjang	11,2474	m
	Lebar	3,7491	m
	Kedalaman	4,8769	m
Jumlah	1 buah		

**b. Clarifier (CL-101)**

Fungsi : Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang tidak mengendap di bak sedimentasi dengan menambahkan alum, soda kaustik, dan klorin.

Jenis : Bak berbentuk kerucut terpancung dengan waktu tinggal 1 jam dan dilengkapi dengan pengaduk.



Gambar D.1 Clarifier

### 1. Menentukan Volume Clarifier

$$\text{Jumlah air sungai} = 46,7340 \text{ m}^3/\text{jam} = 46.368,6887 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Over design} = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= 1,2 \times 46,7340 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 56,0808 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

### 2. Menentukan Dimensi Clarifier

$$\text{Tinggi (h)} = 10 \text{ ft} = 3,0480 \text{ m} \quad (\text{Powell, 1954})$$

$$\text{Diambil } D_2 = 0,61 D_1$$

$$D_2/D_1 = (y/y + h)$$

$$0,61 = (y/y + 3,0480)$$

$$y = 4,7674 \text{ m}$$

$$\text{Volume clarifier} = \frac{1}{4} \pi D_2^2 (y + h)/3 - \frac{1}{4} \pi D_1^2 (y + h)/3$$

$$56,0808 \text{ m}^3 = \frac{1}{4} \pi D_1^2 2,6051 - \frac{1}{4} \pi 0,61 D_1^2 2,6051$$

$$\text{Diperoleh: } D_1 = 6,6069 \text{ m}$$

$$D_2 = 4,0302 \text{ m}$$

Jadi dimensi clarifier :

$$\text{Tinggi} = 3,0480 \text{ m}$$

$$\text{Diameter atas} = 4,7674 \text{ m}$$

$$\text{Diameter bawah} = 4,0302 \text{ m}$$

### 3. Menentukan Diameter Pengaduk

$$\text{Diameter impeler (Di)} = \frac{1}{3} \times D_2$$

$$= 1,3434 \text{ m}$$

$$= 4,4074 \text{ ft}$$

#### 4. Menentukan Daya Motor

- **Putaran Pengaduk (N)**

$$N = \frac{600 \times 0,3048}{\pi \times D_i} \sqrt{\frac{WELH}{2 \times D_i}}$$

$$\text{Tinggi cairan (Z}_1) = \frac{4V_L}{\pi ID^2} = 1,3639 \text{ m} = 4,4746 \text{ ft}$$

$$\text{s.g.} = 1,0020$$

$$\rho = 992,1825 \text{ kg/m}^3 = 61,9399 \text{ lb/ft}^3$$

$$WELH = Z_1 \times \text{s.g.} = 1,3666 \text{ m} = 4,4835 \text{ ft}$$

$$N = 9,4243 \text{ rpm}$$

$$\text{Dipilih } N_{\text{standar}} = 37 \text{ rpm}$$

- **Menentukan Power Number (N<sub>p</sub>)**

$$\text{Diketahui } : \mu = 0,0413 \text{ kg/m.s}$$

$$N_{\text{Re}} = \frac{N \times D_i^2 \times \rho}{\mu} = 26.736,6542$$

Jenis impeler dipilih berdasarkan viskositas campuran fluida.

Jenis impeler yang digunakan pada *clarifier* yaitu marine *propeller*.

Dari fig. 3.4-4, Geankoplis diperoleh N<sub>p</sub> = 0,85

- **Menentukan Daya Motor yang diperlukan**

$$P_{\text{actual}} = \frac{(N_p \cdot \rho_{\text{mix}} \cdot N^3 \cdot D_I^5)}{(550 \times 32,17)} = 0,0192 \text{ hp}$$

- **Menentukan Daya Motor yang digunakan**

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

$$P \text{ design} = 0,0240 \text{ hp}$$

$$P \text{ standar} = 0,5 \text{ hp}$$

## 5. Menentukan Kebutuhan Bahan Kimia

- Jumlah alum yang diinjeksikan sebanyak 0,06% dari air umpan

$$\text{Kebutuhan alum} = 0,0280 \text{ m}^3/\text{jam} = 36,6488 \text{ kg/jam}$$

- Jumlah soda kaustik yang diinjeksikan sebanyak 0,05% dari air umpan

$$\text{Kebutuhan soda kaustik} = 0,0234 \text{ m}^3/\text{jam} = 24,3776 \text{ kg/jam}$$

- Jumlah klorin yang diinjeksikan sebanyak 1,2% dari air umpan

$$\text{Kebutuhan klorin} = 0,5608 \text{ m}^3/\text{jam} = 585,0634 \text{ kg/jam}$$

## 6. Menentukan Massa Air Keluar *Clarifier*

$$\text{Massa air keluar } \textit{clarifier} = \text{Massa air masuk } \textit{clarifier} - \textit{Sludge discharge}$$

$$\textit{Sludge discharge} = \textit{Turbidity} + \text{Alum} + \text{Soda abu}$$

Asumsi :

$$\textit{Turbidity} = 850 \text{ ppm}$$

$$\text{Alum} = 30 \text{ ppm}$$

$$\text{Soda abu} = 30 \text{ ppm}$$

$$\begin{aligned} \text{Total} &= 4,2771 \cdot 10^{-5} + 1,5096 \cdot 10^{-6} + 1,5096 \cdot 10^{-6} \\ &= 4,5790 \cdot 10^{-5} \text{ kg } \textit{sludge}/\text{kg air} \times 46.368,6887 \text{ kg/jam} \\ &= 2,1232 \text{ kg } \textit{sludge}/\text{jam} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 \text{Massa air keluar} &= 46.368,6887 \text{ kg/jam} - 2,1232 \text{ kg sludge/jam} \\
 &= 46.366,5655 \text{ kg/jam} \\
 &= 46,7319 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi *Clarifier* (CL-101) ditunjukkan pada Tabel D.4.

Tabel D.4 Spesifikasi *Clarifier* (CL-101)

Alat	Clarifier	
Kode	CL-101	
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang tidak mengendap di bak sedimentasi dengan menambahkan alum, soda kaustik, dan klorin	
Bentuk	Bak berbentuk kerucut terpancung dengan pengaduk	
Kapasitas	56,0808 m <sup>3</sup>	
Dimensi	Tinggi	3,0480m
	Diameter Atas	6,6069 m
	Diameter Bawah	4,0302 m
Pengaduk	<i>Marine Propeller</i>	
	Diameter	1,3434 m
	Power	0,5 hp
Jumlah	1 buah	

**c. Sand Filter (SF-101)**

Fungsi : Menyaring kotoran-kotoran yang masih terbawa air dari tangki *Clarifier*

Tipe : Silinder vertikal dengan media penyaring pasir dan kerikil

### 1. Menentukan Luas Penampang Filter

$$\text{Jumlah air} = 46,7319 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 1 \text{ jam}$$

$$\text{Laju alir} = 46.366,5655 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Over design} = 20 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas tangki} &= 1,2 \times \text{Jumlah air} \times \text{Waktu tinggal} \\ &= 56,0783 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Untuk mencari luas filter, digunakan persamaan :

$$\frac{V}{A.t_c} = \left[ \frac{2.f.(P)}{t_c.\mu.\alpha.c_s} \right]^{0,5} \quad (\text{Pers. 14.2-24, Geankoplis, Hal. 814})$$

Keterangan :

V = volume filtrat ( $\text{m}^3$ )

A = luas filter ( $\text{m}^2$ )

f = *fraction submergence* dari permukaan *drum* dalam *slurry*

P = tekanan (Pa)

$t_c$  = waktu siklus (s)

$\mu$  = viskositas (Pa.s)

$\alpha$  = tahanan spesifik (m/kg)

$c_s$  = total padatan dalam filtrat (kg padatan/ $\text{m}^3$  filtrat)

Diketahui :

$$V = \frac{46,7319 \text{ m}^3/\text{jam}}{3600} = 0,0130 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$c_x = 0,191 \text{ kg padatan/kg slurry}$$

$$m = 2 \text{ kg wet cake/kg dry cake}$$

$$\Delta P = 70.000 \text{ Pa}$$

$$t_c = 250 \text{ s}$$

$$\begin{aligned} \alpha &= (4,37 \cdot 10^9 \times (-\Delta P))^{0,3} \\ &= (4,37 \cdot 10^9 \times 70.000)^{0,3} \\ &= 1,2417 \times 10^{11} \text{ m/kg} \end{aligned}$$

Dari Appendix A.2 (Geankoplis,1993), untuk air pada 35°C,

$$\mu = 0,0008 \text{ Pa.s}$$

$$\rho = 992,857 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} c_s &= \frac{\rho c_x}{1 - mc_x} \\ &= \frac{992,857 \times 0,191}{1 - (2 \times 0,191)} \\ &= 306,8537 \text{ kg padatan/m}^3 \text{ filtrat} \end{aligned}$$

Maka,

$$\frac{0,0130}{A} = \left[ \frac{2 \cdot 0,33 \cdot (70.000)}{250 \times 0,0008 \times 1,242 \times 10^{11} \times 306,854} \right]^{0,5} \times 250$$

$$A = 0,6669 \text{ m}^2$$

## 2. Menentukan Dimensi Filter

$$A = (1/4) \times \pi \times D^2$$

$$\text{Diperoleh } D = 0,9215 \text{ m}$$

$$= 36,2776 \text{ in}$$

Digunakan D standar = 37 in = 1 m

Mencari ketinggian *shell* :

$$H_{\text{shell}} = \frac{V \cdot t_c}{A} = \frac{0,0130 \cdot 250}{0,6669} = 4,8665 \text{ m} = 15,9661 \text{ ft}$$

Digunakan H standar = 16 ft (4,8768 m)

Media filter :

$$\text{Antrachite} = 0,35 H_{\text{shell}} = 0,35 \times 16 = 5,6 \text{ ft} = 1,7069 \text{ m}$$

$$\text{Fine Sand} = 0,35 H_{\text{shell}} = 0,35 \times 16 = 5,6 \text{ ft} = 1,7069 \text{ m}$$

$$\text{Coarse Sand} = 0,15 H_{\text{shell}} = 0,15 \times 16 = 2,4 \text{ ft} = 0,7315 \text{ m}$$

$$\text{Karbon aktif} = 0,15 H_{\text{shell}} = 0,15 \times 16 = 2,4 \text{ ft} = 0,7315 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total media filter} = 16 \text{ ft} = 4,8768 \text{ m}$$

### 3. Menentukan Tekanan Desain

Menghitung tekanan vertikal bahan padat pada dasar tangki

digunakan persamaan Jansen :

$$P_B = \frac{R \rho_B \left( \frac{g}{g_c} \right)}{2\mu K} \left[ 1 - e^{(-2\mu K Z_T/R)} \right] \quad (\text{Mc. Cabe and Smith, 1985})$$

Dimana:

$P_B$  = tekanan vertikal pada dasar tangki (psi)

$\rho_B$  = densitas material,  $\text{lb/ft}^3 = 59,3066 \text{ lb/ft}^3$

$\mu$  = koefisien friksi : 0,35 - 0,55 dipilih,  $\mu = 0,4$

$K$  = rasio tekanan, 0.3 - 0,6 dipilih,  $K = 0,5$

$Z_T$  = tinggi total bahan dalam tangki = 16 ft

$R$  = jari-jari tangki =  $1/2 D = 9 \text{ ft}$

Diperoleh  $P_B = 224,9791 \text{ lb/ft}^2 = 1,5624 \text{ lb/in}^2$

Tekanan lateral yg dialami dinding tangki ( $P_L$ ) =  $K \times P_B$

$$= 0,5 \times 1,5624$$

$$= 0,7812 \text{ lb/in}^2$$

Tekanan total ( $P_T$ ) =  $(1,5624 + 0,7812) \text{ lb/in}^2$

$$= 2,3435 \text{ lb/in}^2 = 2,3435 \text{ psi}$$

#### 4. Menghitung Tebal Dinding *Shell*

$$t = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot \varepsilon - 0,6 \cdot P} + c \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, Hal. 254})$$

Material yang direkomendasikan adalah *Carbon Steel SA-283*

*Grade C* (Perry, 1984), dengan komposisi dan data sebagai berikut :

$$f = 12.650 \text{ psi} \quad (\text{Peters \& Timmerhause, 1991})$$

$$E = 80 \% \quad (\text{Brownell and Young, 1959, Tabel 13.2})$$

$$c = 0,125 \text{ in}$$

$$r_i = 18,5 \text{ in}$$

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

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times (14,7 + 2,3435) = 18,7479 \text{ psi}$$

$$\text{Tebal shell} = 0,1593 \text{ in} \quad (\text{Tebal standar} = \frac{3}{16} \text{ in})$$

#### 5. Menghitung Tebal *Head*

$$\text{OD shell} = \text{OD Head} = \text{ID} + (2 \times t_s) = 37,3750 \text{ in}$$

$$\text{Diambil OD standar} = 38 \text{ in}$$

$$\text{Diketahui : } r_c = 36 \text{ in, maka } icr = 2 \frac{3}{8} \text{ in}$$

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

$$= 1,7233 \text{ in}$$

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

$$t_h = 0,1825 \text{ in} \quad (\text{Tebal standar} = \frac{3}{16} \text{ in})$$

## 6. Menghitung Tinggi Head

Untuk tebal dinding  $head = \frac{3}{16}$  in, dari Tabel 5.8 Brownell and Young Hal. 93, maka  $s_f = 1\frac{1}{2} - 2\frac{1}{2}$  in, dan direkomendasikan  $s_f = 2$  in.

- **Depth of dish (b)**

$$b = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2} \quad (\text{Brownell and Young, 1959, Hal. 87})$$

$$b = 2,4590 \text{ in}$$

- **Tinggi head (OA)**

$$OA = th + b + s_f \quad (\text{Brownell and Young, 1959, Hal. 87})$$

$$= (0,1875 + 2,4590 + 2) \text{ in}$$

$$= 4,6465 \text{ in} = 0,1180 \text{ m}$$

## 7. Menghitung Volume Filter

- **Volume tanpa bagian  $s_f$**

$$V = 0,0000439 \times ID^3$$

$$= 0,0000439 \times 3,0833^3$$

$$= 0,0013 \text{ ft}^3$$

- a. **Volume pada  $s_f$**

$$V_{s_f} = 0,25 \times \pi \times r^2 \times s_f$$

$$= 0,25 \times 3,14 \times (3,0833/2)^2 \times 2$$

$$= 0,3111 \text{ ft}^3$$

$$V \text{ total} = V \text{ cairan} + (2 \times V \text{ tanpa } s_f) + (2 \times V \text{ pada } s_f)$$

$$= 1.650,3212 \text{ ft}^3 + (2 \times 0,0013) \text{ ft}^3 + (2 \times 0,3111) \text{ ft}^3$$

$$= 1.650,9460 \text{ ft}^3 = 46,7496 \text{ m}^3$$

### 8. Menghitung Laju Air Keluar Filter

Air keluar filter = Air masuk filter- Air yang tertinggal di filter

Kisaran *internal backwashing* : 8-24 jam (Powell, 1954)

Diambil = 8 jam

Kisaran kecepatan *backwash* : 15-30 gpm/ft<sup>2</sup> (Powell, 1954)

Diambil = 30 gpm/ft<sup>2</sup>

Luas penampang = 0,6669 m<sup>2</sup>  
= 7,1780 ft<sup>2</sup>

*Flowratebackwash* = Kecepatan *backwash* x Luas penampang  
= 30 gpm/ft<sup>2</sup> x 7,1780 ft<sup>2</sup>  
= 215,3413 gpm

Kisaran air untuk *backwash* sebesar : 0,5-5 % air disaring.

Diambil = 2%

Air untuk *backwash* = 2% × 46,7319 m<sup>3</sup>/jam × 8 jam  
= 7,4771 m<sup>3</sup> = 1.975,2416 gallon

Waktu *backwash* =  $\frac{1.975,2416 \text{ gallon}}{215,3413 \text{ gpm}} = 9,1726 \text{ menit}$

Air yang tertinggal = 0,015% × air masuk  
= 0,00015 x 46,7319 m<sup>3</sup>/jam  
= 0,0070 m<sup>3</sup>/jam

Sehingga air keluaran *filter* = air yang masuk – air yang tetinggal  
= (46,7319- 0,0070) m<sup>3</sup>/jam  
= 46,7249 m<sup>3</sup>/jam

Spesifikasi *Sand Filter* (SF-101) ditunjukkan pada Tabel D.5.

Tabel D.5. Spesifikasi *Sand Filter* (SF-101)

Alat	<i>Sand Filter</i>		
Kode	SF-101		
Fungsi	Menyaring kotoran-kotoran yang terbawa air		
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan <i>head</i> berbentuk <i>torispherical</i> dan media penyaring pasir dan kerikil.		
Kapasitas	46,7319 m <sup>3</sup> /jam		
Dimensi	Diameter	1,0000	m
	Tinggi	4,8768	m
	Tebal shell (t <sub>s</sub> )	0,1875	in
	Tebal head (t <sub>h</sub> )	0,1875	in
Tekanan Desain	18,7479 psi		
Waktu Backwash	9,1726 menit		
Jumlah	2 buah (1 cadangan)		

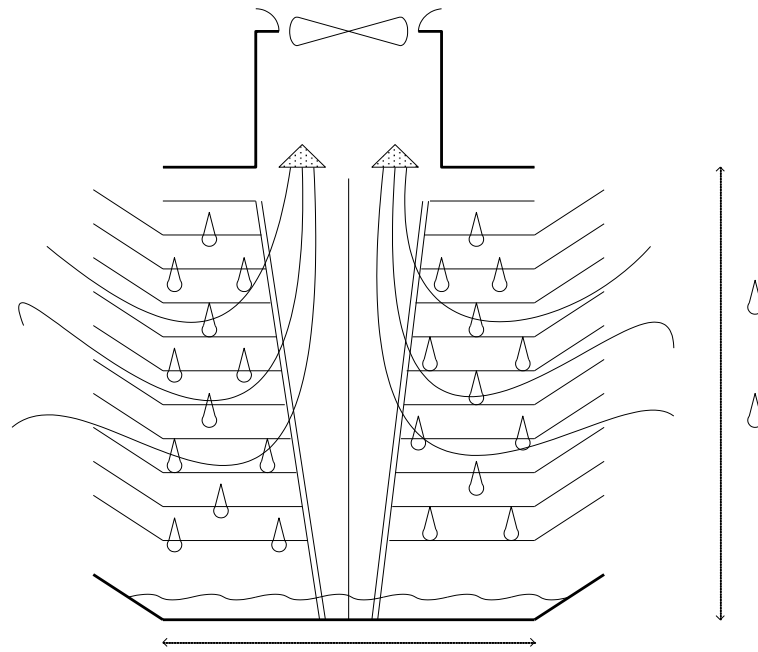
**d. *Cooling Tower* (CT-101)**

Fungsi : Mendinginkan air pendingin yang telah digunakan oleh peralatan proses dengan menggunakan media pendingin udara dan mengolah dari temperatur 45°C menjadi 30 °C

Tipe : *Inducted Draft Cooling Tower*

Sistem : Kontak langsung dengan udara didalam *cooling tower* (*fan*)





Gambar D.2. *Mechanical Draft Cooling Tower*

Ukuran *cooling tower* merupakan fungsi dari :

- Batasan pendingin (temperatur air panas minus temperatur air dingin)
- Pendekatan temperatur *wet bulb* (temperatur air dingin minus temperatur basah)
- Kuantitas air yang didinginkan
- Temperatur *wet bulb*
- Tinggi menara

### 1. Menentukan Dimensi *Cooling Tower*

$$\begin{aligned}
 \text{b. Jumlah air yang harus didinginkan} &= \text{Kebutuhan air pendingin} \\
 &= 459.364,9775 \text{ kg/jam} \\
 &= 462,9844 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$= 2.038,4588 \text{ gpm}$$

c. Digunakan udara sebagai pendingin dengan *relative humidity*

70%

$$\text{Suhu air masuk, } T_1 = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu air keluar, } T_2 = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu dry bulb udara } T_{db} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu wet bulb udara, } T_{wb} = 22^\circ\text{C} = 71,6^\circ\text{F}$$

$$\text{Temperature approach} = T_2 - T_{wb}$$

$$= 8^\circ\text{C} = 46,4^\circ\text{F}$$

$$\text{Cooling range} = T_1 - T_2 = 20^\circ\text{C} = 68^\circ\text{F}$$

$$\text{Konsentrasi air, } C_w = 2,5 \text{ gal/min ft}^2$$

(Fig. 12.14, Perry's Handbook, 1997)

d. Dimensi menara

$$\text{Luas menara} = Q/C_w$$

$$= \frac{2.038,4588 \text{ gpm}}{2,5 \text{ gal / min ft}^2} = 815,3835 \text{ft}^2$$

Dimensi, P/L = 2

Sehingga diperoleh:

$$\text{Lebar menara, } L = 6,1544 \text{m}$$

$$\text{Panjang menara, } P = 12,3088 \text{m}$$

Berdasarkan Perry's Handbook, 1997, jika temperatur *approach*

8–11 °C, maka tinggi menara 4,6 – 6,1 m. Diambil tinggi

menara 6,1 m = 20,0129 ft

e. Dimensi basin

$$\text{Holding time} = \frac{1}{2} \text{ jam}$$

$$\text{Volume} = 462,9844 \text{ m}^3/\text{jam} \times \frac{1}{2} \text{ jam} = 231,4922 \text{ m}^3$$

$$\text{Lebar, L} = 6,1544 \text{ m}$$

$$\text{Panjang, P} = 12,3088 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = \frac{V}{P \times L} = \frac{462,9844 \text{ m}^3}{12,3088 \text{ m} \times 6,1544 \text{ m}} = 3,0559 \text{ m}$$

## 2. Menghitung Daya Motor Penggerak *FanCooling Tower*

### a. Menghitung daya fan

$$\text{Daya fan} = \frac{\text{Tenaga fan}}{\text{Efisiensi fan}}$$

$$\text{Fan hp} = 0,031 \text{ hp/ft}^2 \text{ (Fig. 12.15, Perry's Handbook, 1997)}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga yang dibutuhkan} &= \text{Luas cooling tower} \times 0,031 \text{ hp/ft}^2 \\ &= 815,3835 \text{ ft}^2 \times 0,031 \text{ hp/ft}^2 \\ &= 25,2769 \text{ hp} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi fan} = 75 \%$$

$$\text{Daya fan} = \frac{25,2769}{0,75} = 33,7025 \text{ hp}$$

### b. Menghitung daya motor penggerak fan cooling tower

Efisiensi motor dipilih 85 %.

$$\text{Tenaga motor} = \frac{33,7025}{0,85} = 39,65 \text{ hp} = 40 \text{ hp}$$

### 3. Menghitung Kebutuhan Zat Aditif

#### a. Dispersant

Konsentrasi dispersant yang diinjeksikan ke dalam *Cooling Tower* = 0,05 % dari air umpan.

Konsentrasi dispersant di tangki penyimpanan = 100 %

Kebutuhan dispersant = 0,05 % × 459.364,9775 kg/jam

$$= 229,6825 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Suplai dispersant ke } \textit{cooling tower} = \frac{229,6825}{100\%}$$

$$= 229,6825 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ dispersant} = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir dispersant} = \frac{229,6825 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,2307 \text{ m}^3/\text{jam}$$

#### b. Inhibitor

Konsentrasi inhibitor yang diinjeksikan ke dalam *cooling tower*

= 0,01 % dari air umpan.

Konsentrasi inhibitor di tangki penyimpanan = 5 %

Kebutuhan inhibitor = 0,01 % × 459.364,9775 kg/jam

$$= 45,9365 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Suplai inhibitor ke bak penggumpal} = \frac{45,9365 \text{ kg/jam}}{5\%}$$

$$= 918,7300 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ inhibitor} = 2.526,042 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Laju alir inhibitor} &= \frac{918,7300 \text{ kg/jam}}{2.526,042 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,3637 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

#### 4. Menghitung *Make-Up Water* ( $W_m$ )

$$W_c = \text{aliran air sirkulasi masuk } \textit{Cooling Tower} = 462,9844 \text{ m}^3/\text{jam}$$

*Water evaporation* ( $W_e$ )

$$\begin{aligned}W_e &= 0,00085 W_c \times (T_1 - T_2) \quad (\text{Eq. 12.10, Perry's, 1997}) \\ &= 14,1673 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\textit{Water drift loss} (W_d) &= 0,002 \times W_c \\ &= 0,9260 \text{ m}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

$$\textit{Water blowdown} (W_b) = W_e / (S - 1)$$

S = rasio klorida dalam air sirkulasi terhadap air *make up* 3–5,

diambil S = 5

$$W_b = 3,5418 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$W_m = W_e + W_d + W_b$$

$$= 18,6351 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Spesifikasi *Cooling Tower* (CT-101) ditunjukkan pada Tabel D.6.

Tabel D.6. Spesifikasi *Cooling Tower* (CT-101)

Alat	<i>Cooling Tower</i>
Kode	CT-101
Fungsi	Mendinginkan air pendingin yang telah digunakan oleh peralatan proses dengan menggunakan media pendingin udara dan mengolah dari temperatur 50°C menjadi 30°C
Tipe	<i>Inducted Draft Cooling Tower</i>
Kapasitas	462,9844 m <sup>3</sup> /jam
Dimensi	Panjang = 12,3088 m Lebar = 6,1544 m Tinggi = 6,100 m
Tenaga motor	Daya fan = 40 hp
Bahan Konstruksi	Beton
Jumlah	1 buah

e. ***Filter Water Tank (ST-404)***

Fungsi alat : Untuk menampung air keluaran sand filter

Tipe tangki : Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (*flat bottom*) dan atap (*head*) berbentuk kerucut (*conical*)

Tekanan : 101,15 kPa = 1 atm

Temperatur : 30 °C = 86 °F

**1. Menghitung Volume Tangki**

Kebutuhan air proses = Air *output* sand filter

$$= 46,7249 \text{ m}^3/\text{jam} = 46.391,1059 \text{ kg/jam}$$

Waktu tinggal = 1 jam

$V_{\text{H}_2\text{O}} = \text{Jumlah air} \times \text{Waktu tinggal}$

$$= 46,7249 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} = 46,7249 \text{ m}^3$$

*Safety factor* = 20 % (Peter and Timmerhaus, 1991, Hal:37)

Volume tangki = 1,2 x  $V_{\text{H}_2\text{O}}$

$$= 1,2 \times 46,7249 \text{ m}^3$$

$$= 56,0699 \text{ m}^3$$

## 2. Menghitung Diameter dan Tinggi Tangki

Rasio H/D yang di ambil adalah rasio yang memberikan luas tangki yang paling kecil. Berdasarkan Tabel 4-27, Ulrich, 1984, dimana  $H_s/D < 2$ .

Asumsi awal digunakan  $H_s = D$  atau  $H_s/D = 1$

$$V = 1/4 \times \pi \times D^2 \times H = 1/4 \times \pi \times D^2 \times D$$

$$D = ((4V)/\pi)^{0,5}$$

Sehingga diperoleh:  $D = 4,1491 \text{ m} = 13,6123 \text{ ft}$

$$H = 4,1491 \text{ m} = 13,6123 \text{ ft}$$

Nilai standar (Brownell and Young, App. E, Item 1, Hal. 346) :

$$D = 15 \text{ ft} = 4,5721 \text{ m} = 180 \text{ in}$$

$$H = 12 \text{ ft} = 3,6576 \text{ m} = 144 \text{ in}$$

(tangki yang digunakan adalah tipe *large tank*)

Maka,

$$\text{Volume tangki} = 2.120,5750 \text{ ft}^3 = 60,0502 \text{ m}^3$$

Diperoleh data (Brownell and Young, App. E, Item 2, Hal. 347) :

*Number of courses* = 2

Lebar *plate* standar = 6 ft

### 3. Menghitung Tekanan Desain

$$P_{\text{abs}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$\begin{aligned} H_{\text{liquid}} &= (V_{\text{liquid}} / V_{\text{tangki}}) \times H_{\text{tangki}} \\ &= (46,7249 \text{ m}^3 / 60,0502 \text{ m}^3) \times 3,6576 \text{ m} \\ &= 2,8460 \text{ m} = 9,3372 \text{ ft} = 112,0460 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Dimana } \rho = 992,1825 \text{ kg/m}^3 = 61,9398 \text{ lb/ft}^3$$

Dimana,  $P_{\text{hidrostatik}}$  :

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho \times H_L \times \frac{g}{g_c}}{144} \quad (\text{Pers. 3.17, Brownell, 1959}) \\ &= 4,0163 \text{ psi} \end{aligned}$$

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

$$\text{Maka, } P_{\text{abs}} = 18,7163 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5-10 % diatas tekanan absolut (Coulson, 1988, Hal:637). Tekanan desain yang dipilih 10% diatasnya. Tekanan desain pada *ring* ke-1 (paling bawah) :

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times 18,7163 \text{ psi} = 20,5879 \text{ psi}$$

Hasil perhitungan  $P_{\text{design}}$  pada berbagai ketinggian cairan :

<i>Course</i>	$H_{\text{liquid}}$ (ft)	$P_{\text{hid}}$ (psi)	$P_{\text{abs}}$ (psi)	$P_{\text{desain}}$ (psi)
1	9,3372	4,0163	18,7163	20,5879
2	3,3372	1,4354	16,1354	17,7490



#### 4. Menentukan Tebal *Plate*

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

Keterangan :

$$F = 12.650$$

(Brownell and Young, 1959, Tabel 13.1 untuk T = -20 - 650 °F)

$$E = 0,8 \text{ (Jenis sambungan las : } \textit{single-butt weld})$$

$$C = 0,125 \text{ (Coulson, Vol 6, Hal. 217)}$$

Maka,

<i>Course</i>	ts (in)	ts standar (in)
1	0,3083	5/16
2	0,2830	5/16

#### 5. Menentukan Panjang *Plate*

Untuk menghitung panjang *shell*, persamaan yang digunakan

adalah :

$$L = \frac{\pi \cdot D_o - (\textit{weld length})}{12 \cdot n}$$

Keterangan :

L = panjang *plate*, in

D<sub>o</sub> = diameter luar *shell*, in = D<sub>i</sub> + (2 x t<sub>s</sub>)

n = jumlah *plate* = 2 buah

*Weld length* = Banyak *plate* pada sekeliling *plate* x Banyak

sambungan pengelasan vertikal

= n x *Butt welding*

*Butt welded* = 0,1563 (Brownell and Young, Hal. 254)

Maka,

Course	Do (in)	L (ft)
1	180,6250	23,6253
2	180,6250	23,6253

## 6. Desain Atap

- Perhitungan sudut elemen *conis*

Bentuk atap yang digunakan adalah *conical* (konis). Untuk *roof with large diameter* yang menggunakan pengelasan *lap joint*, minimal desain *lap* yang diizinkan adalah 1 in dengan tebal *plate* minimal  $\frac{3}{16}$  in. Besar sudut elemen konis dihitung dengan persamaan :

$$\min \sin \theta = \frac{D}{430t} \quad (\text{Pers. 4.6, Brownell and Young, 1959})$$

Keterangan :

$\theta$  = sudut elemen konis dengan horizontal

D = diameter tangki, ft

t = tebal *cone (head)*, in

Digunakan tebal konis (t) = 0,3125 in

Maka,  $\min \sin \theta = 0,1116$

$$\theta = 6,4092^\circ$$

- Pemeriksaan *compressive stress* yang diizinkan

$$f_{\text{allowable}} = 1,5 \times 10^6 \frac{t}{r} \leq \frac{1}{3} \text{ yield point}$$

Keterangan :

$f_{allowable}$  = *compressive stress* yang diizinkan, psi

$t$  = tebal konis, in

$r$  = jari-jari lekukan (*curvature*), in

$$\begin{aligned} \text{Dimana, } r &= \frac{6D}{\sin \theta} \\ &= 806,2500 \text{ ft} \\ &= 9.675,000 \text{ in} \end{aligned}$$

*Yield point* = 30.000

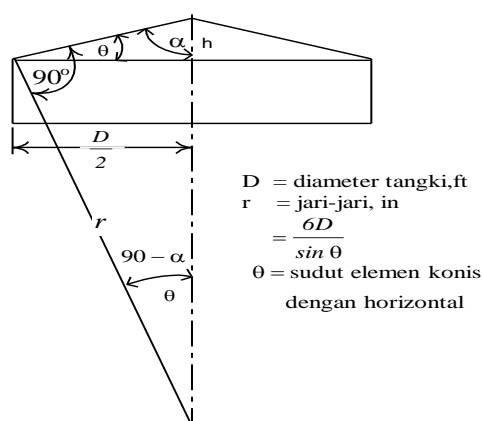
(Tabel 3.1, Brownell and Young, 1959, Hal. 37)

Maka,  $f_{allowable} = 48,4496$

Dimana  $f_{allowable} < (\text{Yield point}/3) = 48,4496 < 10.000$

Maka, tebal *plate* = 0,3125 in dapat digunakan.

- Perhitungan tinggi atap



Gambar D.3. Jari-jari lekukan untuk atap konis

Tinggi atap dapat dihitung dengan korelasi sudut pada gambar :

$$\tan \theta = \frac{H}{\frac{1}{2}D}$$

Dimana:  $\tan \theta = 0,1123$

Maka,  $H = 0,8425 \text{ ft} = 0,2568 \text{ m}$

- Menghitung tinggi total tangki penyimpanan air

$$\begin{aligned}
 H_{\text{tangki}} &= H_{\text{shell}} + H_{\text{roff}} \\
 &= 12 \text{ ft} + 0,8425 \text{ ft} \\
 &= 12,8425 \text{ ft} \\
 &= 3,9144 \text{ m}
 \end{aligned}$$

## 7. Desain Lantai

Untuk memudahkan pengelasan dan mengizinkan terjadinya korosi, pada lantai dipakai *plat* dengan tebal minimal  $\frac{1}{4}$  in. Tegangan yang bekerja pada *plat* yang digunakan pada lantai harus diperiksa agar diketahui apakah *plat* yang digunakan memenuhi persyaratan atau tidak (Brownell and Young, 1959).

Menghitung tekanan yang bekerja pada *bottom*

- Menghitung *compressive stress* yang dihasilkan oleh berat

$$\begin{aligned}
 &\text{cairan} \\
 S_1 &= \frac{w}{\frac{1}{4} \pi D_i^2}
 \end{aligned}$$

$$w = 2,2046 \text{ lb}$$

$$S_1 = 0,000087 \text{ psi}$$

- Menghitung *compressive stress* yang dihasilkan oleh berat *shell*

$$S_2 = \frac{X \rho_s}{144}$$

Keterangan :

$$X = \text{tinggi tangki, ft} = 12,8425 \text{ ft}$$

$$\rho_s = \text{densitas shell} = 489 \text{ lb/ft}^3$$

(Tabel 6, Peter and Timmerhaus)

Maka,

$$S_2 = 43,6109 \text{ psi}$$

Tegangan total yang bekerja pada lantai :

$$\begin{aligned} S_t &= S_1 + S_2 \\ &= 43,6110 \text{ psi} \end{aligned}$$

Batas tegangan lantai yang diizinkan :

$$S_t < \text{Tegangan bahan plat (f) x Efisiensi pengelasan (E)}$$

$$43,6110 < 10.120 \text{ (memenuhi)}$$

Tabel D.7 Spesifikasi *Filtered Water Tank* (ST-404)

Alat	<i>Filtered Water Tank</i>		
Kode	ST-404		
Fungsi	Menampung air keluaran <i>sand filter</i> sebanyak 46,7249 m <sup>3</sup> /jam		
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar ( <i>flat bottom</i> ) dan atap ( <i>head</i> ) berbentuk <i>conical</i>		
Kapasitas	60,0502 m <sup>3</sup>		
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D)	4,5721	m
	Tinggi <i>shell</i> (H <sub>s</sub> )	3,6576	m
	Tebal <i>shell</i> (t <sub>s</sub> )	0,3125	in
	Tinggi atap	0,2568	m
	Tebal lantai	0,1875	in
	Jumlah courses	2	buah
Tutup atas	Bentuk <i>conical</i>		
Tekanan desain	20,5879 psi		

Tebal head	0,3125 in
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

---

**f. Tangki Alum (ST-401)**

Fungsi alat :Tempat menyiapkan dan menampung larutan alum konsentrasi 55 % volume selama 1 hari untuk diinjeksikan ke dalam *clarifier*

Tipe tangki : Tangki silinder vertikal menggunakan *torispherical dished head and bottom*

Diketahui :

Tekanan = 101,15 kPa = 1 atm

Temperatur = 30 °C = 86 °F

Konsentrasi alum di storage = 55 % (Sumber: Data MSDS)

Kebutuhan alum = konsentasi alum di BP x laju alir air di BP

$$= 36,6488 \text{ kg/jam}$$

Supplay alum ke BP = kebutuhan alum/konsentrasi alum di storage

$$= 66,6342 \text{ kg/jam}$$

Densitas alum = 1.307 kg/m<sup>3</sup>

Laju alir alum = supplay alum ke BP/densitas alum

$$= 0,0510 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Waktu tinggal = 1 hari = 24 jam

Volume tangki :

*Overdesign* = 20 %

$$\text{Volume tangki} = 1,2 \times 0,0510 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam} = 1,4683 \text{ m}^3$$

Rasio H/D yang di ambil adalah rasio yang memberikan luas tangki yang paling kecil. Berdasarkan Tabel 4-27, Ulrich, 1984, dimana  $H_s/D < 2$ .

Digunakan  $H_s = D$  atau  $H_s/D = 1$

$$V = 1/4 \times \pi \times D^2 \times H = 1/4 \times \pi \times D^2 \times D$$

$$D = ((4V)/\pi)^{0,5}$$

$$\text{Sehingga diperoleh: } D = 1,2321 \text{ m} = 4,0423 \text{ ft}$$

$$H = 1,2321 \text{ m} = 4,0423 \text{ ft}$$

Nilai standar (Brownell and Young, App. E, Item 1, Hal. 346) :

$$D = 5 \text{ ft} = 1,5240 \text{ m} = 60 \text{ in}$$

$$H = 5 \text{ ft} = 1,5240 \text{ m} = 60 \text{ in}$$

Maka,

$$\text{Volume tangki} = 98,1250 \text{ ft}^3 = 2,7787 \text{ m}^3$$

### 1. Menghitung Tekanan Desain

$$P_{\text{abs}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$\begin{aligned} H_{\text{liquid}} &= (V_{\text{liquid}} / V_{\text{tangki}}) \times H_{\text{tangki}} \\ &= (1,2236 \text{ m}^3 / 2,7787 \text{ m}^3) \times 1,5240 \text{ m} \\ &= 0,6711 \text{ m} = 2,2017 \text{ ft} = 26,4207 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Dimana } \rho = 1.307 \text{ kg/m}^3 = 81,5933 \text{ lb/ft}^3$$

Dimana,  $P_{\text{hidrostatik}}$  :

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho \times H_L \times g}{144 g_c} \quad (\text{Pers. 3.17, Brownell, 1959}) \\ &= 1,2475 \text{ psi} \end{aligned}$$

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

$$\text{Maka, } P_{\text{abs}} = 15,9475 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5-10 % diatas tekanan absolut (Coulson, 1988, Hal:637). Tekanan desain yang dipilih 10% diatasnya.

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times 15,9475 \text{ psi} = 17,5423 \text{ psi}$$

## 2. Tebal *Shell* Reaktor

Bahan : *Carbon Steels* SA-283 grade C

Untuk menentukan tebal *shell*, persamaan yang digunakan adalah :

$$t_s = \frac{P_d \cdot r_i}{2(f \cdot E - 0,6 \cdot P_d)} + C$$

dimana :

$$t_s = \text{tebal shell (in)}$$

$$P_d = \text{tekanan desain (psi)} = 17,5423 \text{ psi}$$

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

$$= 12.650 \text{ psi (tabel 13.1, Brownell \& Young)}$$

$$r_i = \text{jari-jari dalam shell (in)} = \frac{1}{2} D_s = \frac{1}{2} \times 60 \text{ in} = 30 \text{ in}$$

$$E = \text{Efisiensi pengelasan} = 0,8000 \text{ (single-buttt weld)}$$

$$C = \text{Faktor korosi yang diizinkan} = 0,125 \text{ in/ 10 tahun}$$

$$t_s = 0,1771 \text{ in}$$

$$\text{Digunakan } t_s \text{ standar} = 1/4 \text{ in} = 0,2500 \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar shell (OD}_s) = ID_s + 2 \cdot t_s = 60,5000 \text{ in}$$

## 3. Head dan Bottom Reaktor

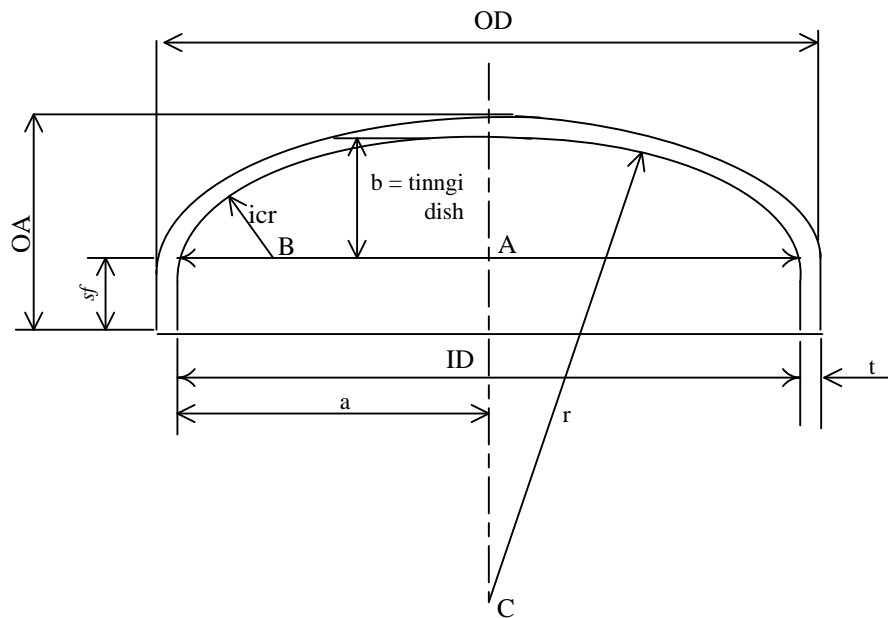
Bentuk *head* & *bottom* reaktor dianggap sama.

Bahan : *Carbon Steels* SA-283 grade C



Jenis : *Torispherical flanged and dished head* (mampu menahan tekanan dalam rentang 15 psig (1,0207 atm) – 200 psig (13,6092 atm))

Spesifikasi:



Gambar D.4. *Torispherical flanged and dished head*

Keterangan :

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

Diameter dalam *head* ( $ID_h$ ) = Diameter dalam *shell* ( $ID_s$ )  
 = 60 in

**Tebal *head* ( $t_h$ )**

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2f\varepsilon - 0,2P} + c \quad (\text{Pers. 7.77, Brownell \& Young})$$

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r_c}{icr}} \right) \quad (\text{Pers. 7.76, Brownell \& Young})$$

dimana :

$t_h$  = tebal head (in)

$P$  = tekanan desain (psi) = 17,5423 psi

$f$  = *allowable stress* (psi)

= 12.650 psi (tabel 13.1, Brownell & Young)

$W$  = *stress-intensification factor*

Berdasarkan table 5.7 Brownell & Young, OD standar yang digunakan 60 in

$r_c$  = 60 in

$icr$  = *inside corner radius* = 3,6250 in

$E$  = Efisiensi pengelasan = 0,8000 (*single-butt weld*)

$C$  = Faktor korosi yang diizinkan (in) = 0,125 in/ 10 tahun

$W$  = 1,7671 in

$t_h$  = 0,2169 in

Digunakan  $t_s$  standar = 1/4 in = 0,2500 in

**Tinggi *head* (OA)**

OA =  $b + sf + t_h$

dimana,

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

$$b = 3,2423 \text{ in}$$

Dari table 5.6 Brownell & Young, digunakan  $sf = 2 \text{ in}$

Jadi, tinggi *head* (OA) :

$$OA = t_h + b + sf = 4,3492 \text{ in (0,1105 m atau 0,3624 ft)}$$

### Tinggi Tangki

$$\text{Tinggi total} = \text{Panjang shell (L)} + 2 \times \text{Tinggi head (OA)}$$

$$= 1,5240 \text{ m} + (2 \times 0,1105 \text{ m})$$

$$= 1,7450 \text{ m (5,7249 ft)}$$

Tabel D.8. Spesifikasi Tangki Alum (ST-401)

Alat	Tangki Alum	
Kode	ST-401	
Fungsi	Menyiapkan dan menyimpan larutan alum konsentrasi 55 % volum selama 1 hari untuk diinjeksikan ke dalam <i>clarifier</i>	
	Tangki silinder vertikal menggunakan <i>torispherical</i>	
Bentuk	<i>dished head and bottom</i>	
Kapasitas	1,4683m <sup>3</sup>	
Dimensi	Diameter	1,5367 m
	Tinggi	1,7450 m
	Tebal <i>shell</i>	0,2500 in
	Tebal head + tebal bottom	0,2500 in
Tekanan desain	17,5423psi	

Bahan konstruksi *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Jumlah 1 buah

**g. Tangki Klorin (ST-402)**

Fungsi alat : Tempat menyiapkan dan menampung larutan klorin konsentrasi 30% volume selama 1 hari untuk diinjeksikan ke dalam *clarifier*

Tipe tangki : Tangki silinder vertikal menggunakan *torispherical dished head and bottom*

Tekanan : 101,15 kPa = 1 atm

Temperatur : 30 °C = 86 °F

Dengan cara perhitungan yang sama seperti pada Tangki Alum (ST-401), diperoleh spesifikasi Tangki Klorin (ST-402) sebagai berikut :

Tabel D.9. Spesifikasi Tangki Klorin (ST-402)

Alat	Tangki Klorin	
Kode	ST-402	
Fungsi	Tempat menyiapkan dan menampung larutan klorin konsentrasi 30% volume selama 1 hari untuk diinjeksikan ke dalam <i>clarifier</i>	
Bentuk	Tangki silinder vertikal menggunakan <i>torispherical dished head and bottom</i>	
Kapasitas	16,1513 m <sup>3</sup>	
Dimensi	Diameter	2,7623 m
	Tinggi	3,0410 m

	Tebal <i>shell</i>	0,3750 in
	Tebal head + tebal bottom	0,3750 in
Tekanan desain	19,8888 psi	
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	
Jumlah	1 buah	

---

#### h. Tangki NaOH (ST-403)

Fungsi alat : Tempat menyiapkan dan menampung larutan soda kaustik (NaOH) selama 1 hari untuk diinjeksikan ke dalam *clarifier*

Tipe tangki : Tangki silinder vertikal menggunakan *torispherical dished head and bottom*

Tekanan : 101,15 kPa = 1 atm

Temperatur : 30 °C = 86 °F

Dengan cara perhitungan yang sama seperti pada Tangki Alum (ST-401), diperoleh spesifikasi Tangki Soda Kaustik (ST-403) sebagai berikut:

Tabel D.10. Spesifikasi Tangki NaOH (ST-403)

Alat	Tangki NaOH
Kode	ST-403
Fungsi	Tempat menyiapkan dan menampung larutan soda kaustik selama 1 hari untuk diinjeksikan ke dalam <i>clarifier</i>
Bentuk	Tangki silinder vertikal menggunakan <i>torispherical</i>

---

---

	<i>dished head and bottom</i>	
Kapasitas	0,5608 m <sup>3</sup>	
Dimensi	Diameter	0,9747 m
	Tinggi	1,0846 m
	Tebal <i>shell</i>	0,1875 in
	Tebal head + tebal bottom	0,1875 in
Tekanan desain	17,6720 psi	
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	
Jumlah	1 buah	

---

**i. Tangki Dispersant (ST-405)**

Fungsi alat : Tempat menyiapkan dan menampung larutan dispersant selama 1 hari untuk diinjeksikan ke dalam *cooling tower*

Tipe tangki : Tangki silinder vertikal menggunakan *torispherical dished head and bottom*

Tekanan : 101,15 kPa = 1 atm

Temperatur : 30 °C = 86 °F

Dengan cara perhitungan yang sama seperti pada Tangki Alum (ST-401), diperoleh spesifikasi Tangki Dispersant (ST-405) sebagai berikut

:

Tabel D.11. Spesifikasi Tangki Dispersant (ST-405)

Alat	Tangki Dispersant		
Kode	ST-405		
Fungsi	Tempat menyiapkan dan menampung larutan dispersant selama 1 hari untuk diinjeksikan ke dalam <i>cooling tower</i>		
Bentuk	Tangki silinder vertikal menggunakan <i>torispherical dished head and bottom</i>		
Kapasitas	6,6436 m <sup>3</sup>		
Dimensi	Diameter	2,1495	m
	Tinggi	2,4219	m
	Tebal <i>shell</i>	0,3125	in
	Tebal head + tebal bottom	0,3125	in
Tekanan desain	18,5749 psi		
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>		
Jumlah	1 buah		

**j. Tangki Inhibitor (ST-406)**

Fungsi alat : Tempat menyiapkan dan menampung larutan inhibitor selama 1 hari untuk diinjeksikan ke dalam *cooling tower*

Tipe tangki : Tangki silinder vertikal menggunakan *torispherical dished head and bottom*

Tekanan : 101,15 kPa = 1 atm

Temperatur : 30 °C = 86 °F

Dengan cara perhitungan yang sama seperti pada Tangki Alum (ST-401), diperoleh spesifikasi Tangki Inhibitor (ST-406) sebagai berikut :

Tabel D.12. Spesifikasi Tangki Inhibitor (ST-406)

Alat	Tangki Inhibitor		
Kode	ST-406		
Fungsi	Tempat menyiapkan dan menampung larutan inhibitor selama 1 hari untuk diinjeksikan ke dalam <i>cooling tower</i>		
Bentuk	Tangki silinder vertikal menggunakan <i>torispherical dished head and bottom</i>		
Kapasitas	25,3338 m <sup>3</sup>		
Dimensi	Diameter	3,3750	m
	Tinggi	4,0434	m
	Tebal <i>shell</i>	0,4375	in
	Tebal head + tebal bottom	0,4375	in
Tekanan desain	20,0181 psi		
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>		
Jumlah	1 buah		

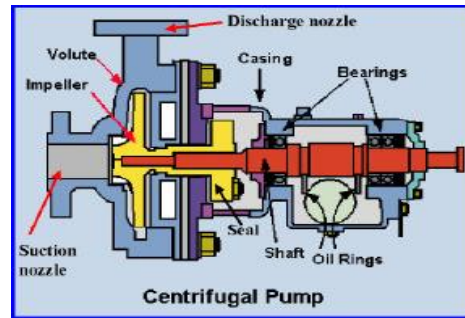
### 3. Pompa Utilitas

#### a. Pompa Utilitas 1 (PU-401)

Fungsi : Memompa air sungai sebanyak 46.370,5776 kg/jam ke Bak Sedimentasi (BS-401).

Jenis : *Centrifugal pump*





Gambar D.5 *Centrifugal pump*

Alasan Pemilihan:

- Dapat digunakan *range* kapasitas yang besar dan tekanan tinggi
- Konstruksi sederhana sehingga harganya relatif lebih murah
- Kecepatan putarannya stabil
- Tidak memerlukan area yang luas

*Friction loss* yang perlu diperhitungkan antara lain:

- Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa
- Friksi pada pipa lurus
- Friksi pada *elbow*
- Friksi pada *valve*

Asumsi :

- Sifat-sifat fisis cairan dianggap tetap
- Fluida *incompressible*

### Menghitung Debit Cairan

Diketahui:

Laju alir massa,  $G = 46.370,5776 \text{ kg/jam} = 12,8807 \text{ kg/s}$

Densitas,  $\rho = 992,857 \text{ kg/m}^3$

Viskositas,  $\mu = 0,001 \text{ kg/m.s}$

Over desain = 10 %

$G = 1,1 \times 46.370,5776 \text{ kg/jam}$

$= 51.007,6353 \text{ kg/jam} = 14,1688 \text{ kg/s}$

Debit,  $Q$  :

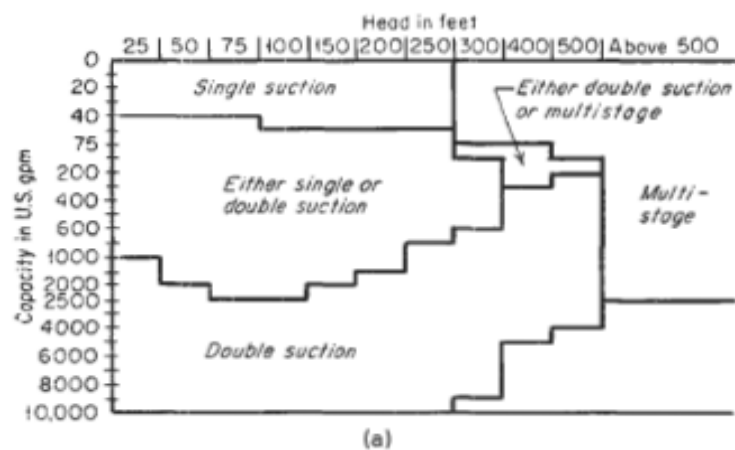
$$Q = \frac{G}{\rho}$$

$$= \frac{51.007,6353}{992,857}$$

$$= 51,3746 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0143 \text{ m}^3/\text{s} = 226,0483 \text{ gpm}$$

Dari Fig. 7.14 a & b Walas dan Tabel 10.17 Coulson untuk kapasitas

226,0483 gpm digunakan pompa *centrifugal* tipe *single- suction*.



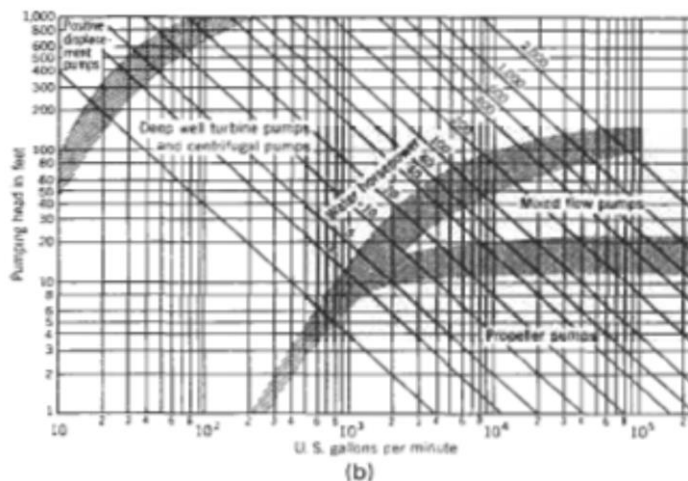


Table 10.17. Normal operating range of pumps

Type	Capacity range (m <sup>3</sup> /h)	Typical head (m of water)
Centrifugal	0.25 – 10 <sup>3</sup>	10–50 300 (multistage)
Reciprocating	0.5 – 500	50–200
Diaphragm	0.05 – 50	5–60
Rotary gear and similar	0.05 – 500	60–200
Rotary sliding vane or similar	0.25 – 500	7–70

Gambar D.6. Jenis pompa berdasarkan kapasitas

### Menghitung Diameter Pipa

$$D_{\text{opt}} = 226 \times G^{0,52} \times \rho^{-0,37} \quad (\text{Pers. 5.14 Coulson, 1983})$$

$$= 226 \times (14,1688)^{0,52} \times (992,857)^{-0,37}$$

$$= 80,3190 \text{ mm} = 3,1324 \text{ in}$$

Keterangan :

$D_{\text{opt}}$  = Diameter pipa optimum (mm)

$G$  = Laju alir massa (kg/s)

$\rho$  = Densitas larutan (kg/m<sup>3</sup>)

Dari Tabel.11. Kern, 1950 diperoleh :

$$\text{NPS} = 3,5 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 3,548 \text{ in (0,090 m)}$$

$$\text{OD} = 4 \text{ in}$$

$$A = 0,0687 \text{ ft}^2 (0,0064 \text{ m}^2)$$

### **Menentukan Bilangan Reynold ( $N_{Re}$ )**

Bilangan reynold ( $N_{Re}$ ) dapat dihitung dengan persamaan:

$$N_{Re} = \frac{\rho \times \text{ID} \times v}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, 1993, pers.4.5-5})$$

Keterangan:

$N_{Re}$  = Bilangan Reynold

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

ID = Diameter dalam pipa (m)

$v$  = Kecepatan aliran (m/s)

$\mu$  = Viskositas larutan ( $\text{kg/m.s}$ )

Kecepatan aliran,  $v$  :

$$\begin{aligned} v &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,0143}{0,0064} \\ &= 2,2373 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Bilangan reynold,  $N_{Re}$  :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{992,857 \times 0,090 \times 2,2373}{0,001} \\ &= 241.620,0489 \text{ (aliran turbulen, } N_{Re} > 2100) \end{aligned}$$

### Menghitung *Friction loss*

*Friction loss* dihitung dengan persamaan 2.10-18 Geankoplis, 1993 :

$$\Sigma F = 4f \frac{\Delta L}{ID} \frac{v^2}{2} + K_{ex} \frac{v_1^2}{2} + K_c \frac{v_2^2}{2} + K_f \frac{v_1^2}{2}$$

Jika kecepatan  $v$ ,  $v_1$ ,  $v_2$  sama, maka (Geankoplis, 1993. pers.2.10-19) :

$$\Sigma F = \left( 4f \frac{\Delta L}{ID} + K_{ex} + K_c + K_f \right) \frac{v^2}{2}$$

a. Friksi karena kontraksi dari sungai ke pipa.

$$\begin{aligned} h_c &= 0,55 \left( 1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 \frac{V^2}{2\alpha} && \text{(Geankoplis, 1993. pers.2.10-16)} \\ &= K_c \frac{V^2}{2\alpha} \end{aligned}$$

Keterangan :

$h_c$  = *friction loss*

$V$  = kecepatan pada bagian *downstream*

$\alpha$  = faktor koreksi, aliran turbulen = 1

$A_2$  = luas penampang yang lebih kecil

$A_1$  = luas penampang yang lebih besar

$A_2/A_1 = 0$

$K_c = 0,55$

$$\begin{aligned} h_c &= K_c \frac{V^2}{2\alpha} \\ &= 0,55 \frac{2,736^2}{2 \times 1} \\ &= 1,3765 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

## b. Friksi pada pipa lurus

Diketahui :

$$N_{Re} = 241.620,0489$$

$$\varepsilon = 0,000046 \text{ m untuk pipa } \textit{comercial steel}$$

(Gambar 2.10-3. Geankoplis, 1993)

$$ID = 0,102 \text{ m}$$

$$\varepsilon/ID = 0,0004$$

$$f = 0,006 \quad (\text{Gambar 2.10-3. Geankoplis,1993})$$

$$\Delta L = 571,324 \text{ m}$$

Sehingga friksi pada pipa lurus :

$$F_f = 4f \frac{\Delta L}{ID} \frac{V^2}{2} \quad (\text{Geankoplis, 1993. Pers.2.10-6})$$

$$= 256,4400 \text{ J/kg}$$

c. Friksi pada sambungan (*elbow*)

Diketahui :

$$\text{Jml } \textit{elbow} = 3$$

$$K_f = 0,75 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis})$$

$$h_f = \sum K_f \left[ \frac{V^2}{2} \right] \quad (\text{Geankoplis, 1993. pers.2.10-17})$$

$$= 5,6311 \text{ J/kg}$$

d. Friksi pada *valve*

$$\textit{Globe valve wide} = 1 = K_f = 6,00 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, 1983})$$

$$\textit{Gate valve wide} = 2 = K_f = 0,170 \quad (\text{Tabel 2.10-1, Geankoplis, 1983})$$

$$h_f = \sum K_f \left[ \frac{V^2}{2} \right] \quad (\text{Geankoplis, 1993. pers.2.10-17})$$

$$= 15,8673 \text{ J/kg}$$

Total friksi :

$$\Sigma F = h_C + F_f + h_{f, \text{ elbow}} + h_{f, \text{ valve}}$$

$$= 280,6914 \text{ J/kg}$$

### Menghitung tenaga pompa yang digunakan

Persamaan neraca energi yang dijelaskan melalui persamaan Bernaulli

(pers. 2.7-28 Geankoplis, 1983) :

$$-W_s = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2\alpha} + g(Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F$$

Diketahui :

$$Z_1 = -2 \text{ m (asal pemompaan dari sungai)}$$

$$Z_2 = 5 \text{ m (tujuan pemompaan)}$$

$$P_1 = 1 \text{ atm (101.325 N/m}^2\text{)}$$

$$P_2 = 1 \text{ atm (101.325 N/m}^2\text{)}$$

$$v_1 = v_2 = 2,2373 \text{ m/s}$$

$$\rho = 992,857 \text{ kg/m}^3$$

$$\alpha = 1$$

$$g = 9,806 \text{ m/s}^2$$

$$\Sigma F = 280,6914 \text{ J/kg}$$

Sehingga :

$$-W_s = 348,126 \text{ J/kg}$$

Dari Gambar 10.62, Coulson, 1983, hal 380 untuk  $Q = 51,3746 \text{ m}^3/\text{jam}$ ,

maka efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 80 %.

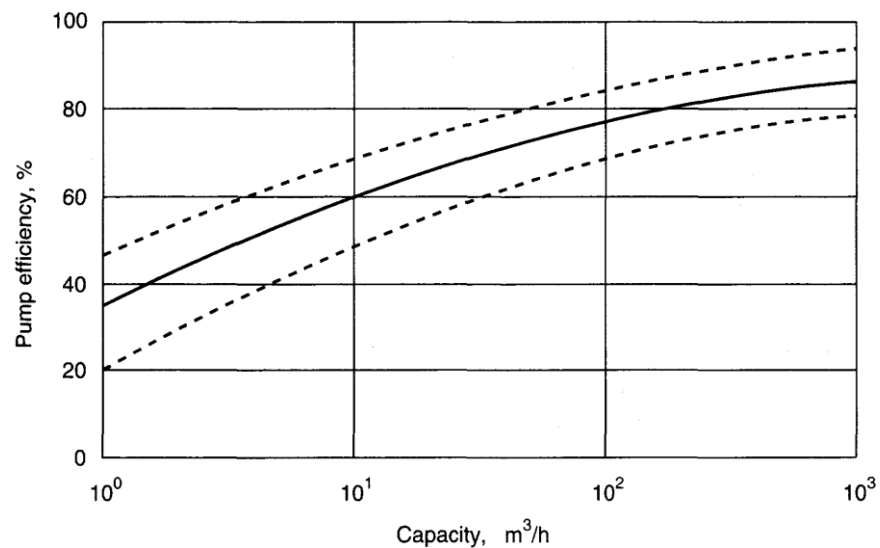


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Gambar D.7 Efisiensi pompa

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} \quad (\text{Geankoplis, 1993. pers.3.3-1})$$

$$= 435,1574 \text{ J/kg}$$

$$\text{Power} = G \times W_p \quad (\text{Geankoplis, 1993. pers.3.3-2})$$

$$= 14,1688 \text{ kg/s} \times 435,1574 \text{ J/kg}$$

$$= 6.165,6526 \text{ J/s} = 6,1656 \text{ kW} = 8,2683 \text{ hp}$$

Digunakan power motor standar 10 hP

(Alfa Laval Pump Handbook, 2001)

### Menghitung NSPH

Untuk mengatasi kavitasi, NPSH yang tersedia harus lebih besar dari

NPSH yang dibutuhkan,  $NPSH_A > NPSH_R$ , sehingga perlu dihitung

$NPSH_A$  sebagai berikut :

$NPSH$  (*Net Positive Suction Head*)available :

$$NPSH_a = P_a \pm h_s - h_{fs} - P_{vp} \quad (\text{Alfa Laval Pump Handbook, 2001:32})$$

$$\text{Dimana } P_a \text{ (absolute pressure)} = \frac{2,3 \times P_{\text{sistem}}}{\text{Spesifikgravity}}$$



$$P \text{ sistem} = 14,6960 \text{ psi}$$

$$\text{Specific gravity} = \frac{61,9379 \text{ lb/ft}^3}{62,5 \text{ lb/ft}^3} = 0,9910$$

$$h_s \text{ (static suction head)} = z_1 = -2 \text{ m} = -6,5617 \text{ ft}$$

$$P_v \text{ (vapour pressure)} = 0,6185 \text{ psi} = 1,4288 \text{ ft}$$

$$h_{fs} \text{ (pressure loss due to friction)} = \frac{0,0823 \times SG \times f \times L \times V^2}{D}$$

$$f = 0,0045$$

$$L = 513 \text{ m}$$

$$v = 2,2373 \text{ m/s}$$

$$SG = 0,9910$$

$$ID = 3,548 \text{ in}$$

Maka :

$$h_{fs} = 6,5378 \text{ m}$$

$$NPSH_a = 4,5377 \text{ m}$$

$$NPSH_R = \left( \frac{n Q^{0,5}}{S} \right)^{4/3} = \left( \frac{3.500 \times 226,0483^{0,5}}{7.900} \right)^{4/3}$$

$$= 0,9992 \text{ m}$$

Keterangan :

$n$  = kecepatan putaran 3.500 rpm (Walas, 1988)

$Q$  = debit, gpm (226,0483 gpm)

$S$  = kecepatan spesifik 7.900 rpm (Walas, 1988)

$NPSH_A > NPSH_R$ , pompa aman dari kavitasi

Keterangan :

$NPSH_R$  = Net Positive suction head required (ft)

$NPSH_A = \text{Net Positive suction head available (ft)}$

Tabel D.13. Spesifikasi Pompa Utilitas 1 (PU – 401)

Alat	Pompa Utilitas 1
Kode	PU – 401
Fungsi	Memompa air sungai ke Bak Sedimentasi (SD – 401)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 283</i>
Kapasitas	51,3746m <sup>3</sup> / jam
Efisiensi	80 %
Dimensi	NPS = 3,5 in Sch = 40 Panjang pipa lurus (L): 513 m Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit Standar <i>elbow</i> 90° : 3 unit Jumlah <i>gate valve</i> : 2 unit Beda ketinggian : 7 m
Power motor	10 hp
NPSH	4,5377m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

Dengan cara perhitungan yang sama seperti di atas maka diperoleh spesifikasi pompa utilitas yang lainnya.

**b. Pompa Utilitas 2 (PU-402)**

Tabel D.14. Spesifikasi Pompa Utilitas 2 (PU – 402)

Alat	Pompa Utilitas 2
Kode	PU – 402
Fungsi	Memompa air dari Bak Sedimentasi (SD-401) ke <i>Clarifier</i> (CF-401)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 283</i>
Kapasitas	51,3725 m <sup>3</sup> / jam
Efisiensi	70 %
Dimensi	NPS = 3,5 in  Sch = 40  Panjang pipa lurus (L): 11 m  Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit  Standar <i>elbow</i> 90° : 3 unit  Jumlah <i>gate valve</i> : 2 unit  Beda ketinggian : 2 m
Power motor	0,5 hp
NPSH	5,0378 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

**c. Pompa Utilitas 3 (PU-403)**

Tabel D.15. Spesifikasi Pompa Utilitas 3 (PU – 403)

Alat	Pompa Utilitas 3
Kode	PU – 403
Fungsi	Memompa Klorin dari <i>Storage Tank</i> (ST-401) ke pipa <i>Clarifier</i> (CL-401)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 283</i>
Kapasitas	0,6169 m <sup>3</sup> / jam
Efisiensi	40%
Dimensi	NPS = 0,3755 in Sch = 40 Panjang pipa lurus (L): 8 m Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit Standar <i>elbow</i> 90° : 3 unit Jumlah <i>gate valve</i> : 2 unit Beda ketinggian : 2,5 m
Power motor	0,5 hp
NPSH	0,830 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

**d. Pompa Utilitas 4 (PU-404)**

Tabel D.16. Spesifikasi Pompa Utilitas 4(PU – 404)

Alat	Pompa Utilitas 4
Kode	PU – 404
Fungsi	Memompa Alum dari <i>Storage Tank</i> (ST-402) ke pipa <i>Clarifier</i> (CL-401)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 283</i>
Kapasitas	0,0308 m <sup>3</sup> / jam
Efisiensi	40 %
Dimensi	NPS = 0,125 in Sch = 40 Panjang pipa lurus (L): 8 m Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit Standar <i>elbow</i> 90° : 3 unit Jumlah <i>gate valve</i> : 2 unit Beda ketinggian : 2,5 m
Power motor	0,5 hp
NPSH	0,517 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

**e. Pompa Utilitas 5 (PU-405)**

Tabel D.17. Spesifikasi Pompa Utilitas 5 (PU – 405)

Alat	Pompa Utilitas 5
Kode	PU – 405
Fungsi	Memompa Soda Kaustik dari <i>Storage Tank</i> (ST-403) ke pipa <i>Clarifier</i> (CL-401)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 283</i>
Kapasitas	0,0257 m <sup>3</sup> / jam
Efisiensi	60 %
Dimensi	NPS = 0,125 in Sch = 40 Panjang pipa lurus (L): 8 m Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit Standar <i>elbow</i> 90° : 3 unit Jumlah <i>gate valve</i> : 2 unit Beda ketinggian : 2,5 m
Power motor	0,5 hp
NPSH	0,511 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

### f. Pompa Utilitas 6 (PU-406)

Tabel D.18. Spesifikasi Pompa Utilitas 6 (PU – 406)

Alat	Pompa Utilitas 6
Kode	PU – 406
Fungsi	Memompa air dari <i>Clarifier</i> (CL-401) ke <i>Sand Filter</i> (SF-401)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 283</i>
Kapasitas	51,3702 m <sup>3</sup> / jam
Efisiensi	65 %
Dimensi	NPS = 3,5 in Sch = 40 Panjang pipa lurus (L): 22 m Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit Standar <i>elbow</i> 90° : 3 unit Jumlah <i>gate valve</i> : 2 unit Beda ketinggian : 2 m
Power motor	2 hp
NPSH	0,511 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

**g. Pompa Utilitas 7 (PU-407)**

Tabel D.19. Spesifikasi Pompa Utilitas 7 (PU – 407)

Alat	Pompa Utilitas 7
Kode	PU – 407
Fungsi	Memompa air dari <i>Sand Filter</i> (SF-401) ke <i>Filtered Water Tank</i> (ST-404)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 283</i>
Kapasitas	51,3625 m <sup>3</sup> / jam
Efisiensi	70 %
Dimensi	NPS = 3,5 in Sch = 40 Panjang pipa lurus (L): 7 m Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit Standar <i>elbow</i> 90° : 3 unit Jumlah <i>gate valve</i> : 2 unit Beda ketinggian : 3 m
Power motor	0,5 hp
NPSH	4,976 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)



**h. Pompa Utilitas 8 (PU-408)**

Tabel D.20. Spesifikasi Pompa Utilitas 8(PU – 408)

Alat	Pompa Utilitas 8
Kode	PU – 408
Fungsi	Memompa air <i>back wash</i> dari <i>Filtered Water Tank</i> (ST-404) ke <i>Sand Filter</i> (SF-401)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 283</i>
Kapasitas	1,0281 m <sup>3</sup> / jam
Efisiensi	60 %
Dimensi	NPS = 0,75 in Sch = 40 Panjang pipa lurus (L): 7 m Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit Standar <i>elbow</i> 90° : 3 unit Jumlah <i>gate valve</i> : 2 unit Beda ketinggian : 3 m
Power motor	0,5 hp
NPSH	2,0587 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

**i. Pompa Utilitas 9 (PU-409)**

Tabel D.21. Spesifikasi Pompa Utilitas 9 (PU – 409)

Alat	Pompa Utilitas 9
Kode	PU – 409
Fungsi	Memompa air dari <i>Filtered Water Tank</i> (ST-404) ke Tower Air untuk penggunaan sehari-hari
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 283</i>
Kapasitas	0,4580 m <sup>3</sup> / jam
Efisiensi	45 %
Dimensi	NPS = 0,375 in Sch = 40 Panjang pipa lurus (L): 250 m Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit Standar <i>elbow</i> 90° : 3 unit Jumlah <i>gate valve</i> : 2 unit Beda ketinggian : 3 m
Power motor	0,5 hp
NPSH	9,6056 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

**j. Pompa Utilitas 10 (PU-410)**

Tabel D.22. Spesifikasi Pompa Utilitas 10 (PU – 410)

Alat	Pompa Utilitas 10
Kode	PU – 410
Fungsi	Memompa air dari Filtered Water Tank (ST-404) ke Cooling Tower (CT-401)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 283</i>
Kapasitas	50,8937 m <sup>3</sup> / jam
Efisiensi	70 %
Dimensi	NPS = 3,5 in Sch = 40 Panjang pipa lurus (L): 8 m Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit Standar <i>elbow</i> 90° : 3 unit Jumlah <i>gate valve</i> : 2 unit Beda ketinggian : 6 m
Power motor	3 hp
NPSH	0,604 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

**k. Pompa Utilitas 11 (PU-411)**

Tabel D.23. Spesifikasi Pompa Utilitas 11 (PU – 411)

Alat	Pompa Utilitas 11
Kode	PU – 411
Fungsi	Memompa <i>dispersant</i> dari <i>Storage Tank</i> (ST-404) ke <i>Cooling Tower</i> (CT-401)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 283</i>
Kapasitas	0,2537 m <sup>3</sup> / jam
Efisiensi	40 %
Dimensi	NPS = 0,25 in Sch = 40 Panjang pipa lurus (L): 3 m Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit Standar <i>elbow</i> 90° : 2 unit Jumlah <i>gate valve</i> : 2 unit Beda ketinggian : 3 m
Power motor	0,5 hp
NPSH	1,1458 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

### I. Pompa Utilitas 12 (PU-412)

Tabel D.24. Spesifikasi Pompa Utilitas 12 (PU – 412)

Alat	Pompa Utilitas 12
Kode	PU – 412
Fungsi	Memompa <i>inhibitor</i> dari <i>Storage Tank</i> (ST-405) ke <i>Cooling Tower</i> (CT-401)
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 283</i>
Kapasitas	0,0200 m <sup>3</sup> / jam
Efisiensi	40 %
Dimensi	NPS = 0,125 in Sch = 40 Panjang pipa lurus (L): 3 m Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit Standar <i>elbow</i> 90° : 2 unit Jumlah <i>gate valve</i> : 2 unit Beda ketinggian : 3 m
Power motor	0,5 hp
NPSH	1,0036 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

### m. Pompa Utilitas 13 (PU-413)

Tabel D.25. Spesifikasi Pompa Utilitas 13 (PU – 413)

Alat	Pompa Utilitas 13
Kode	PU – 413
Fungsi	Memompa air dari <i>Cooling Tower</i> (CT-401) ke proses
Jenis	<i>Centrifugal pump, single suction, single stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel SA 283</i>
Kapasitas	424,1142 m <sup>3</sup> /jam
Efisiensi	85 %
Dimensi	NPS = 10 in Sch = 40 Panjang pipa lurus (L): 10 m Jumlah <i>globe valve</i> : 1 unit Standar <i>elbow</i> 90° : 2 unit Jumlah <i>gate valve</i> : 2 unit Beda ketinggian : 1 m
Power motor	5 hp
NPSH	4,0429 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

- **Unit Penyedia Udara *Instrument***

- 1. Kebutuhan Udara *Instrument***

Dalam Pabrik *Diphenylamine*, udara *instrument* dibutuhkan untuk menggerakkan instrumen–instrumen kontrol. Udara *instrument* yang

diperlukan didistribusi pada tekanan 7 kg/cm<sup>3</sup> serta dalam kondisi kering dan bebas debu (Tim Operasi Utilitas Pusri IB).

Dalam Pabrik *Diphenylamine* terdapat sekitar 31 alat kontrol yang memerlukan udara instrument untuk menggerakkannya, sehingga kebutuhan udara tekan pada pabrik ini diperkirakan mencapai 52,0800m<sup>3</sup>/jam. Mekanisme atau proses untuk membuat udara instrument dapat diuraikan berikut ini: Udara lingkungan ditekan dari tekanan atmosferik menjadi 7 kg/cm<sup>3</sup>dengan menggunakan kompresor (CP-401). Selanjutnya, udara melewati Air Filter (AF-401)untuk menyaring debu yang terkandung dalam udara. Udara dilewatkan dalam tumpukan silika gel sehingga diperoleh udara kering. Selanjutnya, udara kering dan bebas debu tersebut ditampung di *Header* untuk selanjutnya dialirkan pada alat-alat kontrol yang memerlukannya.

Udara pneumatik = 28 L/min (Considin, 1993)

Jumlah alat kontrol = 31 buah

Kebutuhan udara = 28 × 31

= 868 L/min = 52,0800 m<sup>3</sup>/jam

*Over design* = 20%

Total udara pneumatik = 62,4960 m<sup>3</sup>/jam

= 0,0174 m<sup>3</sup>/s

**Kecepatan Molar Udara**

Diketahui :

$$V = 62,4960 \text{ m}^3/\text{jam}$$

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

$$T = 30 \text{ }^\circ\text{C} (303,15 \text{ K})$$

$$R = 82,057 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \cdot \text{atm}/\text{kgmol} \cdot \text{K}$$

$$\begin{aligned} n &= \frac{PV}{RT} \\ &= \frac{1 \times 62,4960}{82,057 \cdot 10^{-3} \times 303,15} \\ &= 2,5128 \text{ kmol}/\text{jam} \\ &= 72,7453 \text{ kg}/\text{jam} \end{aligned}$$

**2. Compressor (CP-401)**

Fungsi : Menaikkan tekanan udara dan mengalirkan udara dari lingkungan ke area proses untuk kebutuhan instrumentasi.

Tipe : *Centrifugal Compressor*

Kondisi operasi:

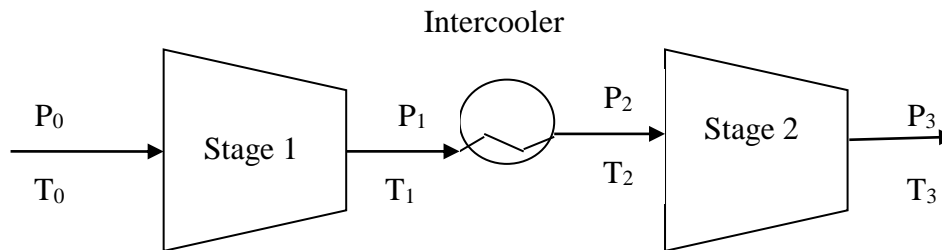
$$T_{\text{in}} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15\text{K}$$

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

$$P_o = 1 \text{ atm} = 1,033 \text{ kg}/\text{cm}^3$$

$$P_3 = 7 \text{ kg}/\text{cm}^3 = 6,78 \text{ atm}$$





Gambar D.8. Kompresor (CP-401)

- **Menghitung jumlah *stage***

$$R_c = (P_3 / P_0)^{1/m}$$

Dimana :  $P_3$  = tekanan gas keluar, atm

$P_0$  = tekanan gas masuk, atm

$m$  = Jumlah *stage*

Rasio kompresi dibatasi dibawah 4 agar kenaikan suhu tidak terlalu tinggi. Sedangkan kebutuhan energi total akan minimum jika rasio kompresi tiap *stage* sama.

Bila  $m = 1$ , maka

$$\begin{aligned} R_c &= (6,78/1)^{1/1} \\ &= 6,7764 \end{aligned}$$

$R_c > 4$ , maka *stage* yang digunakan adalah *multiple stage* (Walas, 1990, hal 158). Dikarenakan rasio kompresi yang didapat terlalu tinggi maka perlu dipakai multi *stage*.

Jika dipilih jumlah *stage* yang digunakan = 2 *stage*, maka :

$$R_c = (6,78/1)^{1/2} = \mathbf{2,6031}$$

✓ **Menghitung laju alir volumetrik**

Kecepatan volumetrik dari bahan yang masuk, yaitu:

1 kg gas ideal pd 0°C, 760 mmHg = 22,4 m<sup>3</sup>

$$V = n \times 22,4 \times \frac{T_0}{T_{ref}} \times \frac{1}{3600}$$

$$V = 0,0159 \frac{m^3}{detik}$$

Dari grafik 3.6 Coulson Vol.6, hal 75 untuk laju alir sebesar 0,0159

m<sup>3</sup>/s dan kompresor yang digunakan jenis sentrifugal,

maka Efisiensi (Ep) = 66%

✓ **Menghitung kondisi keluaran tiap stage**

**1. Stage 1**

$P_1 = R_c \times P_0$  ; Rc pada setiap stage adalah sama

$P_1 = 2,6 \text{ atm}$

**Panas aliran masuk Kompresor**

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

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

$$\Delta H_{in} = n \int_{298,15}^{303,15} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5)$$

Tabel D.26. Panas aliran masuk stage 1

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Cp	ΔH
N <sub>2</sub>	55,4029	1,9137	145,3679	278,1971
O <sub>2</sub>	14,8654	0,5135	147,3914	75,6834
Ar	0,6599	0,0228	103,9300	2,3690
H <sub>2</sub> O	1,8171	0,0628	168,2548	10,5606

Total	72,7453	2,5128	366,8101
-------	---------	--------	----------

**Menghitung T trial, Tr (mean ), Pr (mean), dan Cp (mean)**

$$T_2 = T_1 \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^m$$

$$m = \frac{ZR}{C_p} \left( \frac{1}{E_p} + X \right) \text{ for compression,}$$

**Pada keadaan kritisnya:**

$$m = \frac{(\gamma - 1)E_p}{\gamma}$$

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R} = 1,0010$$

$$m = 0,0006$$

$$T_{1 \text{ trial}} = 30,18 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,33 \text{ K}$$

$$\text{Tr (mean)} = \frac{(T_0 + T_1)}{(2 \times T_c)}$$

$$\text{Pr (mean)} = \frac{(P_0 + P_1)}{(2 \times P_c)}$$

Komponen	Mol (kmol/jam)	y	Tc (K)	Tc*y	Pc (bar)	Pc*y
N <sub>2</sub>	1,9137	0,7616	126,1	96,0380	33,94	25,8488
O <sub>2</sub>	0,5135	0,2043	154,58	31,5882	50,43	10,3053
Ar	0,0228	0,0091	150,86	1,3685	48,98	0,4443
H <sub>2</sub> O	0,0628	0,0250	647,13	16,1642	220,55	5,5090
Total	2,5128	1,0000		145,1589		42,1074

$$\text{Tr (mean)} = 2,0890$$

$$\text{Pr (mean)} = 0,0434$$

Cp pada T (mean)

$$T \text{ (mean)} = \frac{T_1+T_2}{2} = 303,24 \text{ K}$$

Komponen	Mol (kmol/jam)	y	Cp	Cp*y
N <sub>2</sub>	1,9137	0,7616	8.819,6525	6.717,0610
O <sub>2</sub>	0,5135	0,2043	8.833,8618	1.805,1889
Ar	0,0228	0,0091	6.303,1811	57,1782
H <sub>2</sub> O	0,0628	0,0250	10.145,0174	253,4058
Total	2,5128	1,0000		8.832,8338

Didapat data dari grafik pada buku Coulson Vol.6 (hal 63-79)

Cp pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 0,075 kJ/kmol.K

Maka :

Cp (mean) = 8.832,9088kJ/kmol.K

Z pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 1

X pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 0

Y pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 1

Maka nilai m = 0,0014

$$n = \frac{1}{Y - m(1 + X)}$$

n = 1,0014

T<sub>1</sub> = 303,56 K = 30,41 °C

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh kondisi operasi stage 1:

$$P_0 = 1 \text{ atm} \qquad P_1 = 2,60 \text{ atm}$$

$$T_0 = 30 \text{ }^\circ\text{C} \qquad T_1 = 30,41 \text{ }^\circ\text{C}$$

Untuk mendinginkan suhu keluaran stage 1 sebelum masuk ke stage

2 digunakan intercooler.

#### Intercooler

$$P_1 = 2,60 \text{ atm} \qquad P_2 = 2,60 \text{ atm}$$

$$T_1 = 30,41 \text{ }^\circ\text{C} \qquad T_2 = 30^\circ\text{C}$$

#### **Panas aliran keluaran stage 1**

$$T_1 = 30,41^\circ\text{C} = 303,56\text{K}$$

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

$$\Delta H_{\text{out}} = n \int_{298,15}^{303,56} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5)$$

Tabel D.27. Panas aliran keluar stage 1

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Cp	$\Delta H$
N <sub>2</sub>	55,4029	1,9137	157,4032	301,2296
O <sub>2</sub>	14,8654	0,5135	159,5995	81,9521
Ar	0,6599	0,0228	112,5335	2,5651
H <sub>2</sub> O	1,8171	0,0628	182,1889	11,4352
	72,7453	2,5128		397,1819

$$\Delta H_{in} + \Delta H_{kompresi} = \Delta H_{out}$$

$$\Delta H_{kompresi} = 30,3719 \text{ kJ/jam}$$

### Menghitung massa air pendingin yang digunakan pada intercooler

Media pendingin yang digunakan ialah air pendingin dengan temperatur masuk  $30^{\circ}\text{C}$  dan keluar pada temperatur  $50^{\circ}\text{C}$ . Kapasitas panas air rata-rata sebesar  $4,183 \text{ kJ/kg}\cdot\text{K}$  (App. A.2-5. Geankoplis, C.J. Ed.2th., 1993, hal. 799). Untuk menyerap panas tersebut maka dibutuhkan air pendingin dengan kondisi :

$$T_{in} = 30^{\circ}\text{C} (303,15 \text{ K})$$

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

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

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

$$\text{maka } \int C_{p, \text{H}_2\text{O}} dT = 1505,5337 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} m_{\text{air pendingin}} &= \frac{Q_{\text{kompresi}}}{\int C_{p, \text{H}_2\text{O}} dT} = 0,0202 \text{ kmol/jam} \\ &= 0,3634 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### Menghitung kerja kompresor stage 1

$$-W = P_1 v_1 \frac{n}{n-1} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right] = Z \frac{RT_1}{M} \frac{n}{n-1} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right] \quad (3.31)$$

for compression  $E_p = \frac{\text{polytropic work}}{\text{actual work required}}$

$$-W = 2.416,2507 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Actual work} = 3.660,9859 \text{ kJ/kmol} = 9.199,2891 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Power} = 2,5554 \text{ kW} = 3,4254 \text{ hP}$$

## 2. Stage 2

$$P_3 = R_c \times P_2 \quad ; R_c \text{ pada setiap stage adalah sama}$$

$$P_3 = 6,78 \text{ atm}$$

### Panas aliran masuk Kompresor

$$T_2 = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15\text{K}$$

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

$$\Delta H_{\text{in}} = n \int_{298,15}^{303,15} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT = A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{\text{ref}}^5)$$

Tabel D.28. Panas aliran masuk stage 2

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Cp	$\Delta H$
N <sub>2</sub>	55,4029	1,9137	145,3679	278,1971
O <sub>2</sub>	14,8654	0,5135	147,3914	75,6834
Ar	0,6599	0,0228	103,9300	2,3690
H <sub>2</sub> O	1,8171	0,0628	168,2548	10,5606
	72,7453	2,5128		366,8101

### Menghitung $T_{\text{trial}}$ , $T_r$ (mean), $P_r$ (mean), dan $C_p$ (mean)

$$T_2 = T_1 \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^m$$

$$m = \frac{ZR}{C_p} \left( \frac{1}{E_p} + X \right) \text{ for compression,}$$

**Pada keadaan kritisnya:**

$$m = \frac{(\gamma - 1)E_p}{\gamma}$$

$$\gamma = \frac{C_p}{C_p - R} = 1,0010$$

$$m = 0,0006$$

$$T_{1 \text{ trial}} = 30,18 \text{ }^\circ\text{C} = 303,33 \text{ K}$$

$$T_r \text{ (mean)} = \frac{(T_0 + T_1)}{(2 \times T_c)}$$

$$P_r \text{ (mean)} = \frac{(P_0 + P_1)}{(2 \times P_c)}$$

Komponen	Mol (kmol/jam)	y	Tc (K)	Tc*y	Pc (bar)	Pc*y
N <sub>2</sub>	1,9137	0,7616	126,1	96,0380	33,94	25,8488
O <sub>2</sub>	0,5135	0,2043	154,58	31,5882	50,43	10,3053
Ar	0,0228	0,0091	150,86	1,3685	48,98	0,4443
H <sub>2</sub> O	0,0628	0,0250	647,13	16,1642	220,55	5,5090
Total	2,5128	1,0000		145,1589		42,1074

$$T_r \text{ (mean)} = 2,0890$$

$$P_r \text{ (mean)} = 0,1129$$

Cp pada T (mean)

$$T \text{ (mean)} = \frac{T_1 + T_2}{2} = 303,24 \text{ K}$$

Komponen	Mol (kmol/jam)	y	Cp	Cp*y
N <sub>2</sub>	1,9137	0,7616	8.819,6525	6.717,0610
O <sub>2</sub>	0,5135	0,2043	8.833,8618	1.805,1889



Ar	0,0228	0,0091	6.303,1811	57,1782
H <sub>2</sub> O	0,0628	0,0250	10.145,0174	253,4058
Total	2,5128	1,0000		8.832,8338

Didapat data dari grafik pada buku Coulson Vol.6 (hal 63-79)

C<sub>p</sub> pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 0,25 kJ/kmol.K

Maka :

C<sub>p</sub> (mean) = 8.833,0838kJ/kmol.K

Z pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 1

X pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 0

Y pada Tr (mean) dan Pr (mean) = 1

Maka nilai m = 0,0014

$$n = \frac{1}{Y - m(1 + X)}$$

n = 1,0014

T<sub>1</sub> = 303,56 K = 30,41 °C

Dari perhitungan diatas, maka diperoleh kondisi operasi stage 2:

P<sub>2</sub> = 2,60 atm

P<sub>3</sub> = 6,78atm

T<sub>2</sub> = 30 °C

T<sub>3</sub> = 30,41 °C

### Panas aliran keluaran stage 2

T<sub>1</sub> = 30,41°C = 303,56K

T<sub>ref</sub> = 25°C = 298,15 K

$$\Delta H_{\text{out}} = n \int_{298,15}^{303,56} C_p dT$$

$$= n \int_{T_{ref}}^T C_p dT = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_{ref}^5)$$

Tabel D.29. Panas aliran keluar stage 2

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Cp	$\Delta H$
N <sub>2</sub>	55,4029	1,9137	157,4032	301,2296
O <sub>2</sub>	14,8654	0,5135	159,5995	81,9521
Ar	0,6599	0,0228	112,5335	2,5651
H <sub>2</sub> O	1,8171	0,0628	182,1889	11,4352
	72,7453	2,5128		397,1819

$$\Delta H_{in} + \Delta H_{kompresi} = \Delta H_{out}$$

$$\Delta H_{kompresi} = 30,3719 \text{ kJ/jam}$$

### Menghitung kerja kompresor stage 2

$$-W = P_1 v_1 \frac{n}{n-1} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right] = Z \frac{RT_1}{M} \frac{n}{n-1} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right] \quad (3.31)$$

$$\text{for compression } E_p = \frac{\text{polytropic work}}{\text{actual work required}}$$

$$-W = 2,416,2507 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Actual work} = 3,660,9859 \text{ kJ/kmol} = 9,199,2891 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Power} = 2,5554 \text{ kW} = 3,4254 \text{ hp}$$

$$\text{Power total} = \text{Power stage 1} + \text{power stage 2}$$

$$= 5,1107 \text{ kW} = 6,8508 \text{ hp}$$

Tabel D.30 Spesifikasi *Compressor* (CP-401)

Alat	<i>Compressor</i>
Kode	CP-401
Jenis	<i>Centrifugal compressor</i>
Kapasitas	72,7453 kg/jam udara
Power	6,8508 hp
Bahan Konstruksi	<i>Cast iron</i>
Jumlah	1 buah

### 3. Air Filter (AF-401)

Fungsi : Memisahkan debu yang terkandung dalam udara sehingga udara bebas dari debu

Kebutuhan udara = 72,7453 kg/jam

= 62,9460 m<sup>3</sup>/jam

Kandungan debu dalam udara dapat dilihat dari Tabel 17.8, Perry's Chemical Engineer's Handbook, 7th ed.

**TABLE 17-8 Average Atmospheric-Dust Concentrations\***

1 gr/1000 ft<sup>3</sup> = 2.3 mg/m<sup>3</sup>

Location	Dust concentration, gr/1000 ft <sup>3</sup>
Rural and suburban districts	0.02–0.2
Metropolitan districts	0.04–0.4
<u>Industrial districts</u>	<u>0.1–2.0</u>
Ordinary factories or workrooms	0.2–4.0
Excessive dusty factories or mines	4.0–400

\**Heating Ventilating Air Conditioning Guide*, American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, New York, 1960, p. 77.

Pabrik *Diphenylamine* akan berada dalam kawasan industri.

Asumsi:

Kandungan debu dalam udara sebesar 1,0 gr/1000 ft<sup>3</sup> atau 2,3 mg/m<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} \text{Banyaknya debu} &= 62,9460 \text{ m}^3/\text{jam} \times 2,3 \text{ mg/m}^3 \\ &= 143,7408 \text{ mg/jam} = 0,0001 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Udara bersih debu} &= 72,7453 \text{ kg/jam} - 0,0001 \text{ kg/jam} \\ &= 72,7452 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Jenis *air filter* yang digunakan adalah *High-Efficiency Particulate Air* atau HEPA (Perry's Chemical Engineer's Handbook, 7th ed).

**TABLE 17-9 Standard HEPA Filters\***

Face dimensions, in	Depth, less gaskets, in	Design air-flow capacity at clean-filter resistance of 1.0 in water (standard ft <sup>3</sup> /min)
24 × 24	11½	1000
24 × 24	5⅞	500
12 × 12	5⅞	125
8 × 8	5⅞	20
8 × 8	3¼	25

\*Burchsted et al., *Nuclear Air Cleaning Handbook*, ERDA 76-21, Oak Ridge, Tenn., 1976.

**TABLE 17-10 Classification of Common Air Filters\***

Group	Efficiency	Filter type	Stain test efficiency, %	Arrestance, %
I	Low	Viscous impingement, panel type	<20†	40–80†
II	Moderate	Extended medium, dry type	20–60†	80–96†
III	High	Extended medium, dry type	60–98‡	96–99†
HEPA	Extreme	Extended medium, dry type	100§	100†

\*Burchsted et al., *Nuclear Air Cleaning Handbook*, ERDA 76-21, Oak Ridge, Tenn., 1976.

†Test using synthetic dust.

‡Stain test using atmospheric dust.

§ASHRAE/52-68, American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers.

**TABLE 17-11 Comparison of Air Filters by Percent Removal Efficiency for Various Particle Sizes\***

Group	Efficiency	Removal efficiency, %, for particle size of			
		0.3 $\mu\text{m}$	1.0 $\mu\text{m}$	5.0 $\mu\text{m}$	10.0 $\mu\text{m}$
I	Low	0–2	10–30	40–70	90–98
II	Moderate	10–40	40–70	85–95	98–99
III	High	45–85	75–99	99–99.9	99.9
HEPA	Extreme	99.97 min	99.99	100	100

\*Burchsted et al., *Nuclear Air Cleaning Handbook*, ERDA 76-21, Oak Ridge, Tenn., 1976.

Tabel D.31 Spesifikasi *Air Filter* (AF-401)

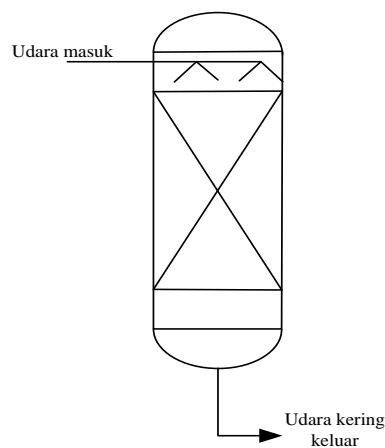
Alat	<i>Air Filter</i>
Kode	AF-401
Jenis	<i>High-Efficiency Particulate Air</i>
Kapasitas	72,7453kg/jam udara
Dimensi (in)	12 x 12
Jumlah	1 buah

**4. Air Dryer (AD – 401)**

Fungsi : Menyerap H<sub>2</sub>O didalam udara.

Jenis : Silinder tegak dengan tutup *torishperical*.

Bahan : *Carbon stell*



Gambar D.9. Air Dryer

Diketahui data:

*Physical properties silica gel:*

- ✓ *Shape of particle* : Granular, powder.
- ✓ *Size range, U.S. Standard mesh* : Various.
- ✓ *Internal porosity* : 38 – 48 %
- ✓ *Bulk density* :  $0,70 - 0,82 \frac{\text{kg}}{\text{L}}$
- ✓ *Average pore diameter* : 2 – 5 nm
- ✓ *Surface area* :  $0,6 - 0,8 \frac{\text{km}^2}{\text{kg}}$
- ✓ *Sorptive capacity* :  $0,35 - 0,5 \frac{\text{kg adsorbate}}{\text{kg adsorbent}}$

- **Menentukan Tinggi dan diameter kolom silika gel**

*Sorptive capacity* merupakan kemampuan menyerap dari zat penyerap (*adsorbent*) dalam hal ini silika gel terhadap zat yang akan diserap (*adsorbate*) dalam hal ini air dari dalam udara.

Diketahui bahwa *sorptive capacity* silika gel adalah:  $0,5 \frac{\text{kg air}}{\text{kg silika gel}}$

Basis perhitungan = 168 jam

Jumlah udara masuk = Kebutuhan udara instrumentasi

= 12.221,1936 kg

Relatif humidity = 80%

Humidity = 0,022 (kg H<sub>2</sub>O udara kering)

(Hal 493; Himmelblau 6<sup>th</sup> Ed, 1996 )

H<sub>2</sub>O dalam udara = 0,022 x 12.221,1936 kg = 268,8663 kg

Dari *sorptive capacity* diperoleh:

1 kg silika gel menyerap 0,5 kg air, berarti untuk menyerap 268,8663

kg dibutuhkan silika gel sebanyak = 537,7325 kg silika gel.

*Bulk density* silika gel =  $700 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Volume silika gel =  $\frac{537,7325 \text{ kg}}{700 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$

= 0,7682 m<sup>3</sup>

Volume kolom = A × L

Diketahui L/D = 2 – 4 (Hal 70; Wallas, 1990)

Diambil L/D = 3 ; D =  $\frac{1}{3}$  L

Volume kolom =  $\frac{\pi}{4} \times D^2 \times L$

=  $\frac{\pi}{4} \times \left(\frac{1}{3}L\right)^2 \times L = \frac{\pi}{36} \times L^3$

Volume silika gel = volume kolom

$$0,7682 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{36} \times L^3$$

$$L = \sqrt[1/3]{\frac{0,7682 \times 36}{\pi}}$$

$$= 2,0652 \text{ m}$$

$$D = \frac{1}{3}L$$

$$D = \frac{1}{3} \times 2,0652 \text{ m}$$

$$= 0,6884 \text{ m} = 27,1030 \text{ in}$$

Asumsi : Tinggi distributor udara didalam kolom = 1 m

Maka tinggi kolom = 3,0652 m

#### b. Menentukan tebal silinder kolom silika gel

Asumsi :

- Tekanan ke arah dinding kolom diabaikan karena ukuran dari material silika gel sangat kecil (*powder*).
- Tekanan didalam kolom terjadi akibat gaya gravitasi yaitu berupa tekanan hidrostatis saja.

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times H$$

Keterangan:

$$\rho : \text{Bulk density, } \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$g : \text{Tetapan gravitasi, } 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$H : \text{Tinggi kolom, m}$$



$$P_{\text{hidrostatik}} = 700 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 3,0652 \text{ m}$$

$$= 21.027,6011 \frac{\text{kg}}{\text{ms}^2}$$

$$= 29,9083 \text{ psi}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times (P_{\text{ops}} + P_{\text{hidrostatik}})$$

$$= 1,1 \times (14,7 \text{ psi} + 29,9083) \text{ psi}$$

$$= 44,6043 \text{ psi}$$

Berdasarkan persamaan 14.34 Brownell & Young,

$$t = \frac{P \times D}{2 \times f \times E - 0,6P} + C$$

Keterangan:

f : 12.650 psia (Brownell and Young, Tabel 13.1, hal 251)

E : *Welded Joint Efficiency*

Dipilih *Double welded butt joint maximum efficiency* berdasarkan Table

13.2 Brownell and Young = 80 %

P : Tekanan desain, psi

D : Diameter silinder, in

C : Korosi yang dipakai adalah faktor korosi terhadap udara

luar = 0,125 inci/10tahun (Timmerhaus, hal 542)

$$t = \frac{44,6043 \times 27,1030}{2 \times 12.650 \times 0,8 - 0,6 \times 44,6043} + 0,125$$

$$t = 0,1848 \text{ in}$$

maka dipilih tebal silinder kolom : 1/4 in

$$\text{OD} = 27,1030 + (2 \times 0,25) = 27,6029 \text{ in}$$

- **Desain head dan bottom**

Bentuk *head* dan *bottom* yang digunakan adalah *Torispherical and dished head*. Jenis *head* ini untuk tekanan 15 – 200 psi.

**Tebal head ( $t_h$ )**

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2fE - 0,2P} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959, hal. 258})$$

Dimana :

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r_c}{icr}} \right) \quad (\text{Brownell and Young, 1959, hal. 258})$$

Keterangan :

$t_h$  = Tebal head (in)

P = Tekanan desain (psi)

$r_c$  = *Radius knuckle*, in

$icr$  = *Inside corner radius* ( in)

w = *stress-intensification factor*

E = Effisiensi pengelasan

C = Faktor korosi (in)

Diketahui :  $r_c = 30$  in, maka  $icr = 1,875$  in

(Tabel 5.7, hal 89; Brownel, 1950)

Maka :

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{30}{1,875}} \right) = 1,7500 \text{ in}$$

$$t_h = \frac{(44,6063 \text{ psi}) \cdot (30 \text{ in}) \cdot (1,7500)}{2 \times (12650 \text{ psia}) \cdot (0,8) - 0,2 \times (44,6063 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,2407 \text{ in (dipakai plat standar } 1/4 \text{ in)}$$

Untuk  $t_h = 1/4$  in, dari Tabel 5.8 Brownell and Young hal. 93, maka  $sf = 1,5 - 2,25$  in, dan direkomendasikan  $sf = 2$  in = 0,1666 ft

**Depth of dish (b)**

$$b = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2} \quad (\text{Brownell and Young, 1959; hal.87})$$

$$b = 30 \text{ in} - \sqrt{(30 - 1,875)^2 - \left(\frac{27,1030}{2} - 1,875\right)^2} = 4,4134 \text{ in}$$

**Tinggi Head (OA)**

$$OA = t_h + b + sf \quad (\text{Brownell and Young, 1959, hal.87})$$

$$= 6,634 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi total} = H_s + 2 \text{ OA}$$

$$= 3,4037 \text{ m}$$

Tabel D.32. Spesifikasi *Air Dryer* (AD-401)

Fungsi	Menyerap H <sub>2</sub> O dalam udara.
Jenis	Silinder tegak dengan <i>head</i> berbentuk <i>torishperical and dished head</i>
Dimensi	Diameter = 0,7011 m Tinggi = 3,4037 m
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

• **Unit Penyedia Fluida Pemanas**

Unit ini bertugas menyediakan fluida pemanas yang digunakan untuk memanaskan fluida lain di *Heat Exchanger* (HE-101) dan *Reboiler* (RB-301).

*Thermal Oil* masuk ke dalam pipa-pipa di dalam *furnace* dan selanjutnya

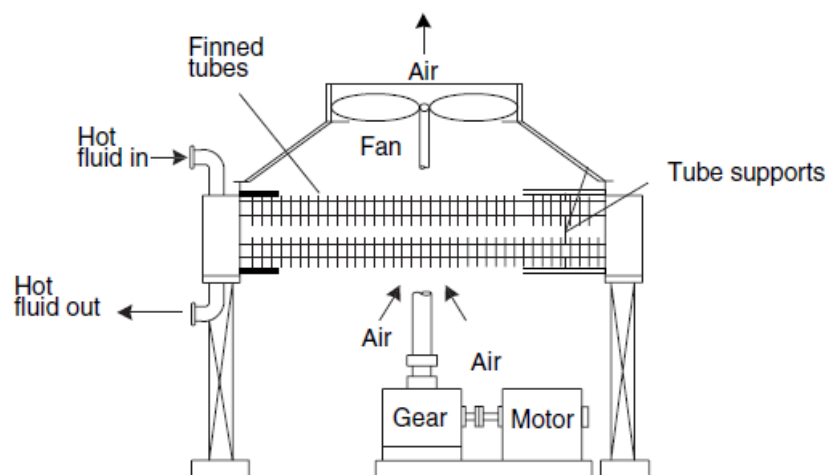
dipanaskan sebagai fluida pemanas untuk *Reboiler* (RB-301). Bahan bakar di Furnace (FU-401) adalah gas alam yang dikontakkan dengan udara. *Flue gas* hasil pembakaran keluar melalui cerobong dengan tarikan *blower*. *Flue gas* digunakan sebagai fluida pemanas di *Heat Exchanger* (HE-101).

### 1. Furnace-401 (FU-401)

Fungsi : Memanaskan Thermal Oil sampai suhu 350 °C

Tipe : Fire Box Furnace

Bahan Bakar : Gas Alam



Gambar D.10. Furnace (FU-401)

Perhitungan desain *furnace* menggunakan Metode Lobo & Evans (Evans, 1980) dan (Kern, 1965). Dari Kern, diketahui desain *furnace* untuk *Average Flux Radiant Section* = 12.000 Btu/hr.ft<sup>2</sup>. *Supply* panas *furnace* berasal dari pembakaran *fuel gas* dengan *excess* udara 25% . Kandungan panas *fuel gas*, LHV = 21.500 Btu/ lb.

### a. Pipa Tube

- **Seksi Radiasi**

Pemilihan diameter pipa ditentukan berdasarkan kecepatan aliran gas dalam pipa. Secara umum semakin kecil ukuran pipa akan semakin menguntungkan untuk reaksi karena distribusi panasnya akan lebih baik. Ditinjau dari luas transfer panas yang dibutuhkan, semakin kecil diameter pipa akan memberi biaya yang lebih murah. Akan tetapi, semakin kecil pipa *pressure drop*-nya juga akan semakin besar sehingga harus dicari nilai optimumnya. Simpson (1968) memberikan nilai kecepatan aliran gas optimum berdasarkan densitas fluida, yaitu :

Fluid Density, kg/m <sup>3</sup>	Velocity, m/s
1600	2,4
800	3,0
160	4,9
16	9,4
0,16	18,0
0,016	34,0

Rase (1953) memberikan hubungan kecepatan alir fluida sebagai fungsi dari diameter pipa. Untuk uap diberikan :  $v = 0,2.d$  ( $v$  dalam m/s dan  $d$  dalam mm) (Coulson and Richardson, 1983). Berdasarkan berat jenis rata – rata campuran gas, diperoleh nilai kecepatan fluida

optimum sebesar 2,8596 m/s. Dengan demikian dapat diperoleh estimasi ukuran diameter pipa sebesar 29,62 mm (1,1663 inch).

Spesifikasi pipa yang digunakan :

NPS : 1,25 in

Sch.Number : 40

Diameter luar (OD) : 1,66 in

Diameter dalam (ID) : 1,38 in

- **Seksi Konveksi**

Pada bagian konveksi ini, panas gas hasil pembakaran (*flue gas*) dimanfaatkan untuk memanaskan fluida di Heat Exchanger (HE-101).

Spesifikasi pipa yang digunakan :

NPS : 1,25 in

Sch.Number : 40

Diameter luar (OD) : 1,66 in

Diameter dalam (ID) : 1,38 in

Susunan Pipa : *triangular pitch*

Susunan pipa *triangular pitch* dimaksudkan agar transfer panas lebih optimal, karena setiap pipa akan memperoleh kesempatan untuk mengalami kontak dengan gas hasil pembakaran dengan lebih baik.

Susunan *square pitch* kurang optimal karena kontak tube dengan gas hasil pembakaran terhalang tube di depannya.

- **Beban Panas Furnace yang disuplai**

$$Q = 61.549.829,0796 \text{ kJ/jam} = 58.338.836,0463 \text{ Btu/jam}$$

- **Panas netto yang dibutuhkan,  $q_n$**

$$q_n = \frac{Q}{\text{effisiensipanas}} = \frac{58.338.836,0463}{0,75}$$

$$= 77.785.114,7284 \text{ Btu/jam}$$

- **Radiant Duty,  $q_r$**

Heater pada radiant section secara normal dapat menangani  $\pm 70 \%$

(Evans, 1980 hal.8)

$$q_r = 70 \% q_n$$

$$= 0,7 \times (77.785.114,7284 \text{ Btu/jam})$$

$$= 54.449.580,3099 \text{ Btu/jam}$$

- **Radiant surface,  $AR_t$**

$$AR_t = \frac{q_r}{\text{heatfluxrata - rata}} = \frac{54.449.580,3099}{12.000}$$

$$= 4.537,4650 \text{ ft}^2$$

- **SeksiRadiasi**

Dari Kern diketahui, desain *furnace* untuk *Average Flux Radiant*

*Section* = 12.000 Btu/hr.ft<sup>2</sup>

✓ Spesifikasipipa yang digunakan :

NPS : 1,25 in

Sch.Number : 40

Diameter luar (OD) : 1,66 in

Diameter dalam (ID): 1,38 in

✓ Panjang total tube yang dibutuhkan di seksi radiasi:

$$L = \frac{AR_t}{a''} = \frac{4.537,4650 \text{ ft}^2}{0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 10.430,9541 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \checkmark \text{ Total surface tube} &= \pi \cdot \text{OD} \cdot L = 3,14 \times \frac{1,66}{12} \text{ ft} \times 10.430,9541 \text{ ft} \\ &= 4.530,8588 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

✓ Digunakan pipa standar dengan panjang 36 ft. Maka jumlah tube yang digunakan adalah :

$$N_t = \frac{10.430,9541 \text{ ft}}{36 \text{ ft}} = 289,7487 \sim (\text{dipakai } 300 \text{ tube})$$

✓ Jarak antar pusat tube (center to center), (syarat 1,5-2,5 kali OD)

$$\text{Center to center, (CC)} = 3,32 \text{ in} = 0,28 \text{ ft}$$

✓ Tinggi burner ke tube 1 didesain,  $T_b = 4 \text{ ft}$

✓ Jumlah tube di seksiradiasi, asumsi:

Pada bagian vertical/tinggi seksi radiasi = 250 tube

Pada bagian shield = 10 tube

Pada bagian atap = 40 tube

✓ Tinggi seksi radiasi

$$\begin{aligned} (h) &= (N_t/2 - 1) \cdot \text{CC} + \text{OD} + T_b \\ &= (250/2 - 1) \times 0,28 \text{ ft} + 0,14 \text{ ft} + 4 \text{ ft} \\ &= 38,45 \text{ ft} \end{aligned}$$

✓ Lebar bagian shield =  $(N_t - 1) \cdot \text{CC} + \text{OD}$

$$\begin{aligned} &= (10 - 1) \times 0,28 \text{ ft} + 0,14 \text{ ft} \\ &= 2,63 \text{ ft} \end{aligned}$$

✓ Menentukan tinggi atap ke shield

$$\begin{aligned} \text{Lebar bagian atap} &= (N_t/2 - 1) \cdot \text{CC} + \text{OD} \\ &= (40/2 - 1) \times 0,28 \text{ ft} + 0,14 \text{ ft} \\ &= 5,40 \text{ ft} \end{aligned}$$



$$\text{Tinggi atap (h}_{\text{atap}}) = \frac{\text{Lebar atap}}{2} = 2,70 \text{ ft}$$

✓ Lebar seksi radiasi

$$(L) = (2 \times \text{lebar radiasi}) + \text{lebar shield}$$

$$\begin{aligned} \text{Dimana, lebar radiasi} &= \text{lebar atap} \times \sin 60 \\ &= 5,40 \text{ ft} \times \sin 60 = 4,67 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (L) &= (2 \times \text{lebar radiasi}) + \text{lebar shield} \\ &= (2 \times 4,67 \text{ ft}) + 2,63 \text{ ft} \\ &= 11,97 \text{ ft} \end{aligned}$$

✓ Tinggi total seksi radiasi

$$H = h + h_{\text{atap}} = 38,45 \text{ ft} + 2,70 \text{ ft} = 41,14 \text{ ft}$$

✓ Sehingga Ukuran Seksi Radiasi :

$$\text{Tinggi seksi radiasi, H} = 41,14 \text{ ft} = 12,54 \text{ m}$$

$$\text{Lebar seksi radiasi, L} = 11,97 \text{ ft} = 3,65 \text{ m}$$

$$\text{Panjang seksi radiasi, P} = 36 \text{ ft} = 10,97 \text{ m}$$

✓ Cold plate area shield tube, Acp

$$\begin{aligned} A_{cp} &= \text{panjang tube} \times N_t \text{ pada shield} \times CC \\ &= 36 \times 10 \times 0,28 \\ &= 99,60 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

✓ Cold plate area tube wall, Acpw

$$\begin{aligned} A_{cpw} &= \text{panjang tube} \times N_t \text{ pada radian} \times CC \\ &= 36 \times 250 \times 0,28 \\ &= 2.490 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

✓ Ratio center to center/OD = 3,32 in / 1,66 in = 2

$$\alpha = 0,88 \quad (\text{Kern, 1965 gambar 19.11})$$

$$\begin{aligned}
 \checkmark \alpha A_{cp} &= A_{cp} + A_{cpw} \times \alpha \\
 &= (99,60 + 2.490) \text{ ft}^2 \times 0,88 \\
 &= 2.290,80 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

✓ Envelope area (Luas permukaan furnace) :

$$\begin{aligned}
 A_T &= (2 \times L \times H) + 2 \times P (L + H) + (2 \times L \times P) \\
 &= 5.671,5132 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$A_R = A_T - \alpha A_{cp} = 3.380,7132 \text{ ft}^2$$

$$\frac{A_R}{\alpha A_{cp}} = 1,4758$$

Dimana,

$$A_T = \text{Luas total permukaan furnace, ft}^2$$

$$A_R = \text{Luas permukaan refractory, ft}^2$$

$$\alpha A_{cp} = \text{Equivalent cold plane surface, ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 \checkmark \text{ Volume Furnace} &= (\text{panjang tube} \times \text{lebar} \times \text{tinggi}) \\
 &= (36 \times 11,97 \times 41,14) \\
 &= 17.733,1954 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

✓ Mean Beam Length,  $L_{\text{beam}}$

$$L_{\text{beam}} = \frac{2}{3} \sqrt[3]{\text{Volume furnace}} = 17,39 \text{ ft}$$

✓ Emisivitas gas :

Tekanan parsial  $\text{CO}_2$  dan  $\text{H}_2\text{O}$  dalam proses pembakaran gas dengan 25% excess udara dari gambar 1.7 (Evans, 1980) :

$$\text{Diperoleh tekanan parsial } P_{\text{CO}_2} + P_{\text{H}_2\text{O}} = 0,23$$

$$\text{Sehingga, } (P_{\text{CO}_2} + P_{\text{H}_2\text{O}}) \times L_{\text{beam}} = 0,23 \times 17,39 \text{ ft} = 3,40 \text{ ft}$$

✓ Menentukan suhu fire box

### Trial I

Trial  $T = 1.500^{\circ}\text{F}$

Emisivity  $\varepsilon = 0,49$  (Evans, 1980 gambar 1.8)

Exchange factor  $F = 0,70$  (Evans, 1980 gambar 1.9)

$$\alpha A_{cp} \cdot F = 2.290,80 \times 0,70 = 1.603,5600 \text{ ft}^2$$

$$\frac{q_n}{\alpha A_{cp} \cdot F} = \frac{77.785.114,7284}{1.603,56} = 48.507,7669 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

Untuk furnace jenis fire box, dianggap bahwa suhu gas sama diseluruh box,  $T_g$

$$T_{g2} = 1.500^{\circ}\text{F}$$

$$\frac{q_{g2}}{q_n} = 1,35$$

Dimana,

$q_{g2}$  = panas yang terkandung dalam gas

$q_n$  = total panas yang dilepas

$$\begin{aligned} \frac{q_r}{\alpha A_{cp} \cdot F} &= \left( 1 + \frac{q_a}{q_n} + \frac{q_f}{q_n} - \frac{q_{g2}}{q_n} \right) \times \frac{q_n}{\alpha A_{cp} \cdot F} \\ &= 42.987,1714 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \end{aligned}$$

Untuk  $q_r/\alpha A_{cp} \cdot F = 42.987,1714 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2$  dan  $T_g = 1.500^{\circ}\text{F}$

dari gambar 19.14 Kern didapat titik yang tidak memotong kurva sehingga  $T_g$  ditrial sampai titiknya memotong kurva.

### Trial II

Trial  $T = 1.600^{\circ}\text{F}$

Emisivity  $\varepsilon = 0,49$  (Evans, 1980 gambar 1.8)

Exchange factor  $F = 0,70$  (Evans, 1980 gambar 1.9)

$$\alpha A_{cp} \cdot F = 2.290,80 \times 0,70 = 1.603,5600 \text{ ft}^2$$

$$\frac{q_n}{\alpha A_{cp} \cdot F} = \frac{77.785.114,7284}{1.603,56} = 48.507,7669 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

Untuk furnace jenis fire box, dianggap bahwa suhu gas sama diseluruh box,  $T_g$

$$T_{g2} = 1.600^\circ\text{F}$$

$$\frac{q_{g2}}{q_n} = 0,42$$

Dimana,

$q_{g2}$  = panas yang terkandung dalam gas

$q_n$  = total panas yang dilepas

$$\begin{aligned} \frac{q_r}{\alpha A_{cp} \cdot F} &= \left( 1 + \frac{q_a}{q_n} + \frac{q_f}{q_n} - \frac{q_{g2}}{q_n} \right) \times \frac{q_n}{\alpha A_{cp} \cdot F} \\ &= 23.330,8597 \text{ Btu/jam. ft}^2 \end{aligned}$$

Untuk  $q_r/\alpha A_{cp} \cdot F = 23.330,8597 \text{ Btu/jam.ft}^2$  dan  $T_g = 1.600^\circ\text{F}$

dari gambar 19.14 Kern didapat titik yang memotong kurva

$$t_s = 1.400^\circ\text{F}$$

Maka didapat suhu flue gas keluar fire box adalah  $1.400^\circ\text{F}$

$$T_g = 1.600^\circ\text{F}$$

$$\frac{q_{g2}}{q_n} = 0,42$$

$$q_r = 37.412.433,4520 \text{ Btu/jam}$$

$$\frac{q_r}{A_{RT}} = \frac{37.412.433,4520}{4.537,4650} = 8.245,2280 \text{ Btu/jam. ft}^2$$

Dimana,  $q_r/A_{RT} < 12.000 \text{ Btu/jam.ft}^2$

Sehingga spesifikasi memenuhi syarat desain

- **Seksi Konveksi**

✓ Beban panas untuk bagian konveksi

$$\begin{aligned} q_c &= q_d - q_r \\ &= 77.785.114,7284 - 54.449.580,3099 \\ &= 23.335.534,4185 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

✓ Panas melalui stack :

$$\frac{\text{Stack heat content}}{\text{release}} = \frac{q_s}{q_n} = 1 + \left( \frac{q_a}{q_n} \right) + \left( \frac{q_f}{q_n} \right) - \left( \frac{q_c + q_r}{q_n} \right) = 0,23$$

$$\text{Suhu stack} = 1.400 \text{ } ^\circ\text{F}$$

✓ Crossover temperature

Dimana :

$$T_{in} = 32 \text{ } ^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$$

$$T_{out} = 350 \text{ } ^\circ\text{C} = 662^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, crossover temperature} &= T_{out} - 0,7 (T_{out} - T_{in}) \\ &= 261,32^\circ\text{F} \end{aligned}$$

✓ Beda suhu

$$\text{Hot} = T_g - T_{\text{crossover}} = (1.600 - 261,32) = 1.338,68 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Cold} = T_s - T_{in} = (1.400 - 77) = 1.310,40 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{\text{Bagian panas} - \text{Bagian dingin}}{\ln \frac{\text{Bagian panas}}{\text{Bagian dingin}}} = 1.324,49^\circ\text{F}$$

✓ Pemilihan UD

Dari table 8, (Kern, 1965) : UD antara 10 – 40 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.F

$$\text{Coba UD} = 30 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

$$A = \frac{q_c}{U_d \cdot \text{LMTD}} = \frac{23.335.534,4185}{30 \times 1.324,49} = 587,2837 \text{ ft}^2$$

✓ Spesifikasi pipa yang digunakan :

NPS : 1,25 in

Sch.Number : 40

Diameter luar (OD) : 1,66 in

Diameter dalam (ID): 1,38 in

✓ Luas permukaan pertube =  $\pi \cdot OD \cdot L$

$$= 3,14 \times 0,14 \times 36 = 15,6372 \text{ ft}^2$$

✓ Jumlah tube =  $\frac{A}{\text{luas permukaan}} = \frac{587,2837}{15,6372} = 37,5568 \approx 40 \text{ tube}$

✓ Koreksi

A = jumlah tube x luas permukaan =  $40 \times 15,6372 = 625,4880 \text{ ft}^2$

$$Ud = \frac{qc}{A \cdot LMTD} = \frac{23.335.534,4185}{625,4880 \times 1.324,49}$$

$$= 28,1676 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

✓ Jumlah Tube bagian konveksi = 40 buah

✓ Center to center = 3,32 in

✓ Jarak antar tube (clearance) = 1,66 in

Tabel D.33. Spesifikasi Furnace (FU-401)

Nama Alat	Furnace	
Kode Alat	FU-401	
Fungsi	Memanaskan Thermal Oil sampai suhu 350 °C	
Bentuk	Fire Box Furnace	
Bahan Bakar	Gas Alam	
Dimensi	Tube :	Box (seksi radian) :
	NPS : 1,25 in	Panjang tube = 36 ft

---

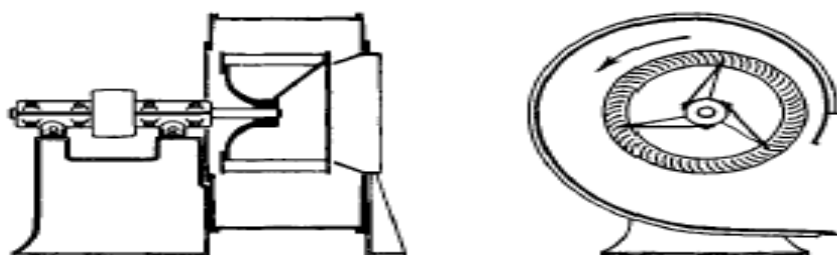
Sch.Number : 40	Lebar = 11,97 ft
Diameter luar (OD) : 1,66 in	Tinggi = 41,14 ft
Diameter dalam (ID) : 1,38 in	Jumlah tube 250 tube
Panjang total tube : 3.291,84 m (seksi konveksi) :	Jumlah tube 40 tube

---

## 2. Blower Furnace (BF-401)

Fungsi : *Induced Draft* yaitu menarik *flue gas* keluar melalui cerobong furnace (*stack*) dimana tarikan blower ini menyebabkan tekanan di dalam furnace lebih rendah dari tekanan atmosfer sehingga udara luar masuk kedalam furnace.

Tipe : *Centrifugal Multiblade Backward Curved Blower*



Gambar D.11. Blower Furnace (BF-401)

Kondisi *flue gas* :

$$\text{Massa flue gas} = 27.717,2159 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_{\text{flue gas}} = 1,1163 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume flue gas} &= \frac{27.717,2159 \text{ kg/jam}}{1,1163 \text{ kg/m}^3} = 24.829,5403 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 14.613,5825 \text{ ft}^3/\text{min} \end{aligned}$$

*Power blower output* dihitung dari persamaan 10.88 Perry's, Chemical Engineering's Handbook, 7th ed.

$$\text{hp} = 1,57 \times 10^{-4} \times Q \times p$$

dimana:

$$Q = \text{volume flue gas (ft}^3/\text{min)}$$

$$P = \text{tekanan operasi blower dalam inches water column} \\ = 5 \text{ in H}_2\text{O} \quad (\text{Banchero})$$

$$\text{Maka, hp} = 1,57 \times 10^{-4} \times 14.613,5825 \times 5 = 11,47 \text{ hp}$$

Efisiensi blower = 40 -80% (Perry's, Chemical Engineering's Handbook, 7th ed)

Diambil efisiensi blower furnace = 70%

Dari persamaan 10.89 Perry's, Chemical Engineering's Handbook, 7th ed,

$$\text{diketahui: Efficiency} = \frac{\text{power blower output}}{\text{shaft power input}}$$

$$\text{Shaft power input} = \frac{\text{power blower output}}{\text{efficiency}} = \frac{11,47 \text{ hp}}{70\%} = 16,39 \text{ hp}$$

Tabel D.34. Spesifikasi Blower Furnace (BF-401)

Nama Alat	Blower Furnace
Kode Alat	BF-401
Fungsi	Menarik <i>flue gas</i> keluar melalui cerobong furnace ( <i>stack</i> )
Tipe	<i>Centrifugal Multiblade Backward Curved Blower</i>
Power	16,39 hp
Jumlah	1 buah



- **Unit Penyedia Listrik**

Pabrik *Diphenylamine* menggunakan listrik yang berasal dari dua sumber, yaitu:

1. Tenaga listrik dari PLN merupakan sumber listrik utama dengan kapasitas 2 MW. Pabrik mempunyai trafo sendiri agar tidak mengganggu suplai listrik PLN ke tempat-tempat sekitar pabrik.
2. *Stand by Generator* sebanyak 3 buah generator diesel dengan kapasitas masing-masing 750 kW. Generator ini digunakan sebagai tenaga listrik cadangan apabila terjadi gangguan pasokan listrik dari PLN.

- **Perhitungan Kebutuhan Listrik**

Perhitungan kebutuhan listrik adalah sebagai berikut:

- a. **Kebutuhan penerangan**

Dari *Chemical Engineer's Handbook*, 3<sup>rd</sup> ed, direkomendasikan untuk perhitungan penerangan digunakan satuan lumen. Dengan menetapkan jenis lampu yang digunakan, maka dapat dihitung jumlah listrik yang harus disediakan untuk penerangan. Untuk menentukan besarnya tenaga listrik digunakan persamaan :

$$L = \frac{a \times F}{U \times D}$$

Keterangan : L : Lumen per outlet.

a : Luas area, ft<sup>2</sup>

F : *food candle* yang diperlukan ( tabel 13, perry 3<sup>th</sup> )

U : Koefisien utilitas (Tabel 16, perry 3<sup>th</sup>)

D : Efisiensi lampu (Tabel 16, perry 3<sup>th</sup>)

Tabel D.35 Kebutuhan penerangan untuk area dalam bangunan

Area Bangunan	Luas		F	U	D	Lumen
	(m <sup>2</sup> )	(ft <sup>2</sup> )				
Pos Keamanan	100	1.076,39	20	0,50	0,80	53.819,55
Mushola	250	2.690,98	10	0,55	0,80	61.158,58
Kantin	500	5.381,96	10	0,51	0,80	131.910,66
Kantor	2.500	26.909,78	20	0,58	0,80	1.159.904,10
Klinik	250	2.690,98	20	0,55	0,80	122.317,16
GSG	1.000	10.763,91	10	0,51	0,80	263.821,32
Ruang Kontrol	625	6.727,44	35	0,60	0,80	490.542,77
Laboratorium	400	4.305,56	35	0,60	0,80	313.947,38
Bengkel	400	4.305,56	10	0,53	0,80	101.546,32
Warehouse	900	9.687,52	5	0,52	0,80	116.436,53
<b>Total</b>	<b>6.925</b>	<b>74.540,08</b>				<b>2.815.404,36</b>

Untuk semua area dalam bangunan direncanakan menggunakan lampu *fluorescent* 40 Watt, dimana 1 buah *instant starting daylight* 40 Watt mempunyai 1.960 lumen.

Jumlah listrik area dalam bangunan = 2.815.404,36 Lumen

Sehingga jumlah lampu yang dibutuhkan :  $\frac{6.245.793,751}{1.960}$

= 1.436,43 buah

= 1.437 buah

Daya = 40 Watt × 1.437

= 57.480 Watt (0,0575 MW)

Tabel D.36. Kebutuhan penerangan untuk area luar bangunan

Area Non Bangunan	Luas		F	U	D	Lumen
	(m <sup>2</sup> )	(ft <sup>2</sup> )				
Proses	10.000	107.639,10	10	0,59	0,80	2.280.489,41
Utilitas	5.000	53.819,55	10	0,59	0,80	1.140.244,70
Area Pengembangan	2.500	26.909,78	0	0,00	0,80	0,00
Jalan & Taman	3.000	32.291,73	5	0,53	0,80	380.798,70
Areal Parkir	1.000	10.763,91	10,000	0,490	0,800	274.589,54
<b>Total</b>	<b>21.500</b>	<b>231.424,07</b>				<b>4.076.122,35</b>

Untuk semua area di luar bangunan direncanakan menggunakan lampu *mercury* 250 watt, dimana 1 buah *instant starting daylight* 250 Watt mempunyai 10.000 lumen. Jumlah listrik area di luar bangunan sebesar 4.076.122,35 Lumen

$$\text{Jumlah lampu yang dibutuhkan} = \frac{4.076.122,35}{10.000}$$

$$= 407,612 \text{ buah}$$

$$= 408 \text{ buah}$$

$$\text{Daya} = 250 \text{ Watt} \times 408$$

$$= 102.000 \text{ Watt (0,1020MW)}$$

Kebutuhan listrik lainnya yaitu barang elektronik kantor seperti AC, komputer dll) diperkirakan sebesar 20.000 Watt (0,0200 MW)

**Total kebutuhan penerangan =**

Kebutuhan area bangunan + Kebutuhan area luar bangunan +

Kebutuhan listrik lain=  $0,0575 + 0,1020 + 0,0200 = 0,1795\text{MW}$

**b. Kebutuhan listrik untuk proses**

Tabel D.37. Kebutuhan listrik untuk alat proses

Kode Alat	Jumlah	Daya / alat	Daya	
			Hp	watt
PP-101	1	7,50	7,50	5.592,75
CP-101	1	937,97	937,97	699.447,83
BW-101	1	16,39	16,39	12.220,60
PP-301	1	7,50	7,50	5.592,75
CP-301	1	65,11	65,11	48.552,15
PP-302	1	7,50	7,50	5.592,75
EV-301	1	428,37	428,37	319.436,08
PP-303	1	1,50	1,50	1.118,55
PP-304	1	3,00	3,00	2.237,10
PP-305	1	10,00	10,00	7.457,00
PP-306	1	7,50	7,50	5.592,75
PP-307	1	3,00	3,00	2.237,10
DF-301	2	18,34	36,68	27.355,76
SC-301	1	0,85	0,85	633,85
BC-401	1	1,67	1,67	1.247,92
<b>Total</b>			<b>1.534,55</b>	<b>1.144.314,93</b>

1,1443 MW

**c. Kebutuhan listrik untuk utilitas**

Tabel D.38. Kebutuhan listrik untuk alat utilitas

Kode Alat	Jumlah	Daya / alat	Daya	
			Hp	watt
CL-401	1	0,50	0,50	372,85
CT-401	1	39,65	39,65	29.567,02
BF-401	1	16,39	16,39	12.220,60
CP-401	1	3,43	3,43	2.554,33
PU-401	1	10,00	10,00	7.457,00
PU-402	1	0,50	0,50	372,85
PU-403	1	0,50	0,50	372,85
PU-404	1	0,50	0,50	372,85
PU-405	1	0,50	0,50	372,85
PU-406	1	2,00	2,00	1.491,40
PU-407	1	0,50	0,50	372,85
PU-408	1	0,50	0,50	372,85
PU-409	1	0,50	0,50	372,85
PU-410	1	3,00	3,00	2.237,10
PU-411	1	0,50	0,50	372,85
PU-412	1	0,50	0,50	372,85
PU-413	1	5,00	5,00	3.728,50
<b>Total</b>			<b>84,46</b>	<b>62.984,45</b>

---

0,0630 MW

---

**Total Kebutuhan Listrik Pabrik =**

Kebutuhan penerangan + Kebutuhan proses + Kebutuhan utilitas

$$= 0,1795 + 1,1443 + 0,0630$$

$$= 1,3868 \text{ MW}$$

*Over Design* = 20%

Total listrik =  $1,2 \times 1,3868 \text{ MW} = 1,6641 \text{ MW}$

• **Perhitungan Kebutuhan Solar *Stand By Generator***

Kebutuhan listrik total = 1,6641 MW

Efisiensi = 80 %

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Stand by generator} &= \frac{\text{Kebutuhan listrik total}}{\text{Efisiensi}} \\ &= \frac{1,6641 \text{ MW}}{0,8} \\ &= 2,0800 \text{ MW} \end{aligned}$$

1 buah *stand by generator* mempunyai kapasitas 750 kW.

Pabrik *Diphenylamine* menyiapkan 3 buah *stand by generator* untuk mengantisipasi apabila terjadi gangguan listrik dari PLN.

Total kapasitas *stand by generator* =  $3 \times 750 \text{ kW} = 2.250 \text{ kW} = 2,25 \text{ MW}$

Tenaga *stand by generator* = 7.677.457,4226 Btu/jam

Jenis bahan bakar = solar

Densitas =  $54,312 \text{ lb/ft}^3 = 870 \text{ kg/m}^3$

*Heating value* = 18.774,941 btu/lbm

*Spesific gravity* = 0,869

*Fuel oil* yang dibutuhkan =  $9,411 \text{ ft}^3/\text{jam} = 266,5 \text{ L/jam}$

**LAMPIRAN E**  
**INVESTASI DAN EVALUASI EKONOMI**

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi :

1. Modal keseluruhan (*Total Capital Investment*)
  - Modal tetap (*Fixed Capital*)
  - Modal kerja (*Working Capital*)
2. Biaya produksi (*Manufacturing Cost*)
  - Biaya produksi langsung (*Direct Production Cost*)
  - Biaya produksi tetap (*Fixed Charges*)
  - Biaya produksi tidak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran umum (*General Expense*)
4. Analisa keuntungan
5. Analisa Kelayakan
  - *Percent Return On Investment* (ROI)
  - *Pay Out Time* (POT)
  - *Break Even Point* (BEP)
  - *Shut Down Point* (SDP)
  - *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCF)
  - *Net Present Value* (NPV)

*Prarancangan Pabrik Diphenylamine dari Konversi Fase Uap Anilin  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun  
Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung*

Basis atau asumsi yang diambil adalah :

1. Kapasitas produksi 60.000 ton/tahun
2. Pabrik beroperasi selama 330 hari/tahun
3. Masa konstruksi pabrik selama 2 tahun. Konstruksi dilakukan mulai awal tahun 2017 sampai akhir tahun 2018. Pabrik mulai beroperasi pada awal tahun 2019.
4. Tahun pertama konstruksi dikeluarkan investasi sebesar 60 % dan tahun kedua sebesar 40 %.
5. Nilai rongsokan (*salvage value*) sama dengan nol.
6. Biaya kerja (*Working Capital*) pada tahun kedua konstruksi.
7. Nilai kurs \$1 = Rp 12.899,00 ([www.bi.go.id](http://www.bi.go.id), 1 Mei 2015)
8. Kapasitas produksi tahun pertama sebesar 70% dari kapasitas rancangan, tahun kedua 90%, tahun ketiga dan seterusnya 100%.
9. Suku bunga pinjaman bank sebesar 15% dan konstan selama 10 tahun pabrik beroperasi.
10. Prediksi *Chemical Engineering Index* (CE Indeks) tahun 2015 dan 2017 adalah 597,7 dan 619,5
11. Harga-harga peralatan pabrik menggunakan referensi dari Peter Timmerhaus (1991), Ulrich, G. (1982), [www.matche.com](http://www.matche.com) (2015), dan [www.alibaba.com](http://www.alibaba.com) (2015)
12. Prediksi inflasi di Indonesia tahun 2016 dan 2017 adalah 4% dan 4% ([www.depkeu.go.id](http://www.depkeu.go.id), 25 April 2015)
13. Metode yang digunakan dalam melakukan analisa ekonomi adalah metoda linier dan *Discounted Cash Flow* (DCF).



### E.1. Perkiraan Harga Alat

Berdasarkan Perry Ed. 8th, 2008, Harga alat dapat diprediksi dari tahun awal hingga tahun sekarang menggunakan persamaan berikut.

$$C_x = C_y \times \frac{I_x}{I_y} \quad (\text{Pers. 9-3, Perry Ed. 8th, 2008})$$

Keterangan:

$C_x$  = harga alat pada tahun x

$C_y$  = harga alat pada tahun y

$I_x$  = indeks harga pada tahun x

$I_y$  = indeks harga pada tahun y

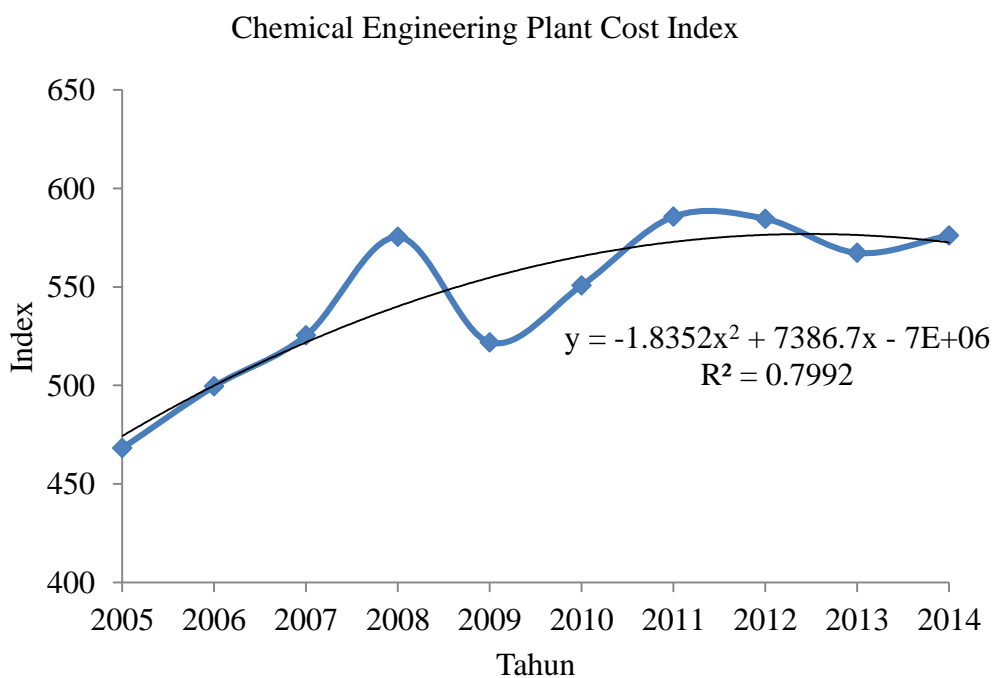
Perhitungan ini berlaku untuk harga alat yang diperoleh dengan tahun di bawah 2015, seperti dari Peter Timmerhaus, 2002 (indeks 395,6) dan Ulrich, G., 1982 (indeks 315).

Indeks harga peralatan tertera pada Tabel E.1. yang bersumber dari [www.che.com](http://www.che.com) (*Chemical Engineering Magazine* Edisi Februari 2015).

Tabel E.1. Indeks Harga Peralatan

No	Tahun	Index
1	2005	468,2
2	2006	499,6
3	2007	525,4

4	2008	575,4
5	2009	521,9
6	2010	550,8
7	2011	585,7
8	2012	584,6
9	2013	567,3
10	2014	576,1



Gambar E.1. Kurva *Chemical Engineering Plant Cost Index*

Dengan asumsi bahwa perubahan harga indeks peralatan tiap tahun terjadi secara linier maka dengan pendekatan linier diperoleh indeks harga peralatan pada tahun 2015 adalah sebesar 597,7.

Contoh perhitungan:

*Accumulator* (AC-301)

Harga alat diperoleh dari Timmerhaus (2002) dengan indeks 395,6

Harga Alat,  $C_{2002}$  = \$ 45.000 (Fig12-74, Timmerhaus, 2002)

$$\begin{aligned} C_{2015} &= C_{2002} \left( \frac{I_{2015}}{I_{2002}} \right) \\ &= \$ 45.000 \left( \frac{597,7}{395,6} \right) \\ &= \$ 65.532 \end{aligned}$$

Faktor *bare modul*,  $F_{bm}$  = 1

Sehingga,  $C_{2015}$  = \$ 65.532 x 1 = \$ 65.532

Selanjutnya, untuk memprediksi harga alat di tahun yang akan datang dari harga alat tahun ini dengan menggunakan persamaan berikut.

$$C_i = (1+f_1) (1+f_2) (1+f_3) C_p \quad (\text{Pers. 9-4, Perry Ed. 8th, 2008})$$

Keterangan:

$C_i$  = harga alat pada tahun  $z$

$f_1$  = laju inflasi pada tahun pertama

$f_2$  = laju inflasi pada tahun kedua

$f_3$  = laju inflasi pada tahun ketiga

$C_p$  = harga alat pada tahun  $x$

Nilai inflasi di Indonesia pada tahun 2016 dan 2017 diprediksi sebesar 4 % dan 4 % (www.depkeu.go.id, 25 April 2015).

Contoh perhitungan:

*Accumulator* (AC-301)

$$C_{2017} = (1+f_{2016}) (1+f_{2017}) C_{2015}$$

$$= (1+0,04) (1+0,04) \$ 65.532$$

$$= \$ 73.998$$

Persamaan 9-4, Perry, juga digunakan untuk memprediksi harga alat yang diperoleh dari website [www.matche.com](http://www.matche.com) (2015) dan [www.alibaba.com](http://www.alibaba.com) (2015)

Untuk alat yang dibuat sendiri, harga alat dihitung berdasarkan kebutuhan material yang digunakan dan harga material pada tahun 2015.

Contoh perhitungan:

*Sediment Basin* (SB-401)

Diketahui dimensi bak adalah sebagai berikut:

Panjang = 11,25 m

Lebar = 3,75 m

Tinggi = 4,88 m

$$\begin{aligned} \text{Luas permukaan bak} &= (2.p.t) + (2.l.t) + (p.l) \\ &= 188,44 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Asumsi material yang dibutuhkan untuk 1 m<sup>2</sup> bangunan adalah:

Bata = 75 buah

Semen = 0,33 sak

Pasir = 0,12 m<sup>3</sup>

Harga material:

Bata = Rp 500,00

Semen = Rp 62.000,00

Pasir = Rp 150.000,00/m<sup>3</sup>

Total material yang dibutuhkan untuk membangun bak adalah:

$$\text{Bata} = 75 \text{ buah/m}^2 \times 188,44 \text{ m}^2 = 14.133 \text{ buah}$$

$$\text{Semen} = 0,33 \text{ sak/m}^2 \times 188,44 \text{ m}^2 = 63 \text{ sak}$$

$$\text{Pasir} = 0,12 \text{ m}^3/\text{m}^2 \times 188,44 \text{ m}^2 = 23 \text{ m}^3$$

Harga total material yang dibutuhkan:

$$\text{Bata} = 14.133 \times \text{Rp } 500,00 = \text{Rp}7.066.550,00$$

$$\text{Semen} = 63 \times \text{Rp } 62.000,00 = \text{Rp}3.894.454,00$$

$$\text{Pasir} = 23 \times \text{Rp } 150.000,00 = \text{Rp}3.391.944,00$$

$$\text{Total} = \text{Rp}14.352.948,00$$

Selanjutnya, perhitungan harga alat pada tahun 2017 digunakan persamaan

Pers. 9-4, Perry Ed. 8th, 2008.

Perincian harga alat-alat proses dan utilitas dapat dilihat pada Tabel berikut:

Tabel E.2 Harga Peralatan Proses

Alat Proses	Jumlah	Harga 2015 (\$)	Harga (\$) 2017
<i>Storage Tank (ST-101)</i>	2	564.900	1.221.992
<i>Vaporizer (VP-101)</i>	1	538.600	582.550
<i>Knockout Drum(KO-101)</i>	1	17.000	18.387
<i>Heat Exchanger (HE-101)</i>	1	125.700	135.957
<i>Reaktor (RE-201)</i>	1	263.500	285.002
<i>Condensor (CD-301)</i>	1	102.900	111.297
<i>Separator Drum (SD-301)</i>	1	14.900	16.116
<i>Compresor (CP-301)</i>	1	426.800	461.627
<i>Compresor (CP-303)</i>	1	58.600	63.382
<i>Storage Tank (ST-401)</i>	1	100.000	486.720

<i>Condensor (CD-302)</i>	1	75.400	123.988
<i>Expander Valve (EV-301)</i>	1	1.000	1.082
<i>Distillation Coloumn (DC-301)</i>	1	211.455	347.718
<i>Condensor (CD-303)</i>	1	21.200	22.930
<i>Accumulator (AC-301)</i>	1	45.000	73.998
<i>Reboiler (RB-301)</i>	1	251.900	272.455
<i>Cooler (CO-301)</i>	1	49.000	52.998
<i>Drum Flaker (DF-301)</i>	1	677.300	732.568
<i>Screw Conveyer (SC-301)</i>	1	4.200	4.543
<i>Belt Conveyer (BC-301)</i>	1	7.000	7.571
<i>Blower (BW-101)</i>	1	249.900	270.292
<i>Pump (PP-101)</i>	4	7.700	33.313
<i>Pump (PP-301)</i>	2	11.500	24.877
<i>Pump (PP-302)</i>	2	11.500	24.877
<i>Pump (PP-303)</i>	2	3.900	8.436
<i>Pump (PP-304)</i>	2	3.900	8.436
<i>Pump (PP-305)</i>	2	10.300	22.281
<i>Pump (PP-306)</i>	2	7.700	16.657
<i>Pump (PP-307)</i>	2	7.700	16.657
		Total :	\$ 5.448.705
			Rp 70.282.845.244,43

Tabel E.3 Harga Peralatan Utilitas

Alat Proses	Jumlah	Harga 2015 (\$)	Harga 2017 (\$)
Sedimen (SD-401)	1	1.113	1.204
<i>Storage Tank</i> (ST-401)	1	15.900	17.197
<i>Storage Tank</i> (ST-402)	1	39.800	43.048
<i>Storage Tank</i> (ST-403)	1	8.200	8.869
<i>Storage Tank</i> (ST-404)	1	141.400	152.938
Tower Air	1	1.240	1.342
<i>Storage Tank</i> (ST-405)	1	31.700	34.287
<i>Storage Tank</i> (ST-406)	1	68.700	74.306
<i>Clarifier</i> (CL-401)	1	40.000	247.820
<i>Sand Filter</i> (SF-401)	2	127.700	524.112
<i>Cooling Tower</i> (CT-401)	1	843.500	1.730.964
<i>Furnace</i> (FN-401)	1	692.500	1.421.094
<i>Compressor</i> (CP-401)	1	54.000	58.406
<i>Air Filter</i> (AF-401)	1	18.700	33.955
<i>Dryer</i> (DR-401)	2	73.500	158.995
<i>Pump</i> (PP-401)	2	5.500	11.898
<i>Pump</i> (PP-402)	2	5.500	11.898
<i>Pump</i> (PP-403)	2	500	1.082
<i>Pump</i> (PP-404)	2	500	1.082
<i>Pump</i> (PP-405)	2	500	1.082
<i>Pump</i> (PP-406)	2	5.500	11.898
<i>Pump</i> (PP-407)	2	5.500	11.898

*Prarancangan Pabrik Diphenylamine dari Konversi Fase Uap Anilin  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun  
Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung*

<i>Pump</i> (PP-408)	2	800	1.731
<i>Pump</i> (PP-409)	2	500	1.082
<i>Pump</i> (PP-410)	2	5.500	11.898
<i>Pump</i> (PP-411)	2	500	1.082
<i>Pump</i> (PP-412)	2	500	1.082
<i>Pump</i> (PP-413)	2	20.700	44.778
Generator	1	40.000	123.910
		Total :	\$ 4.744.933
			Rp 61.187.588.113,34

Total harga peralatan proses dan utilitas (EC):

$$EC = \text{Rp}70.282.845.244,43 + \text{Rp } 61.187.588.113,34$$

$$= \text{Rp } 131.470.433.357,78$$

## **E.2. Total Capital Investment**

### **1. Fixed Capital Investment (FCI)**

*Fixed Capital Investment* adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik secara fisik (belum beroperasi). *Fixed Capital Investment* terdiri biaya langsung (*direct cost*) dan biaya tidak langsung (*indirect cost*).



a. *Direct Cost (DC)*

*Direct cost* atau biaya langsung adalah biaya yang diperlukan untuk pembangunan pabrik. Biaya ini meliputi :

- Biaya pengadaan peralatan (*Purchased Equipment Cost*)

Adalah biaya pembelian peralatan pabrik dari tempat pembelian sampai ke lokasi pabrik. Biaya ini terdiri dari:

Biaya transportasi sampai di pelabuhan:

$$\begin{aligned} \text{Transportasi ke pelabuhan} &= 10\% \text{ EC} \\ &= 10\% \times \text{Rp } 131.470.433.357,78 \\ &= \text{Rp } 13.147.043.335,78 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Asuransi pengangkutan} &= 0,75\% \times \text{EC} \\ &= 0,75\% \times \text{Rp } 131.470.433.357,78 \\ &= \text{Rp } 986.028.250,18 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Transportasi ke lokasi} &= 2\% \times \text{EC} \\ &= 2\% \times \text{Rp } 131.470.433.357,78 \\ &= \text{Rp } 2.629.408.667,16 \end{aligned}$$

**Total pembelian alat (PEC) = Rp 148.232.913.610,89**

- Biaya Pemasangan Alat (*Equipment Installation Cost*)

Pemasangan peralatan meliputi biaya pekerja, pondasi, penyangga, podium, biaya konstruksi dan faktor lain yang berhubungan langsung dengan pemasangan peralatan. Meliputi pemasangan, pengecatan, dan isolasi peralatan. Besarnya biaya pemasangan sekitar 25-55% dari biaya peralatan, diambil sebesar 50%. (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}
 \text{Pemasangan} &= 50\% \times \text{PEC} \\
 &= 50\% \times \text{Rp } 148.232.913.610,89 \\
 &= \text{Rp } 74.116.456.805,45
 \end{aligned}$$

- Biaya Instrumentasi dan Kontrol

Biaya total instrumentasi tergantung pada jumlah kontrol yang diperlukan dan sekitar 8 – 50% dari harga total peralatan, diambil sebesar 30%. (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}
 \text{Instrumentasi} &= 30\% \times \text{PEC} \\
 &= 30\% \times \text{Rp } 148.232.913.610,89 \\
 &= \text{Rp } 44.469.874.083,27
 \end{aligned}$$

- Biaya Perpipaan (*Piping Cost*)

Meliputi biaya pekerja pembungkus pipa, *valve*, *fitting*, pipa, penyangga, dan lainnya yang termasuk dalam pemancangan lengkap semua pipa yang digunakan secara langsung dalam proses. Besarnya biaya perpipaan sekitar 10-80% dari biaya peralatan, diambil sebesar 30%, (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}
 \text{Perpipaan} &= 30\% \times \text{PEC} \\
 &= 30\% \times \text{Rp } 148.232.913.610,89 \\
 &= \text{Rp } 44.469.874.083,27
 \end{aligned}$$

- Biaya instalasi listrik (*electrical installation*)

Biaya untuk instalasi listrik meliputi pekerja instalasi utama dan material untuk daya dan lampu, dengan penerangan gedung termasuk biaya servis. Besarnya sekitar 10-40% dari total biaya peralatan, diambil sebesar 30%, (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Listrik} &= 30\% \times \text{PEC} \\ &= 30\% \times \text{Rp } 148.232.913.610,89 \\ &= \text{Rp } 44.469.874.083,27 \end{aligned}$$

- Biaya Bangunan (*Building Including Services*)

Biaya untuk bangunan termasuk servis terdiri biaya pekerja, material, dan persediaan yang terlibat dalam pemancangan semua gedung yang berhubungan dengan pabrik. Besarnya sekitar 10-70% dari biaya total alat, diambil sebesar 47%.

$$\begin{aligned} \text{Bangunan} &= 47\% \times \text{PEC} \\ &= 47\% \times \text{Rp } 148.232.913.610,89 \\ &= \text{Rp } 69.669.469.397,12 \end{aligned}$$

- Pengembangan Lahan (*Yard Improvement*)

Biaya ini meliputi biaya untuk pagar, sekolah dasar, fasilitas olahraga jalan raya, jalan alternatif, pertamanan, dan lainnya. Dalam industri kimia nilainya sekitar 10-20% dari total biaya peralatan diambil sebesar 10%, (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Yard improvement} &= 10\% \times \text{PEC} \\ &= 10\% \times \text{Rp } 148.232.913.610,89 \\ &= \text{Rp } 14.823.291.361,09 \end{aligned}$$

- Tanah (*land*)

Biaya untuk tanah dan survey tergantung pada lokasi properti dan dapat bervariasi oleh faktor biaya per hektar.

$$\begin{aligned} \text{Tanah} &= \text{Rp } 750.000/\text{m}^3 \times 30.000 \text{ m}^3 \\ &= \text{Rp } 22.500.000.000,00 \end{aligned}$$

- *Service Facilities*

Biaya ini meliputi perawatan fasilitas-fasilitas yang ada di dalam pabrik. Dalam industri kimia nilainya sekitar 30– 80% dari total pembelian alat diambil sebesar 30% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Service facilities} &= 30\% \times \text{PEC} \\ &= 30\% \times \text{Rp } 148.232.913.610,89 \\ &= \text{Rp } 44.469.874.083,27 \end{aligned}$$

**Total Direct Cost (DC)**

$$\text{DC} = \text{Rp } 507.221.627.507,61$$

**b. Indirect Cost (IC)**

*Indirect cost* atau biaya tidak langsung meliputi:

- Biaya teknik dan supervisi (*engineering and supervision cost*)

Biaya untuk desain konstruksi dan teknik, gambar, akuntansi, konstruksi dan biaya teknik, travel, reproduksi, komunikasi, dan biaya kantor pusat. Besarnya sekitar 5-30% dari biaya langsung, diambil sebesar 5%. (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Teknik dan supervisi} &= 5\% \times \text{DC} \\ &= 5\% \times \text{Rp } 507.221.627.507,61 \\ &= \text{Rp } 25.361.081.375,38 \end{aligned}$$

- Biaya Konstruksi (*Construction cost*)

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda, namun dapat diperkirakan sekitar 10-20% dari biaya langsung, diambil sebesar 10% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}\text{Konstruksi} &= 10\% \times \text{DC} \\ &= 10\% \times \text{Rp } 507.221.627.507,61 \\ &= \text{Rp } 50.722.162.750,76\end{aligned}$$

- Biaya Jasa Kontraktor (*Contractor's Fee*)

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda, namun dapat diperkirakan sekitar 2-8% dari total *Direct cost*, diambil sebesar 5% (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned}\text{Biaya jasa kontraktor} &= 5\% \times \text{DC} \\ &= 5\% \times \text{Rp } 507.221.627.507,61 \\ &= \text{Rp } 25.361.081.375,38\end{aligned}$$

- Biaya Tak Terduga (*Contingencies*)

Faktor biaya tak terduga biasanya dilibatkan dalam estimasi investasi modal untuk menjamin kejadian yang tak terduga, seperti badai, banjir, perubahan harga, perubahan desain yang kecil, kesalahan dalam estimasi, dan biaya tak terduga lainnya. Biaya ini berkisar 5-15% dari total FCI, diambil sebesar 5%, (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\text{Biaya tak terduga} = 5\% \times \text{FCI}$$

- *Plant start up*

Sebelum pabrik beroperasi, kemungkinan akan ada perubahan-perubahan yang bertujuan untuk mengoptimalkan kondisi desain. Perubahan itu meliputi material, peralatan dan kerugian bila pabrik hanya beroperasi dengan kapasitas menurun. Biaya ini berkisar 0 – 12% dari modal tetap (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\text{Biaya start up} = 5\% \times \text{FCI}$$

$$\text{Total Indirect Cost} = \text{Rp}101.444.325.501,52 + 10\% \text{ FCI}$$

### ***Fixed Capital Investment (FCI)***

$$\text{FCI} = \text{Direct Cost} + \text{Indirect Cost}$$

$$\text{FCI} = \text{Rp } 507.221.627.507,61 + \text{Rp } 101.444.325.501,52 + 10\% \text{ FCI}$$

$$\text{FCI} = \text{Rp } 676.295.503.343,48$$

Sehingga dapat dihitung:

$$\text{Biaya tak terduga} = 5\% \times \text{FCI} = \text{Rp } 33.814.775.167,17$$

$$\text{Biaya Start up} = 5\% \times \text{FCI} = \text{Rp } 33.814.775.167,17$$

## **2. *Working Capital Investment (WCI)***

*Working capital* untuk industri pabrik terdiri dari jumlah total uang yang diinvestasikan untuk (1) stok bahan baku dan persediaan, (2) stok produk akhir dalam proses yang sedang dibuat, (3) uang diterima (*account*

*receivable*), (4) uang terbayar (*account payable*), dan (5) pajak terbayar (*taxes payable*).

Perbandingan *working capital* terhadap *total capital investment* bervariasi untuk perusahaan yang berbeda, namun sebagian besar pabrik kimia menggunakan *working capital* awal sebesar 10 – 20 % dari *total capital investment* (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\text{WCI} = 15\% \text{ Total Capital Investment}$$

***Total Capital Investment (TCI)***

$$\begin{aligned} \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\ &= \text{FCI} + 0,15 \text{ TCI} \\ &= \text{Rp } 676.295.503.343,48 + 0,15 \text{ TCI} \\ \text{TCI} &= \text{Rp } 795.641.768.639,39 \end{aligned}$$

Sehingga,  $\text{WCI} = 15\% \times \text{TCI}$

$$\text{WCI} = \text{Rp } 119.346.265.295,91$$

Perincian TCI dapat dilihat pada Tabel E.4. berikut :

Tabel E.4. Perincian TCI Pabrik *Diphenylamine*

<i>Direct Cost</i>	Biaya (Rp)
- <i>Purchased equipment-delivered</i>	148.232.913.610,89
- <i>Purchased equipment installation</i>	74.116.456.805,45
- <i>Instrumentation dan controls (installed)</i>	44.469.874.083,27
- <i>Piping (Biaya perpipaan)</i>	44.469.874.083,27
- <i>Electrical (installed)</i>	44.469.874.083,27
- <i>Buildings</i>	69.669.469.397,12
- <i>Yard improvement</i>	14.823.291.361,09
- <i>Service facilities</i>	44.469.874.083,27
- Tanah	22.500.000.000,00
<b>Total Direct Cost</b>	<b>507.221.627.507,61</b>
<hr/>	
<i>Indirect Cost</i>	
- <i>Engineering and supervision</i>	25.361.081.375,38
- <i>Construction expenses</i>	50.722.162.750,76
- Contractor Fee	25.361.081.375,38
- Biaya tak terduga	33.814.775.167,17
- Plant start Up	33.814.775.167,17
<b>Total indirect Cost</b>	<b>169.073.875.835,87</b>
<b>Fixed Capital Investment (FCI)</b>	<b>676.295.503.343,48</b>
<b>Working Capital Investment (WCI)</b>	<b>119.346.265.295,91</b>
<b>Total Cost Investment</b>	<b>795.641.768.639,39</b>



### E.3. Total Production Cost

#### 1. Manufacturing Cost (MC)

Merupakan biaya yang dikeluarkan untuk proses pembuatan produk. *Manufacturing cost* terdiri *direct manufacturing cost*, *fixed charges* dan *plant overhead*.

##### a. Direct Manufacturing Cost

Merupakan biaya yang berhubungan langsung dengan operasi manufaktur atau pembuatan suatu produk, yang terdiri:

- Bahan Baku (*Raw Material*)

Dalam industri kimia, salah satu biaya utama dalam operasi produksi adalah untuk bahan baku yang terlibat dalam proses. Jumlah bahan baku yang harus disuplai persatuan waktu atau per satuan produk dapat ditentukan dari proses neraca massa.

Tabel E.5. Kebutuhan bahan baku proses dan harga

Komponen	kg/jam	Harga (Rp/kg)	Rp/tahun
$C_6H_5NH_2(l)$ (anilin)	8.347,3015	14.188,90	938.037.088.187,64
$Al_2O_3$ (s) (Alumunium Oksida)	2.949,8828	9.029,30	26.635.376,88
Total			938.063.723.564,52

- Utilitas (*Utilities*)

Biaya untuk utilitas terdiri dari : biaya pengolahan air, biaya pembangkit *steam*, biaya pembangkit listrik dan bahan bakar.

Tabel E.6. Kebutuhan dan harga bahan pembantu untuk utilitas

Komponen	kg/tahun	Liter/tahun	Rp/kg	Rp/liter	Rp/tahun
Alum	290.258,7052		2.064		599.047.526,21
Kaporit	4.633.701,5185		2.580		11.954.023.177,53
Soda kaustik	193.070,8966		3.870		747.126.448,60
Inhibitor	7.276.340,7982		10.964		79.778.891.962,43
Dispersan	1.819.085,1995		12.899		23.464.379.988,95
Solar		2.850.953,0997		10.200	29.079.721.616,68
Gas metane (MMBtu)	77.006,1362		219.283		16.886.136.573,12
Light fuel oil (liter)		4.848.916,5932		7.300	35.397.091.130,33
Sand filter					22.186.376,19
Air dryer					8.323.454,14
<b>Total</b>					<b>197.936.928.254,16</b>

Tabel E.7. Biaya Penanganan Limbah

Komponen	Kapasitas	Harga	Total
Electricity (kW)	0,0024	580,46	1,41
Fuel	75,2904	16.252,74	1.223.675,94
Wastewater	7.349,4462	6.836,47	50.244.268,36
Waste	103,8851	464.364,00	48.240.516,30
Cooling water	146.436,3586	1.031,92	151.110.607,13
		<b>Total</b>	<b>250.819.069,14</b>

**Total Biaya Utilitas = Rp 198.187.747.323,30**

- Pekerja Operasi (*operating labor*)

Dalam industri kimia, salah satu biaya utama dalam operasi produksi adalah biaya pekerja operasi yang nilainya sebesar 10 %-20%, diambil 10% (Peters & Timmerhaus, 1991).

Pekerja Operasi (OL) = 10% TPC

- *Direct Supervisory*

Sejumlah supervisor langsung dan pekerja pencatat selalu diperlukan untuk operasi manufaktur, Jumlah kebutuhan pegawai ini berhubungan erat dengan jumlah pekerja operasi, kompleksitas operasi, dan standar kualitas produk. Besarnya biaya *direct supervisory* 10 % - 25% sebesar 10% (Peters & Timmerhaus, 1991).

*Direct supervisory* = 10% OL = 1% TPC

- Perawatan dan Perbaikan (*Maintenance and Repair*)

Biaya perawatan dan perbaikan meliputi biaya untuk pekerja, material, dan supervisor. Biaya tahunan perawatan dan perbaikan untuk industri kimia berkisar 2 - 10% dari *fixed capital investment*, diambil sebesar 5%, (Peters & Timmerhaus, 1991)

Perawatan = 5% FCI  
 = 5% x Rp 676.295.503.343,48  
 = Rp 33.814.775.167,17

- *Operating Supplies*

Dalam beberapa operasi manufaktur, persediaan macam-macam dibutuhkan untuk menjaga fungsi proses secara efisien. Misalnya

grafik, pelumas tes bahan kimia, penjagaan persediaan dan lainnya. Biaya tahunan untuk tipe tersebut sekitar 10-20% dari perawatan dan perbaikan, diambil sebesar 10%, (Peters & Timmerhaus, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Operating supplies} &= 10\% \text{ MR} \\ &= 10\% \times \text{Rp } 33.814.775.167,17 \\ &= \text{Rp } 3.381.477.516,72 \end{aligned}$$

- *Laboratory Charges*

Biaya tes laboratorium untuk kontrol operasi dan untuk kontrol kualitas produk dimasukkan dalam biaya ini. Biaya ini umumnya dihitung dengan memperkirakan jam pekerja yang terlibat dan mengalikannya dengan tingkat yang sesuai. Nilainya berkisar 10-20% dari *operating labor* atau 10% dari TPC (Peters & Timmerhaus, 1991)

$$\text{Laboratory Charges} = 10\% \text{ OL} = 1\% \text{ TPC}$$

- Royalti dan paten

Biaya yang dipersiapkan untuk pembayaran paten dan royalti, karena pabrik beroperasi berdasarkan proses yang telah dipatenkan. Dan telah terdapat pabrik dengan proses yang serupa di Cina. Besarnya biaya untuk pembayaran paten dan royalti sekitar 0 – 6% dari total ongkos produksi (*Total Production Cost/TPC*) (Peters & Timmerhaus, 1991)

$$\text{Paten dan royalti} = 1\% \text{ TPC}$$

***Direct Manufacturing Cost***

$$\text{DMC} = \text{Rp } 1.173.447.723.571,71 + 13 \% \text{ TPC}$$

**b. *Fixed Charges/Fixed Manufacturing Cost (FMC)***

Merupakan biaya pengeluaran yang berkaitan dengan *initial fixed capital investment* dan harganya tetap dari tahun ke tahun serta tidak tergantung pada jumlah produksi. Terdiri dari:

- **Depresiasi (*Depreciation*)**

Merupakan penurunan nilai atau harga dari peralatan atau bangunan seiring berjalannya waktu pemakaian atau penggunaan.

Depresiasi ini terdiri dari : depresiasi mesin dan peralatan dan depresiasi bangunan.

$$\begin{aligned} \text{Depresiasi mesin dan peralatan} &= 10 \% \text{ FCI} \\ &= 10\% \times \text{Rp } 676.295.503.343,48 \\ &= \text{Rp } 67.629.550.334,35 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Depresiasi bangunan} &= 3\% \times \text{Biaya bangunan (BS)} \\ &= 3\% \times 69.669,469.397,12 \\ &= \text{Rp } 2.090.084.081,91 \end{aligned}$$

$$\text{Total Depresiasi} = \text{Rp } 69.719.634.416,26$$

- **Pajak lokal (*Local Taxes*)**

Nilai pajak lokal properti tergantung pada lokasi utama pabrik dan peraturan atau hukum daerah tersebut. Nilai *local taxes* sebesar 1-4 % dari *fixed capital investment* (Peters and Timmerhaus, 1991).

$$\text{Local taxes} = 2\% \text{ FCI}$$

$$= 2\% \times \text{Rp } 676.295.503.343,48$$

$$= \text{Rp } 13.525.910.066,87$$

- Asuransi (*Insurance*)

Tingkat asuransi tergantung pada tipe proses yang terjadi atau berlangsung pada operasi manufaktur dan tingkat ketersediaan fasilitas keamanan atau perlindungan. Nilainya sekitar 0,4-1% dari *fixed capital investment* (Peters and Timmerhaus, 1991).

$$\text{Asuransi} = 1\% \text{ FCI}$$

$$= 1\% \times \text{Rp } 676.295.503.343,48$$

$$= \text{Rp } 6.762.955.033,43$$

### **Total Fixed Charges**

$$\text{FC} = \text{Rp } 90.008.499.516,57$$

### c. *Plant overhead Cost (POC)*

Merupakan biaya untuk keperluan seperti rumah sakit dan pelayanan kesehatan, perawatan umum pabrik, pelayanan keselamatan, fasilitas rekreasi, pensiun, kontrol laboratorium, pengepakan, perlindungan pabrik, fasilitas pengiriman dan penerimaan barang dan sebagainya. *plant overhead* sekitar 5 – 15% *total production cost*. (Peters & Timmerhaus, 1991)

$$\text{Plant overhead} = 5\% \text{ TPC}$$

***Manufacturing cost***

$$\begin{aligned} \text{Manufacturing cost} &= \text{direct manufacturing cost} + \text{fixed charges} + \text{Plant} \\ &\quad \text{overhead} \\ &= \text{Rp } 1.263.456.223.088,27 + 18\% \text{ TPC} \end{aligned}$$

**2. *General Expenses***

Merupakan biaya umum yang termasuk dalam operasi perusahaan. Terdiri dari biaya administrasi, biaya distribusi dan pemasaran, biaya riset dan pengembangan, serta biaya bunga. Terdiri dari:

- **Biaya Administrasi (*Administrative Cost*)**

Biaya administratif adalah biaya yang berhubungan dengan kelengkapan administrasi termasuk gaji karyawan keseluruhan termasuk diantaranya Direktur Utama, Direktur, Staf Ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi, Sekretaris, Karyawan Shift dan Karyawan non Shift. Total gaji karyawan dapat dilihat pada tabel E.8. dibawah ini.

Tabel E.8. Daftar gaji karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/ bulan (Rp)	Gaji Total/tahun (Rp)
1.	Direktur Utama	1	50.000.000	600.000.000
2.	Direktur Teknik dan Produksi	1	30.000.000	360.000.000
3.	Direktur Keuangan dan Umum	1	30.000.000	360.000.000
4.	Staff Ahli	2	20.000.000	480.000.000
5.	Sekretaris Direktur	3	7.500.000	270.000.000
6.	Kepala Bagian Produksi	1	15.000.000	180.000.000

7.	Kepala Bagian Teknik	1	15.000.000	180.000.000
8.	Kepala Bagian Pemasaran	1	15.000.000	180.000.000
9.	Kepala Bagian Umum	1	15.000.000	180.000.000
10.	Kepala Bagian Keuangan	1	15.000.000	180.000.000
11.	Sekretaris Kepala Bagian	5	5.000.000	300.000.000
12.	Kepala Seksi Proses	1	10.000.000	120.000.000
13.	Kepala Seksi Litbang	1	10.000.000	120.000.000
14.	Kepala Seksi Lab & Pengendalian Proses	1	10.000.000	120.000.000
15.	Kepala Seksi Utilitas	1	10.000.000	120.000.000
16.	Kepala Seksi Pemeliharaan & K3	1	10.000.000	120.000.000
17.	Kepala Seksi Pemasaran	1	10.000.000	120.000.000
18.	Kepala Seksi Pembelian	1	10.000.000	120.000.000
19.	Kepala Seksi Personalia	1	10.000.000	120.000.000
20.	Kepala Seksi Humas	1	10.000.000	120.000.000
21.	Kepala Seksi Keamanan	1	10.000.000	120.000.000
22.	Kepala Seksi Administrasi	1	10.000.000	120.000.000
23.	Kepala Seksi Kas	1	10.000.000	120.000.000
24.	Sekretaris Kepala Seksi	12	2.500.000	360.000.000
25.	Karyawan Proses			-
	Ketua Regu	4	5.000.000	240.000.000
	Anggota	48	3.000.000	1.728.000.000
26.	Karyawan Litbang	3	5.000.000	180.000.000
27.	Karyawan Lab & Pengendalian Proses	12	2.000.000	288.000.000
	Ketua Regu	4	5.000.000	240.000.000

*Prarancangan Pabrik Diphenylamine dari Konversi Fase Uap Anilin  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun  
Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung*



	Anggota	4	3.000.000	144.000.000
	Pengendalian Proses	4	5.000.000	240.000.000
28.	Karyawan Utilitas			
	Ketua Regu	4	5.000.000	240.000.000
	Anggota	20	3.000.000	720.000.000
29.	Karyawan Pemeliharaan & K3	4	5.000.000	240.000.000
30.	Karyawan Pembelian	3	5.000.000	180.000.000
31.	Karyawan Pemasaran	3	5.000.000	180.000.000
32.	Karyawan Keamanan			
	Ketua Regu	4	2.500.000	120.000.000
	Anggota	8	2.000.000	192.000.000
33.	Karyawan Personalia	2	5.000.000	120.000.000
34.	Karyawan Humas	2	5.000.000	120.000.000
35.	Karyawan Administrasi	2	3.000.000	72.000.000
36.	Karyawan Kas	2	3.000.000	72.000.000
37.	Resepsionis	2	2.000.000	48.000.000
38.	Sopir	7	2.000.000	168.000.000
39.	Office Boy/Office Girl	10	2.000.000	240.000.000
40.	Dokter	2	5.000.000	120.000.000
41.	Paramedis	2	3.000.000	72.000.000
<b>Total</b>		<b>198</b>		<b>11.034.000.000</b>

Total biaya administrasi = 2% TPC

- Biaya Pemasaran dan Distribusi (*Distribution and Marketing Cost*)

Biaya pemasaran dan distribusi tergantung pada barang utama yang dihasilkan, produk lain yang dijual perusahaan, lokasi pabrik, dan kebijakan perusahaan. Dalam industri kimia besarnya biaya ini sekitar 2 - 20 % dari biaya total produksi (*total production cost*) (Peters and Timmerhaus, 1999).

Pemasaran dan distribusi = 7% TPC

- Biaya Riset dan Pengembangan (*Research and Development Cost*)

Biaya ini termasuk gaji dan upah semua pekerja yang berhubungan langsung dengan tipe pekerjaan tersebut, biaya tetap dan operasi semua mesin dan peralatan yang terlibat, biaya untuk barang dan persediaan, dan biaya lain-lain. Dalam industri kimia, biaya ini sekitar 2 - 5 % dari biaya total produksi (Peters and Timmerhaus, 1999).

Biaya R and D = 2% TPC

- *Finance (Interest)*

Bunga di pertimbangkan sebagai kompensasi yang di bayarkan untuk penggunaan modal yang dipinjam. Tingkat bunga tahunan sebesar 0-10% dari modal investasi total (*total capital investment*) (Peters and Timmerhaus, 1991).

*Finance* = 5% TCI

= 5% x Rp 795.641.768.639,39

= Rp 39.782.088.431,97

***General Expenses:***

*General Expenses* = Rp 39.782.088.431,97 + 11% TPC

**Total Production Cost (TPC) :**

TPC = *Manufacturing Cost* + *General Expenses*

= Rp 1.303.238.311.520,24 + 29 % TPC

**TPC = Rp 1.835.546.917.634,15**

sehingga dapat dihitung:

*Operating Labor* = 10% TPC = Rp 183.554.691.763,42

*Direct Supervisory* = 1% TPC = Rp 18.355.469.176,34

*Laboratory Charges* = 1% TPC = Rp 18.355.469.176,34

*Patent and Royalty* = 1% TPC = Rp 18.355.469.176,34

*Plant Over Head* = 5% TPC = Rp 91.777.345.881,71

*Administration Cost* = 2% TPC = Rp 36.710.938.352,68

*Distribution & Marketing Cost* = 7% TPC = Rp 128.488.284.234,39

Riset dan Pengembangan = 2% TPC = Rp 36.710.938.352,68

Perincian TPC dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel E.9. Perincian TPC Pabrik *Diphenylamine*

<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Rp/tahun
- <i>Raw material</i>	938.063.723.564,52
- <i>Utilitas</i>	198.187.747.323,30
- <i>Maintenance and repair cost</i>	33.814.775.167,17
- <i>Operating labor</i>	183.554.691.763,42
- <i>Direct supervisory (pengawas)</i>	18.355.469.176,34
- <i>Operating supplies</i>	3.381.477.516,72
<i>Patents and royalties</i>	18.355.469.176,34
- <i>Laboratory charges</i>	18.355.469.176,34
<b>Total direct manufacturing cost</b>	<b>1.412.068.822.864,15</b>
<i>Fixed Charges</i>	
- <i>Depresiasi</i>	69.719.634.416,26
- <i>Pajak lokal</i>	13.525.910.066,87
- <i>Asuransi</i>	6.762.955.033,43
<b>Total Fixed Charges</b>	<b>90.008.499.516,57</b>
<i>Plant Overhead Cost (POC)</i>	91.777.345.881,71
<i>Manufacturing cost</i>	1.593.854.668.262,42
<i>Administrative cost</i>	36.710.938.352,68
<i>Distribution and selling cost</i>	128.488.284.234,39
<i>Financing (interest)</i>	39.782.088.431,97
<i>Research and development cost</i>	36.710.938.352,68
<i>General expenses</i>	241.692.249.371,73
<b>Total Production Cost (TPC)</b>	<b>1.835.546.917.634,15</b>

*Prarancangan Pabrik Diphenylamine dari Konversi Fase Uap Anilin  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun  
Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung*

#### E.4. Analisis Kelayakan (*Profitability Analisis*)

Analisis kelayakan diperuntukan untuk mengetahui apakah suatu pabrik layak untuk didirikan dilihat dari segi ekonominya. Untuk itu perlu diketahui harga penjualan dari produk yang dihasilkan. Analisis kelayakan ekonomi dapat diketahui dengan dua metode, yaitu : metode analisis kelayakan linier dan metode analisis kelayakan *discounted cash flow*. Berikut ini adalah tabel harga penjualan produk dari Pabrik *Diphenylamine*.

Tabel E.10. Hasil Penjualan Produk dari Pabrik *Diphenylamine*

Produk	Produksi (kg/jam)	Rp/Kg	Rp/tahun
Diphenylamine (DPA)	7575,7576	35.472,25	Rp 2.128.335.000.000,00
Ammonia	762,4392	4.514,65	Rp 27.261.797.588,75
Total			Rp 2.155.596.797.588,75

#### **Profit:**

$$\text{Sales} = \text{Rp } 2.155.596.797.588,75$$

$$\text{Total cost} = \text{TPC} = \text{Rp } 1.835.546.917.634,15$$

$$\text{Profit before tax (Pb)} = \text{Rp } 320.049.879.954,60$$

$$\text{Taxes} = 20\% \text{ Pb}$$

$$= 20\% \times \text{Rp } 320.049.879.954,60$$

$$= \text{Rp } 64.009.975.990,92$$

$$\text{Profit after tax (Pa)} = \text{Rp } 320.049.879.954,60 - \text{Rp } 64.009.975.990,92$$

$$= \text{Rp } 256.039.903.963,68$$

## 1. Analisis Ekonomi Metode Linier

### a. *Percent Return on Investment (ROI)*

Nilai ROI merupakan perbandingan antara persen *net income* terhadap investasi total atau kecepatan tahunan dari keuntungan untuk mengembalikan modal. *ROI before taxes* :

$$ROI_b = \frac{P_b}{TCI} \times 100 \% = 40,23\%$$

*ROI after taxes* :

$$ROI_a = \frac{P_a}{TCI} \times 100 \% = 32,18\%$$

### b. *Pay Out Time (POT)*

Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang diinvestasikan atas dasar keuntungan setiap tahun.

*POT before tax* :

$$POT_b = \frac{FCI}{P_b + 0,1 FCI} = 1,75 \text{ tahun}$$

*POT after tax* :

$$POT_a = \frac{FCI}{P_a + 0,1 FCI} = 2,1 \text{ tahun}$$

### c. *Break Even Point (BEP)*

BEP adalah titik di mana kapasitas produksi yang dihasilkan dapat menutupi seluruh biaya produksi tanpa adanya keuntungan maupun kerugian.

$$BEP = \frac{F_a + 0,3R_a}{S_a - V_a - 0,7R_a} \times 100 \%$$

Keterangan:

$F_a$  = biaya tetap per tahun (*annual fixed expenses*)

$R_a$  = biaya regulasi per tahun (*annual regulated expenses*)

$V_a$  = biaya variabel per tahun (*annual variable expenses*)

$S_a$  = penjualan per tahun (*annual sales expenses*)

Tabel E.11. Jumlah biaya yang dibutuhkan untuk perhitungan BEP

Jenis Biaya	Rp/tahun
<i>Annual fixed expenses (Fa)</i>	90.008.499.516,57
<i>Annual regulated expenses (Ra)</i>	
<i>Labour</i>	183.554.691.763,42
<i>Plant overhead</i>	91.777.345.881,71
<i>Direct Supervisory</i>	18.355.469.176,34
Laboratorium	18.355.469.176,34
<i>General Expense</i>	241.692.249.371,73
<i>Maintenance</i>	33.814.775.167,17
<i>Plant Supllies</i>	3.381.477.516,72
Total Ra	590.931.478.053,42
<i>Annual sales expenses (Sa)</i>	2.155.596.797.588,75
<i>Annual variable expenses (Va)</i>	
Bahan Baku	938.063.723.564,52
Utilitas	198.187.747.323,30
Total Va	1.136.251.470.887,82

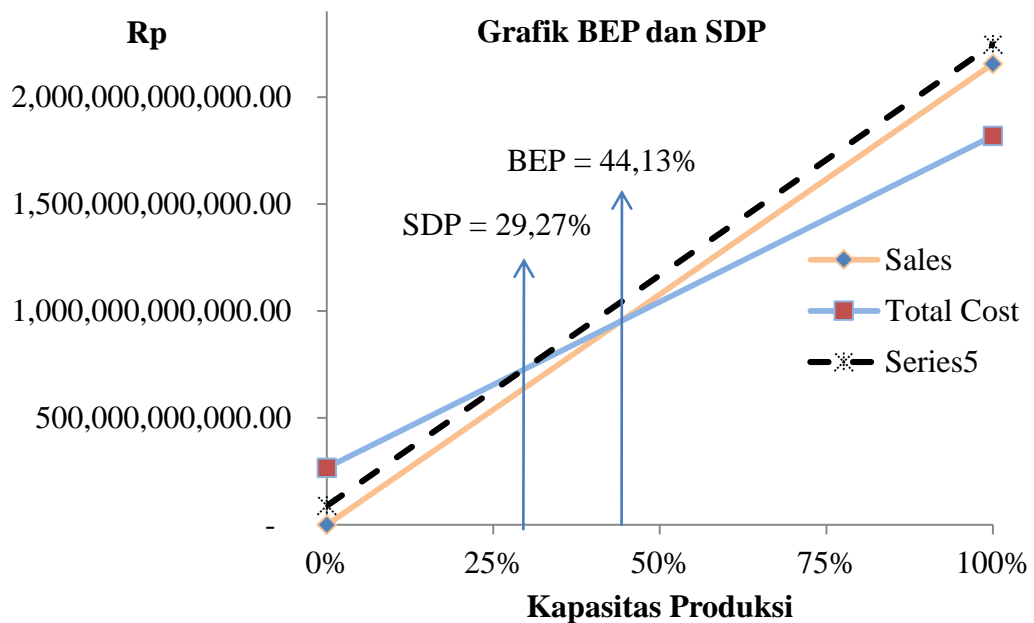
$$\text{BEP} = \frac{F_a + 0,3R_a}{S_a - V_a - 0,7R_a} \times 100 \% = 44,13\%$$

d. *Shut Down Point (SDP)*

*Shut down point* adalah suatu titik dimana pada kondisi itu jika proses dijalankan maka perusahaan tidak akan memperoleh labameskipun pabrik masih bisa beroperasi.

$$\text{SDP} = \frac{0,3R_a}{S_a - V_a - 0,7R_a} \times 100 \% = 29,27\%$$

Grafik BEP dan SDP Pabrik *Diphenylamine* ditunjukkan oleh Gambar E.2. berikut.



Gambar E.2 Grafik Analisis Ekonomi



## 2. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

- a. Usia ekonomi pabrik dihitung dengan persamaan:

$$n = \frac{\text{FCI} - \text{Salvage value}}{\text{depresiasi}} = 9,7 \text{ tahun} = 10 \text{ tahun}$$

- b. Nilai bunga (*interest*,  $i$ ) dihitung dengan persamaan :

$$(\text{FCI} + \text{WCI}) (1 + i)^n = \{(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + 1\} \cdot (\text{CF}) \cdot (\text{WCI} + \text{SV})$$

Keterangan:

$$\text{FCI} = \text{Rp } 676.295.503.343,48$$

$$\text{WCI} = \text{Rp } 119.346.265.295,91$$

$$\begin{aligned} \text{CF} &= \text{keuntungan setelah pajak} + \text{depresiasi} \\ &= \text{Rp } 325.759.538.379,94 \end{aligned}$$

$$\text{SC} = \text{Salvage value (Rp } 0)$$

Berdasarkan *trial and error* diperoleh nilai *interest*,

$$i = 41\%$$

## 3. Analisis Ekonomi Discounted Cash Flow (DCF)

Diketahui data :

- TCI = Rp 795.641.768.639,39
- Modal sendiri = 60 % TCI (asumsi) = Rp 477.385.061.183,64
- Modal pinjaman = TCI – Modal sendiri  
= Rp 795.641.768.639,39 – Rp 477.385.061.183,64  
= Rp 318.256.707.455,76
- Depresiasi = Rp 69.719.634.416,26
- Harga produk = Rp 2.155.596.797.588,75
- Bunga Bank = 15% (rata-rata dan dianggap tetap)

- Pajak = 20%
- Usia pabrik = 10 tahun
- Kapasitas produksi = - Tahun pertama sebesar 70%
  - Tahun kedua sebesar 90%
  - Tahun ketiga dan seterusnya sebesar 100%
- Masa konstruksi = 2 tahun

a. Pada tahun -1 (konstruksi tahun pertama)

Dikeluarkan biaya sebesar 60 % TCI sebesar Rp 477.385.061.183,64

Pengeluaran pada tahun -1 seluruhnya digunakan modal sendiri.

Modal sendiri = Rp 477.385.061.183,64

b. Pada tahun 0

Dikeluarkan biaya sebesar 40 % TCI sebesar Rp 318.256.707.455,76

Semua adalah pinjaman dari bank, jadi total hutang pada awal tahun 0

adalah :

Hutang tahun 0 = Rp 318.256.707.455,76

Bunga Bank = 15 % x Rp 318.256.707.455,76

= Rp 47.738.506.118,36

Bunga bank ini akan dikenakan mulai pada tahun berikutnya.

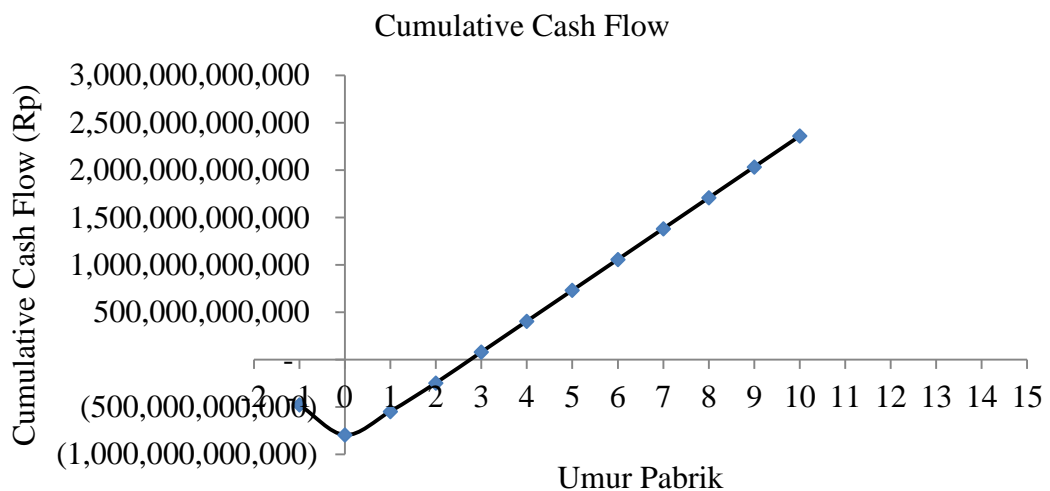
Perhitungan DCF (*Discounted Cash Flow*) selanjutnya ditunjukkan pada

Tabel E.12.

Tahun : tahun konstruksi dan tahun produksi

Kapasitas : persentase kapasitas produksi dari total produksi

Hasil penjualan	: kapasitas produksi x total penjualan
Biaya produksi	: kapasitas produksi x <i>total production cost</i> (TPC)
Laba kotor	: hasil penjualan – biaya produksi
Pajak	: 20%
Laba bersih	: laba kotor – pajak
Depresiasi	: dari perhitungan investasi
<i>Net cash flow</i>	: depresiasi + laba bersih
<i>Discounted net</i>	: <i>net cash flow</i> / <i>discount factor</i>
<i>Discounted factor</i>	: $1/(1+i)^n$
Investasi	: total pengeluaran tahun -1, dan 0.
Modal sendiri	: 60 % x TCI
<i>Cumulatif Cashflow</i>	: $(cash\ flow)_n + (cumulative\ cash\ flow)_{n-1}$



Gambar E.3. Kurva *Cumulative Cash Flow* metode DCF

Tabel E.12. *Discounted Cash Flow* Pabrik *Diphenylamine* kapasitas 60.000 ton/tahun

Tahun ke	Kapasitas Produksi	Hasil Penjualan (Rp)	Biaya Produksi (Rp)	Laba (Rp)		
				Laba Kotor	Pajak	Laba bersih
-1	-	-	-	-	-	-
0	-	-	-	-	-	-
1	70%	1.508.917.758.312,12	1.284.882.842.343,90	224.034.915.968,22	44.806.983.193,64	179.227.932.774,58
2	90%	1.940.037.117.829,87	1.651.992.225.870,73	288.044.891.959,14	57.608.978.391,83	230.435.913.567,31
3	100%	2.155.596.797.588,75	1.835.546.917.634,15	320.049.879.954,60	64.009.975.990,92	256.039.903.963,68
4	100%	2.155.596.797.588,75	1.835.546.917.634,15	320.049.879.954,60	64.009.975.990,92	256.039.903.963,68
5	100%	2.155.596.797.588,75	1.835.546.917.634,15	320.049.879.954,60	64.009.975.990,92	256.039.903.963,68
6	100%	2.155.596.797.588,75	1.835.546.917.634,15	320.049.879.954,60	64.009.975.990,92	256.039.903.963,68
7	100%	2.155.596.797.588,75	1.835.546.917.634,15	320.049.879.954,60	64.009.975.990,92	256.039.903.963,68
8	100%	2.155.596.797.588,75	1.835.546.917.634,15	320.049.879.954,60	64.009.975.990,92	256.039.903.963,68
9	100%	2.155.596.797.588,75	1.835.546.917.634,15	320.049.879.954,60	64.009.975.990,92	256.039.903.963,68
10	100%	2.155.596.797.588,75	1.835.546.917.634,15	320.049.879.954,60	64.009.975.990,92	256.039.903.963,68

Tabel E.12. Lanjutan

Depresiasi (Rp)	Net Cash Flow (Rp)	Cumulative Cash Flow (Rp)	Trial i = 15%		Trial i = 41%	
			discount factor	Present Value (Rp)	discount factor	Present Value (Rp)
		(477.385.061.183,64)				
		(795.641.768.639,39)	0,15		0,41	
69.719.634.416,26	248.947.567.190,84	(546.694.201.448,56)	0,87	155.850.376.325,72	0,71	176.560.173.666,96
69.719.634.416,26	300.155.547.983,58	(246.538.653.464,98)	0,76	174.242.656.761,67	0,50	150.978.844.321,44
69.719.634.416,26	325.759.538.379,94	79.220.884.914,96	0,66	168.350.393.006,45	0,36	116.212.200.112,86
69.719.634.416,26	325.759.538.379,94	404.980.423.294,91	0,57	146.391.646.092,56	0,25	82.420.754.159,92
69.719.634.416,26	325.759.538.379,94	730.739.961.674,85	0,50	127.297.083.558,75	0,18	58.454.970.387,72
69.719.634.416,26	325.759.538.379,94	1.056.499.500.054,79	0,43	110.693.116.138,04	0,13	41.457.805.110,59
69.719.634.416,26	325.759.538.379,94	1.382.259.038.434,73	0,38	96.254.883.598,30	0,09	29.402.967.672,17
69.719.634.416,26	325.759.538.379,94	1.708.018.576.814,68	0,33	83.699.898.781,13	0,06	20.853.359.352,34
69.719.634.416,26	325.759.538.379,94	2.033.778.115.194,62	0,28	72.782.520.679,24	0,05	14.789.751.875,61
69.719.634.416,26	325.759.538.379,94	2.359.537.653.574,56	0,25	63.289.148.416,73	0,03	10.489.281.695,40
				1.198.851.723.358,60		701.620.108.354,99

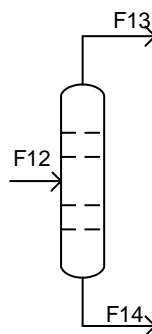
Tabel E.12. Lanjutan

<i>Net Present Value</i> (Rp)	Total Investasi (Rp)	Modal Sendiri (Rp)	Pinjaman (Rp)	Bunga Pinjaman (Rp)	Total Pinjaman (Rp)	Pengembalian Hutang (Rp)
	477.385.061.183,64	477.385.061.183,64	-	-	-	-
	795.641.768.639,39		318.256.707.455,76	47.738.506.118,36	365.995.213.574,12	-
176.560.173.666,96			365.995.213.574,12	54.899.282.036,12	420.894.495.610,24	179.227.932.775
327.539.017.988,39			241.666.562.835,66	36.249.984.425,35	277.916.547.261,01	277.916.547.261
443.751.218.101,25						
526.171.972.261,17						
584.626.942.648,89						
626.084.747.759,48						
655.487.715.431,65						
676.341.074.783,99						
691.130.826.659,59						
701.620.108.354,99						

## LAMPIRAN F

### TUGAS KHUSUS MENARA DISTILASI (DC-301)

- Fungsi : Memisahkan *Liquid Diphenylamine* dari aniline dan Nitrobenzen, berdasarkan dasar perbedaan titik didih.
- Tujuan : Mengetahui rancangan mekanis Menara Distilasi (DC-301).
- Jenis : *Plate tower* (menara distilasi dengan *Sieve Tray*)



Gambar F.1. Menara distilasi (DC-301)

- Tekanan operasi : 1 atm
- Temperatur operasi:
- *Feed* : 193,08 °C (466,23 K)
  - *Top* : 182,53 °C (455,68 K)
  - *Bottom* : 301 °C (574,35 K)

Dalam perancangan menara distilasi ini dipilih jenis tray dengan pertimbangan diameter kolom lebih dari 0.6 m (Branan, 2002). Sedangkan jenis tray yang digunakan adalah sieve tray dengan pertimbangan (Kister, 1992):

*Prarancangan Pabrik Diphenylamine dengan Konversi Fase Uap Anilin  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun  
Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung*

1. *Pressure drop* rendah dan efisiensi tinggi.
2. Lebih murah dibandingkan valve tray dan bubble cap.
3. Biaya perawatan murah karena mudah dibersihkan.

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Stainless steel SA 212 Grade B dengan pertimbangan:

1. Tahan terhadap korosi
2. Struktur kuat
3. Allowable stress besar

Asumsi-asumsi yang digunakan:

1. Tidak ada panas pencampuran.
2. Volatilitas relatif tetap sepanjang kolom distilasi (merupakan rata-rata pada kondisi atas dan bawah)
3. Panas yang hilang di kolom distilasi 1% dari beban panas di reboiler.

Langkah-langkah perhitungannya adalah sebagai berikut :

1. Menentukan derajat pemisahan kolom distilasi dengan menentukan kuantitas masing-masing komponen pada hasil atas dan bawah.
2. Menentukan tekanan operasi kolom distilasi.
3. Menghitung kondisi operasi atas dan bawah kolom distilasi.
4. Menentukan kondisi umpan masuk kolom distilasi dan menghitung  $q$

$$q = \frac{H_V - H_F}{H_V - H_L} \quad (\text{Geankoplis, 1993 pers.11.4-13})$$



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

$$\frac{x_{j,D} \cdot D}{x_{j,F} \cdot F} = \frac{(\alpha_j - 1)x_{LK,D} \cdot D}{(\alpha_{LK} - 1)x_{LK,F} \cdot F} + \frac{(\alpha_{LK} - \alpha_j)x_{HK,D} \cdot D}{(\alpha_{LK} - 1)x_{HK,F} \cdot F} \quad (\text{Treybal, 1981 pers.9.164})$$

Batasan:

$$\frac{x_{j,D} \cdot D}{x_{j,F} \cdot F} < -0,01 \text{ atau } \frac{x_{j,D} \cdot D}{x_{j,F} \cdot F} < 1,01 \quad \longrightarrow \text{komponen j tidak terdistribusi}$$

$$-0,01 < \frac{x_{j,D} \cdot D}{x_{j,F} \cdot F} < 0,99 \quad \longrightarrow \text{komponen j tidak terdistribusi.}$$

6. Mengevaluasi distribusi masing-masing komponen pada hasil atas dan bawah dengan Hengstebeck & Geddes.

$$\log\left(\frac{d_i}{b_i}\right) = A + C \cdot \log \alpha_i \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.63})$$

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

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

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

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

Nilai  $\theta$  dapat dicari dari persamaan :

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

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

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

## F.1 Neraca Massa

Tabel F.1 Neraca Massa DC-301

Komponen	BM	F	D	B
		Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93.129	15.469,2299	15.453,9154	15,3145
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123.113	23,8227	23,8225	0,0002
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169.227	7.568,0084	7,5680	7.560,4404
Subtotal			15.485,3059	7.575,7551
Total		23.061,0611	23.061,0611	

## F.2 Perhitungan dengan *shortcut distillation*

### a. Perhitungan Jumlah *Plate* Minimum

Menghitung jumlah *tray* minimum dengan persamaan Fenske.

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

$$Nm = \frac{\log\left[\left(\frac{0,99}{0,0007}\right) \times \left(\frac{0,9886}{0,003}\right)\right]}{\log(16,85)}$$

$$N_m = 5,3 \text{ Plate} = 5 \text{ Plate.}$$

Keterangan:

$N_m$  = jumlah *plate* minimum

$(X_{lk}, X_{hk})_d$  = fraksi mol komponen *light key* dan *heavy key* distilat

$(X_{lk}, X_{hk})_w$  = fraksi mol komponen *light key* dan *heavy keybottom*

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

### Menentukan Rasio Refluks

Untuk menentukan  $R_m$  digunakan persamaan sebagai berikut :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)} = R_m + 1 \quad (\text{Coulson vol.6, 1989})$$

keterangan :

$R_m$  = rasio refluks minimum

$x_{i,D}$  = fraksi mol komponen i pada distilat

$\alpha$  = volatilitas relatif komponen i

mencari nilai  $\theta$

Nilai  $\theta$  ditentukan dengan metode *trial and error* dengan menggunakan

persamaan berikut :

$$\sum \frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)} = 1 - q \quad (\text{Coulson vol.6, 1989})$$

keterangan :

$x_{i,F}$  = fraksi mol komponen i pada umpan

karena umpan masuk pada keadaan *bubble point* maka  $q = 1$ , sehingga:

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

di antara nilai volatilitas relatif komponen LK dan HK. Dengan

menggunakan program solver-excel maka diperoleh hasil sebagai berikut:

Dengan *trial* diperoleh :

$$\theta = 0.0078$$

Komponen	$x_{i,F}$	$x_{i,D}$	$a_{avg}$	$a_{avg} \cdot x_{i,F}$	$\frac{\alpha_i \times x_{i,F}}{(\alpha_i - \theta)}$	$\frac{\alpha_i \times x_{i,D}}{(\alpha_i - \theta)}$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	0,00298	0,00298	0,00298	0,00298	0,85038	1,06955
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,00298	0,00298	0,00298	0,00298	0,00112	0,00364
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,00298	0,00298	0,00298	0,00298	-0,83782	-0,02876
Total	1,00000	1,00028			0,01368	1,04443

Nilainya mendekati 0

Maka :

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

$$1,04443 = R_m + 1$$

$$R_m = 0,076$$

Menentukan R operasi

R operasi berkisar antara 1,2 – 1,5 R<sub>m</sub> (Geankoplis, 1993)

diambil R operasi = 1.5 x R<sub>m</sub>

$$R \text{ operasi} = 1.5 \times 0.444$$

$$R \text{ operasi} = 0,102$$

### Menentukan jumlah *plate* teoritis

Untuk menentukan jumlah *plate* teoritis digunakan persamaan Erbar-

Maddox:

$$\frac{R}{R+1} = 0,0933$$

$$\frac{R_m}{R_m+1} = 0,0708$$

Dari fig. 11.11 Coulson, 1983 diperoleh:

$$\frac{N_m}{N} = 0.2$$

$$N_m = 5,3 \text{ Plate}$$

$$N = 26,74 \text{ Plate}$$

$$= 27 \text{ Plate (termasuk reboiler)}$$

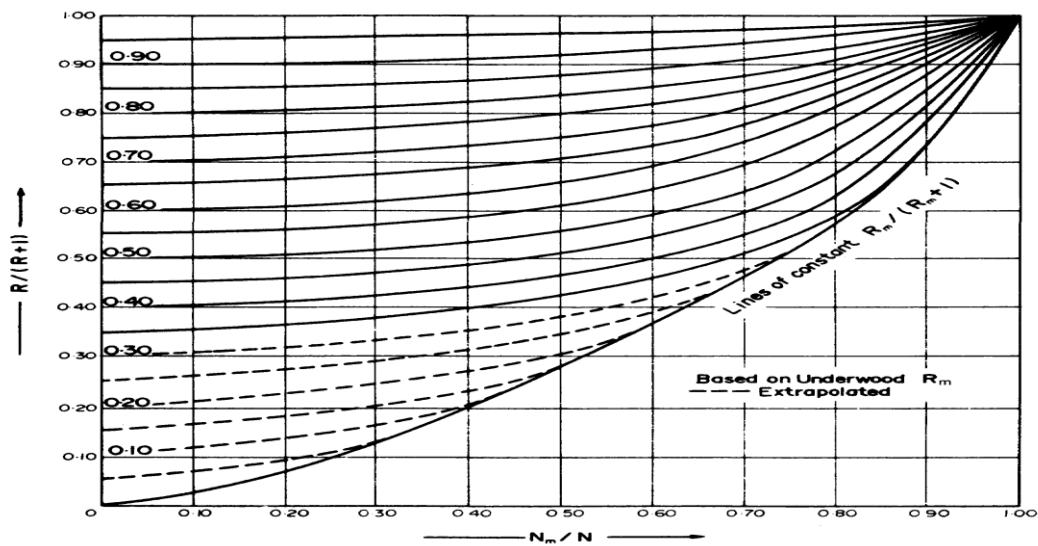


Figure 11.11. Erbar-Maddox correlation (Erbar and Maddox, 1961)

### b. Penentuan Letak *Feed*

Menentukan lokasi *feed tray* dengan persamaan Kirkbride.

$$\log\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = 0.206 \times \log\left[\frac{B}{D} \left(\frac{x_{HK,F}}{x_{LK,F}}\right) \left(\frac{x_{LK,B}}{x_{HK,D}}\right)^2\right] \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.62})$$

$$\frac{N_r}{N_s} = 0.4394$$

$$N_r = 0.4394 N_s$$

$$N_r + N_s = N$$

$$N_r + N_s = 27$$

$$0.4394 N_s + N_s = 27$$

$$N_s = 19$$

= stage ke 19 (tidak termasuk *reboiler*)

*Feed plate* = 8 (tidak termasuk *reboiler*)

### c. Efisiensi Kolom

Efisiensi kolom dihitung berdasarkan Fig. 8.16. Chohey

menghitung  $\mu_{\text{average}}$  :

Pada  $T = 455,6816$  K (suhu distilat)

Tabel F.2. Konstanta viskositas

Komponen	A	B	C	D	$\mu_D$ (cp)	$\mu_B$ (cp)
$C_6H_5NH_2$	-13,8625	2.510,9	0,025681	-0,0000182	0,35817	0,16814
$C_6H_5NO_2$	-7,771	1.401,9	0,014653	-0,0000115	0,39099	0,19293

(C<sub>6</sub>H<sub>5</sub>)<sub>2</sub>NH    -16,0796    3.226,5    0,02658    -0,0000162    0,53787    0,26852

Komponen	yD	yD/μD
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	0,9986	2,7879
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,0011	0,0029
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,0003	0,0006
Total	1	2,7914

$$\mu_{top} = \frac{\sum y_D}{\sum \frac{y_D}{\mu}} = 0.3582 \text{ cP}$$

Pada T = 372.3413 K (suhu *bottom*)

Komponen	x <sub>B</sub>	x <sub>B</sub> /μ <sub>B</sub>
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	0,003667	0,02181081
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	4,31534E-08	2,23665E-07
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,996332662	3,710386322
Total	1	3,732197356

$$\mu_{bottom} = \frac{\sum x_B}{\sum \frac{x_B}{\mu}}$$

$$= 0,2679 \text{ cP}$$

$$\mu_{average} = \sqrt{\mu_{top} \times \mu_{bottom}}$$

$$= 0,3098 \text{ cp}$$

$$\alpha_{LK,avg} \times \mu_{avg} = 5,2208$$

Sehingga :

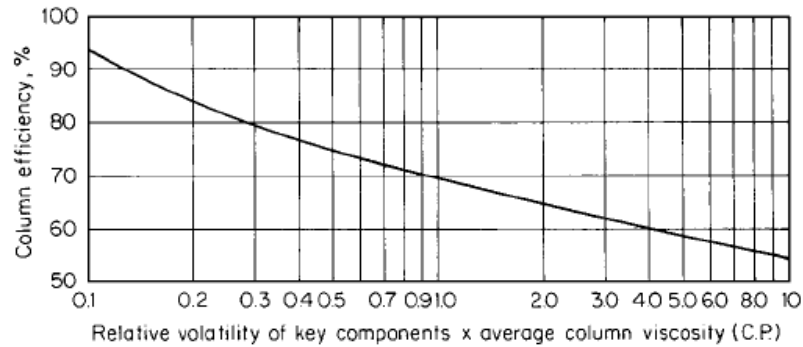
*Prarancangan Pabrik Diphenylamine dengan Konversi Fase Uap Anilin  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun  
Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung*

$$E_o = 60 \%$$

$$E_o = \frac{N_i}{N}$$

$$N = 45$$

$$= 45 \text{ plate}$$



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

### F.3. Data sifat fisis

#### a. Densitas pada suhu atas (337.8644 K)

Konstanta densitas komponen.

Komponen	A	B	n	T <sub>c</sub>	ρ	ρ
				(K)	(g/cm <sup>3</sup> )	(kg/m <sup>3</sup> )
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	0,3119	0,25	0,28571	699	0,2659	265,9122
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,3614	0,24731	0,2857	719	0,3046	304,6930
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,3141	0,24546	0,2833	817	0,2535	253,5546
T	= 455,6816 K					

Densitas uap:



$$\begin{aligned}
 P &= 1,0000 \text{ atm} \\
 &= 101,325 \text{ Pa} \\
 R &= 8,3143 \text{ m}^3 \cdot \text{kPa/kmol} \cdot \text{K} \\
 &= 8,314.3400 \text{ m}^3 \cdot \text{Pa/kmol} \cdot \text{K} \\
 T &= 182,5316 \text{ C} \\
 &= 455.6816 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Tabel F.3. Densitas campuran uap destilat.

Komponen	BM	wd	$\rho$ uap (kg/m <sup>3</sup> )	wd/ $\rho$ uap
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	0,9979	2,4906	0,4006
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	0,0016	3,2926	0,0004
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,0005	4,5158	0,0002
Total		1	10,3090	0,4012

Densitas gas campuran :

$$\rho_v = \frac{P \cdot BM_v}{R \cdot T} = 2,4921 \text{ kg/m}^3$$

Tabel F.4. Densitas campuran liquid destilat.

Komponen	BM	wi, D	wi/ $\rho$ liquid
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	0,9979	0,0037
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	0,0015	5,049E-06
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,0004	1,92748E-06
Total		1	0,0038

Densitas liquid campuran:

$$\rho_L = \frac{1}{\sum \frac{w_i}{\rho_i}} = 265,9580 \text{ kg/m}^3$$

**b. Densitas pada suhu bawah (372.3413 K)**

Konstanta densitas

Komponen	A	B	n	Tc		
				(K)	$\rho$ (g/cm <sup>3</sup> )	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	0,3119	0,25	0,28571	699	0,289363069	289,3630685
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,3614	0,24731	0,2857	719	0,331555035	331,5550351
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,3141	0,24546	0,2833	817	0,275030034	275,0300338

$$T = 575,349 \text{ K}$$

$$\text{Dengan : } \rho = A \cdot (B^{(1-T/Tc)^n}) \text{ (g/cm}^3\text{)}$$

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

Densitas uap:

$$P = 1,0000 \text{ atm}$$

$$= 101,325 \text{ Pa}$$

$$R = 8,3143 \text{ m}^3 \cdot \text{kPa/kmol} \cdot \text{K}$$

$$= 8.314,3400 \text{ m}^3 \cdot \text{Pa/kmol} \cdot \text{K}$$

$$T = 302,1998 \text{ C}$$

$$= 372,3413 \text{ K}$$

Tabel F.5. Densitas campuran uap bottom.

Komponen	BM	wd	$\rho$ uap	
			(kg/m <sup>3</sup> )	wd/ $\rho$ uap
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	0,0020	1,97261	0,0010
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	3,14461E-08	0,00021	0,0001
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,9979	0,29412	3,3929
Total		1	2,26695	3,3941

Densitas gas campuran :

$$\rho_v = \frac{P \cdot BM_v}{R \cdot T} = 0,2946 \text{ kg/m}^3$$

Tabel F.6. Densitas campuran liquid bottom,

Komponen	BM	wi, D	wi/ρ liquid
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	0,0020	6,9861E-06
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	3,14461E-08	9,48441E-11
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,9979	0,0036
Total		1	0,0036

Densitas liquid campuran:

$$\rho_L = \frac{1}{\sum \frac{w_i}{\rho_i}} = 275,0576 \text{ kg/m}^3$$

### c. Menghitung tegangan permukaan

Tegangan permukaan dihitung dengan persamaan Sudgen :

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

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)

Komponen	Struktur
Aniline	$C_6H_5NH_2$
Nitrobenzene	$C_6H_5NO_2$
Diphenylamine	$(C_6H_5)_2NH$

Data untuk menentukan Pch (Tabel 8.7 Coulson, 1983)

<i>atom, group or bond</i>	Kontribusi	$C_6H_5NH_2$	$C_6H_5NO_2$	$(C_6H_5)_2NH$
C	4,8000	6,0000	6,0000	12,0000
H	17,1000	7,0000	5,0000	11,0000
Ring	23,2000	3,0000	3,0000	6,0000
double bond, '='	12,5000	1,0000	1,0000	1,0000
N	16,7000	1,0000	1,0000	2,0000
Total		247,3000	333,1000	430.8000

Perhitungan  $\sigma_{top}$

Komponen	s	yd x s
$C_6H_5NH_2$	0,2394	0,2390
$C_6H_5NO_2$	0,4422	0,0005
$(C_6H_5)_2NH$	0,1615	4,3466E-05
Total	0,8431	0,2396

$$\begin{aligned}\sigma_{mix} &= 0,2396 \text{ dyne/cm} \\ &= 0,0002 \text{ N/m}\end{aligned}$$

Perhitungan  $\sigma_{bottom}$

Komponen	s	xb x s
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	0,3392	0,0012
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	0,6475	2,794E-08
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	0,2392	0,2383
Total	1,2260	0,2396
$\sigma$ mix	=	0,2396 dyne/cm
	=	0,0002 N/m

#### F.4. Menentukan Diameter Menara

Tinggi *plate spacing* pada umumnya antara 0.15 – 0.6 m (Coulson, 1983, hal.448).

Diambil *plate spacing* = 0.6 m

##### a. Diameter Menara Berdasarkan Kecepatan *Flooding*

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

Keterangan :

$F_{LV}$  = Faktor aliran uap-cair (m/s)

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

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

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

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

✿ Diameter kolom bagian atas (top) :

Dari Lampiran B diperoleh :

$$D = 15.485,3911 \text{ kg/jam}$$

$$L_o = R \times D$$

$$L_o = 1.032,0378 \text{ kg/jam} = 0,2867 \text{ kg/s}$$

$$V = 16.517,7157 \text{ kg/jam} = 4,5883 \text{ kg/s}$$

✿ Diameter kolom bagian bawah (Bottom) :

Dari Lampiran B diperoleh :

$$B = 7.575,7551 \text{ kg/jam}$$

$$V' = L' - B$$

$$V' = 29.946,7633 \text{ kg/jam} = 8,3185 \text{ kg/s}$$

$$L' = 37.522,51849 \text{ kg/jam} = 10,4229 \text{ kg/s}$$

✿ Diameter menara bagian atas (*top*) :

$$F_{LV, \text{top}} = \frac{0,2867 \text{ kg/s}}{4,5883 \text{ kg/s}} \sqrt{\frac{2,4921 \text{ kg/m}^3}{265,9580 \text{ kg/m}^3}}$$

$$= 0.01 \text{ m/s}$$

Untuk *plate spacing* = 0.6 m dan  $F_{LV} = 0.01$

maka  $K_1 = 0.12$  (Coulson, 1983, fig.11.27, hal.459).

Koreksi nilai  $K_1$  :

$$K_1' = K_1 \left[ \frac{\sigma_{top}}{20} \right]^{0.2}$$

$$= 0,11 \left( \frac{0,0002 \text{ dyne/cm}}{20} \right)^{0.2} = 0,0495$$

🌿 Diameter menara bagian bawah (*bottom*) :

$$F_{LV, bottom} = \frac{0,8318 \text{ kg/s}}{10,4229 \text{ kg/s}} \sqrt{\frac{0,2946 \text{ kg/m}^3}{275,0576 \text{ kg/m}^3}}$$

$$= 0,041 \text{ m/s} = 0,04 \text{ m/s}$$

Untuk *plate spacing* = 0,6 m dan  $F_{LV} = 0,11$  maka  $K_1 = 0,08$

(Coulson, 1983, fig.11.27, hal.459).

Koreksi nilai  $K_1$  :

$$K_1' = K_1 \left[ \frac{\sigma_{bottom}}{20} \right]^{0,2}$$

$$= 0,11 \times \left( \frac{0,0002 \text{ dyne/cm}}{20} \right)^{0,2}$$

$$= 0,0454$$

### b. 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* uap (m/s)

$K_1$  = Konstanta

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

$$u_{f, top} = 0,0410 \times \sqrt{\frac{(265,9580 \text{ kg/m}^3 - 2,4921 \text{ kg/m}^3)}{2,4921 \text{ kg/m}^3}}$$

$$= 0,5092 \text{ m/s}$$

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

$$u_{f, bottom} = 0,0454 \times \sqrt{\frac{(257,0576 \text{ kg/m}^3 - 0,2946 \text{ kg/m}^3)}{0,2946 \text{ kg/m}^3}}$$

$$= 1,3866 \text{ m/s}$$

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*) :

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

$$= 0,80 \times 0,5092 \text{ m/s} = 0,4074 \text{ m/s}$$

☛ Kecepatan uap pada bagian bawah (*bottom*) :

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

$$= 0,80 \times 1,3866 \text{ m/s} = 1,1093 \text{ m/s}$$

### c. 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 ( $\text{kg/m}^3$ )

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

$$Q_{v, top} = \frac{4,5883 \text{ kg/s}}{2,4921 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1,8411 \text{ m}^3/\text{s}$$



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

$$Q_v, bottom = \frac{8,3186 \text{ kg/s}}{0,2946 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 28,2345 \text{ m}^3/\text{s}$$

**d. Menentukan luas area *netto* yang diperlukan untuk kontak uap-cair**

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

Keterangan :

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

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

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

🌿 Luas area *netto* bagian atas (*top*) :

$$A_n, top = \frac{1,8411 \text{ m}^3/\text{s}}{4,5883 \text{ m/s}} = 0,4013 \text{ m}^2$$

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

$$A_n, bottom = \frac{28,2345 \text{ m}^3/\text{s}}{8,3185 \text{ m/s}} = 3,3942 \text{ m}^2$$

**e. Menghitung luas penampang lintang menara**

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

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

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

$$= \frac{0,4013 \text{ m}^2}{(1-0,2)} = 0,5016 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{✿ } A_{c,bottom} &= \frac{A_{n,bottom}}{1 - A_d} \\ &= \frac{3,3942 \text{ m}^2}{(1-0,2)} = 4,2427 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

**f. Diameter kolom ( $D_c$ ) berdasarkan kecepatan *flooding***

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

✿ Diameter menara bagian atas (*top*) :

$$D_{c,top} = \sqrt{\frac{4 \times 0,5016 \text{ m}^2}{3,14}} = 0,7993 \text{ m}$$

✿ Diameter menara bagian bawah (*bottom*) :

$$D_{c,bottom} = \sqrt{\frac{4 \times 4,2427 \text{ m}^2}{3,14}} = 2,3248 \text{ m}$$

Sehingga dapat diambil nilai diameter untuk MD-101 yaitu  $D_c = 2,336 \text{ m}$ .

### F.5 Menentukan Jenis Aliran (*Flow Pattern*)

Kecepatan volumetris maksimum cairan:

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

$$Q_{L,B} = \frac{10,423 \text{ kg/s}}{275,0576 \text{ kg/m}^3} = 0,0379 \text{ m}^3/\text{s}$$

Untuk  $D_c = 1.651$  m dan  $Q_L = 0.0379$  m<sup>3</sup>/s, dari fig.11.28 (Coulson, 1983, hal.460). Jenis alirannya adalah *Cross flow (Single Pass)*.

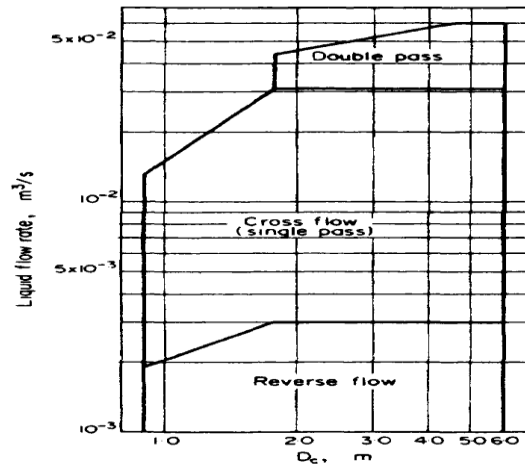


Figure 11.28. Selection of liquid-flow arrangement

## F.6 Perancangan Tray

Diameter menara ,  $D_c = 0,7993$  m

Luas menara,  $A_c$

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

$$A_c = \frac{(D_c^2 \times \pi)}{4}$$

$$A_c = \frac{(0,7993^2 \times 3,14)}{4}$$

$$A_c = 0,5016 \text{ m}^2$$

$$\text{uas Downcomer, } A_d = 0.20 A_c = 0,1003 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas netto, } A_n = A_c - A_d = 0,4013 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Aktif, } A_a = A_c - 2 \cdot A_d = 0,3009 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas hole, } A_h = 0,05 A_a = 0,0150 \text{ m}^2$$

Dari fig.11.31 (Coulson, 1985, hal. 464), untuk  $A_d/A_c = 20$  maka :

$$l_w/D_c = 0,85$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang weir, } l_w &= 0,85 \times D_c \\ &= 0,85 \times 2,336 \text{ m} = 1,9863 \text{ m} \end{aligned}$$

- **Tinggi weir ( $h_o$ )**

Untuk kondisi operasi Destilasi yang berlangsung pada tekanan atmosfer, tinggi weir yang rendah digunakan untuk mengurangi *pressure drop*. Tinggi weir yang disarankan adalah 40– 90 mm (Coulson, hal.463,1985). Tinggi weir yang digunakan ( $h_o$ ) = 40 mm = 0.04 m

- **Diameter hole ( $d_h$ )**

Diameter *hole* yang biasa yang digunakan adalah antara 2 – 12 mm, (Coulson, hal.465,1985).

Diameter *hole* yang digunakan = 2 mm = 0.002 m

- **Tebal plate**

Untuk jenis bahan *stainless steel* ketebalan *plate* = 3 mm

Material = *Stainless Steel SA 212 Grade B*.

### F.7 Pemeriksaan *Weeping Rate*

*Weeping* akan terjadi pada aliran cairan minimum jika kecepatan uap minimum kecil atau sama dengan kecepatan uap yang menyebabkan *weeping*.

☛ Kecepatan aliran cairan maksimal :

$$L_{w,max} = 10,4229 \text{ kg/s}$$

$$\text{Turn of ratio} = 0,9$$

☛ Kecepatan aliran cairan minimum :

$$L_{w, \min} = \text{turn of} \times L_{w,max}$$

$$= 0,9 \times 10,4229 \text{ kg/s}$$

$$= 9,3806 \text{ kg/s}$$

☛ Menghitung Tinggi *Weir Liquid Crest* ( $h_{ow}$ ) :

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

$$h_{ow \text{ max}} = 750 \times \left[ \frac{10,4229 \text{ kg/s}}{(265,9580 \text{ kg/m}^3) 1,9863 \text{ m}} \right]^{2/3}$$

$$= 53,5482 \text{ mm cairan}$$

$$h_{ow \text{ min}} = 750 \times \left[ \frac{9,3806 \text{ kg/s}}{(275,0576 \text{ kg/m}^3) (1,9863 \text{ m})} \right]^{2/3}$$

$$= 49,9160 \text{ mm cairan}$$

Keterangan :

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

$$l_w = \text{Panjang weir (m)}$$

$$\rho_L = \text{Densitas cairan (kg/m}^3\text{)}$$

Pada kecepatan minimum,

$$\begin{aligned}(h_w + h_{ow}) &= 40 \text{ mm cairan} + 53,5482 \text{ mm cairan} \\ &= 89,9160 \text{ mm cairan}\end{aligned}$$

Dari fig.11.30, (Coulson, 1985, hal.462), untuk

$$(h_w + h_{ow}) = 89,9160 \text{ mm, maka } K_2 = 30,6$$

Kecepatan uap desain minimum dihitung dengan persamaan eduljee :

$$\begin{aligned}\hat{u}_h &= \frac{[K_2 - 0,9(25,4 - d_h)]}{(\rho_v)^2} && \text{(Coulson, 1983, pers. 11.84)} \\ &= \frac{[30,6 - 0,9(25,4 - 2)]}{(0,2946)^2} = 109,9044 \text{ m/s}\end{aligned}$$

Keterangan :

$\hat{u}_h$  = Kecepatan uap minimum (m/s)

$K_2$  = Konstanta (fig.11.30,Coulson)

$d_h$  = Diameter hole (mm)

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

Kecepatan Uap Minimum Aktual ( $u_{am}$ ) :

$$u_{am} = \frac{Q_{v,b} \times TOR}{A_h} = \frac{(1,8411)(0,90)}{0,015} = 110,1181 \text{ m/s}$$

Keterangan :

$u_{am}$  = Kecepatan uap minimum aktual (m/s)

$Q_{v,b}$  = Kecepatan volumetrik maksimum cairan ( $\text{m}^3/\text{s}$ )

TOR = *Turn of ratio*

$A_h$  = Luas hole ( $\text{m}^2$ )

$u_{am} > u_h$  min sehingga tidak terjadi *weeping*. Jadi laju operasi minimum akan baik jika di atas *weep point*.

## F.8 Plate Pressure Drop

### a. *Dry Plate Drop*

Kecepatan uap maksimum melalui lubang :

$$\begin{aligned} u_h &= \frac{Q_{v,b} \text{mak}}{A_h} \\ &= \frac{28,2345 \text{ m}^3 / \text{s}}{0,015 \text{ m}^2} = 1.876,3769 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Dari fig.11.34 (Coulson, 1983, hal.467), untuk  $A_h/A_a = 5\%$ , diperoleh nilai *orifice coefficient* ( $C_o$ ) = 0.95

*Dry Plate Drop* :

$$\begin{aligned} h_d &= 51 \left[ \frac{u_h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} && \text{(Coulson, 1983, pers. 11.88)} \\ &= 51 \left[ \frac{109,9044 \text{ m/s}}{0.95} \right]^2 \frac{2,4921 \text{ kg/m}^3}{265,9580 \text{ kg/m}^3} \\ &= 6.396,0363 \text{ mm cairan} \end{aligned}$$

Keterangan :

$h_d$  = *Dry plate drop* (mm cairan)

$u_h$  = Kecepatan uap maksimum melalui lubang (m/s)

$C_o$  = *Orifice coefficient* (fig.11.34, Coulson)

### b. *Residu head*

Menghitung *residu head* dapat menggunakan persamaan Hunt,et.al. :

$$h_r = \frac{12.5 \cdot x0^3}{\rho_L} \quad \text{(Coulson, 1983, pers. 11.89)}$$

$$= \frac{12.5 \times 10^3}{265,9580} = 46,9999 \text{ mm cairan}$$

Keterangan :

$h_r$  = Residu head (mm cairan)

$\rho_L$  = Densitas cairan ( $\text{kg/m}^3$ )

**c. Total pressure drop**

$$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.90})$$

$$= 6.396,0363 + 89,9160 + 46,9999$$

$$= 6.532,9523 \text{ mm cairan}$$

$$\Delta P_t = 9.81 \times 10^{-3} \cdot h_t \cdot \rho_L \quad (\text{Coulson, 1983, pers.11.87})$$

$$= 9.81 \times 10^{-3} (6.532,9523) (265,9580)$$

$$= 17.044,7875 \text{ Pa}$$

Keterangan :

$\Delta P_t$  = Total pressure drop (Pa)

$H_t$  = Ketinggian (mm cairan)

$\rho_L$  = Densitas cairan ( $\text{kg/m}^3$ )

## F.9 Downcomer Liquid Backup

### Ketinggian apron dari plate paling bawah :

$$h_{ap} = h_w - (5 \text{ to } 10 \text{ mm}) \quad (\text{Coulson, 1983, hal. 469})$$

$$\text{Diambil, } h_{ap} = 35 \text{ mm} = 0,035 \text{ m}$$



$$\begin{aligned}
 A_{ap} &= h_{ap} \times l_w \\
 &= (0,035) \text{ m} \times (1,9863) \text{ m} \\
 &= 0,0695 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

### 🌿 Menara Bagian bawah (*bottom*)

$$\begin{aligned}
 h_{dc} &= 166 \left[ \frac{L_{wd}}{\rho_L A_m} \right]^2 && \text{(Coulson, 1983, pers. 11.92)} \\
 &= 166 \left[ \frac{10,4229 \text{ kg/s}}{(275,0576 \text{ kg/m}^3)(0,0695 \text{ m}^2)} \right]^2 = 4,7319 \text{ mm}
 \end{aligned}$$

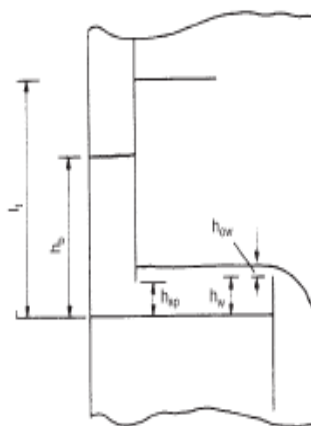
Keterangan :

$h_{dc}$  = Head loss in downcomer (mm)

$L_{wd}$  = laju alir cairan di downcomer (kg/s)

$A_m$  = Luas downcomer /  $A_{ap}$  (m<sup>2</sup>)

### 🌿 Back Up Downcomer :



Gambar F.2 Downcomer back-up

$$\begin{aligned}
 h_{bc} &= (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \\
 &= 89,9160 + 6.532,9523 + 4,7319
 \end{aligned}$$

$$= 6.627,6002 \text{ mm (6,6276 m)}$$

Koreksi :

$$h_{bc} < \frac{1}{2} (l_t + h) = 6,72 \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.94})$$

$$6,6276 \text{ m} < 6,72 \text{ m} \quad (\text{memenuhi syarat})$$

Jadi,  $l_t = 0.6 \text{ m}$  dapat digunakan.

#### 🌿 Pemeriksaan *residence time*

$$t_r = \frac{A_d \cdot h_{bc} \cdot \rho_L}{L_{wd}} \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.95})$$

$$= \frac{(0,1003 \text{ m}^2)(6,6276 \text{ m})(265,9580 \text{ kg/m}^3)}{9,3806 \text{ kg/s}}$$

$$= 18,8498 \text{ s} \quad (\text{memenuhi syarat karena } t_r > 3 \text{ s})$$

### F.10 Check Entrainment

🌿 *Actual Percentage Flooding* untuk *design area* :

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

$$= \left( \frac{1,3865 \text{ m}^3 / \text{s}}{4,2427 \text{ m}^2} \right)$$

$$= 0,3268 \text{ m/s}$$

🌿 *Persen Flooding* :

$$\% = \frac{u_v}{u_f} \quad (\text{Coulson, 1983, pers. 11.83})$$

$$= \frac{0,3268 \text{ m/s}}{0,5092 \text{ m/s}} \times 100\% = 64,17 \%$$

Berdasarkan fig.11.29 (Coulson, 1983, hal. 461) untuk  $F_{lv} = 0,1$  dan  $flooding = 64,17\%$  diperoleh  $fractional\ entrainment, \Psi = 0,05$  psi (memenuhi syarat karena  $\Psi < 0,1$ ).

Keterangan :

$u_v$  = Kecepatan aktual (m/s)

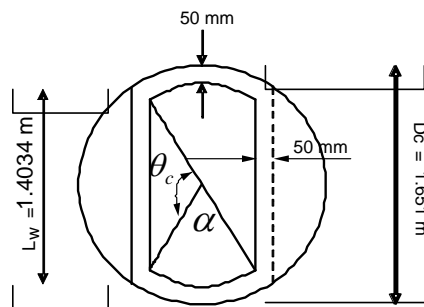
$u_f$  = Kecepatan *flooding* (m/s)

$V_w$  = Laju alir uap (kg/s)

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

$A_c$  = Luas menara ( $\text{m}^2$ )

### *Layout Tray*



Gambar F.3 *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  $l_w/D_c = 0,77$

maka :  $\theta_c = 106^\circ$

- Derajat *tray edge* :

$$(\alpha) = 180 - \theta_c$$

$$= 180 - 120 = 60^\circ$$

$$l_h/D_c = 0.05$$

- Panjang rata-rata *unperforated edge strips*

$$\begin{aligned} &= \frac{\alpha}{180} \times \pi \times (D_c - 0,05) \\ &= \frac{60}{180} \times (3.14) \times (2,3368 - 0.05) = 2,3935 \text{ m} \end{aligned}$$

- Luas *unperforated edge strips*

$$\begin{aligned} (A_{up}) &= 0,05 \times L_{avg} \\ &= 0,05 \times 2,3935 \\ &= 0,1197 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- Luas *calming zone*

$$\begin{aligned} (A_{cz}) &= 2 \times h_w \times (l_w - (2 \times h_w)) \\ &= 2 \times 0.04 \times (1,9863 - (2 \times 0.04)) \\ &= 0,1525 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- Luas total tersedia untuk perforasi

$$\begin{aligned} (A_p) &= A_a - (A_{up} + A_{cz}) \\ &= 0.3009 \text{ m}^2 - (0,1197 + 0,1525) \text{ m}^2 = 0,0288 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\frac{A_h}{A_p} = \frac{0,0150}{0,0288} = 0,5230$$

Dari Gambar 11.33, hal 466, Coulson dapat diperoleh nilai:

$$\frac{I_p}{d_h} = 2$$

- *Hole pitch*

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

$$= 2 \times 2 \text{ mm} = 4 \text{ mm} \text{ (0,004 m)}$$

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

$$= 0.785 \times (2 \text{ mm})^2$$

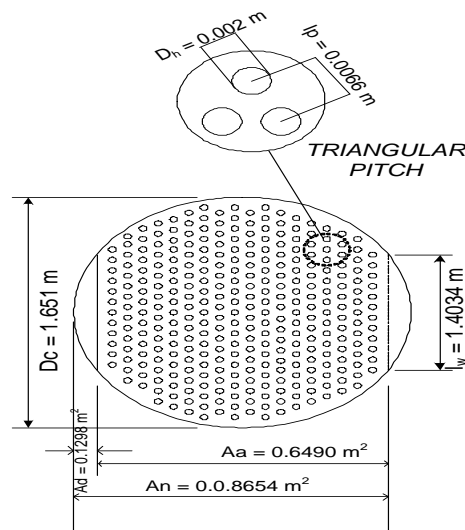
$$= 3.14 \text{ mm}^2 \text{ (} 3.14 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \text{)}$$
- Jumlah lubang  $= \frac{A_h}{\text{luas 1 lubang}}$ 

$$= \frac{0,0150 \text{ m}^2}{3.14 \times 10^{-4} \text{ m}^2}$$

$$= 4.792,1578 \text{ buah.}$$

$$= 4.792 \text{ buah lubang}$$

#### ➤ Spesifikasi Tray



Gambar F.4. Spesifikasi plate

---

Diameter <i>tray</i> ( $D_c$ )	=	2,3368	m
	=	92,0000	in
Diameter lubang ( $d_h$ )	=	0,0020	m
	=	0,0787	in
<i>Hole pitch</i> ( $lp$ )	=	0,0040	m
	=	0,1575	in
Jumlah <i>hole</i>	=	4.792,1578	Buah
<i>Turn down ratio</i>	=	90,0000	%
Material <i>tray</i>	=	stainless steel	
Material <i>downcomer</i>	=	stainless steel	
<i>Tray spacing</i>	=	0,6000	m
	=	23,6220	in
<i>Tray thickness</i>	=	0,0030	m
	=	0,1181	in
Panjang <i>weir</i>	=	1,9863	m
	=	78,1998	in
Tinggi <i>weir</i>	=	0,0400	m
	=	1,5748	in
<i>Total pressure drop</i>	=	17.044,7875	Pa
	=	0,1682	atm

---

## F.11 Menentukan Tebal Dinding dan *Head* Menara

### a. Tebal Dinding

Data perhitungan :

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

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= 1.2 \times P_{\text{operasi}} \\ &= 1.2 \text{ atm} \quad (17,6400 \text{ psi}) \end{aligned}$$

Material *Stainless Steel (austenitic)* SA 212 Grade B (Perry, 1984) (alasan pemilihan material : mempunyai susunan dan *ductility* yang baik, tahan terhadap korosif, mempunyai *allowable stress* yang besar, harga yang relatif lebih murah.

$$f = 17500 \text{ psi}$$

$$C = 0.125 \text{ in (Brownell and Young, 1959)}$$

$$E = 0.8 \text{ (Brownell and Young, 1959, Tabel 13.2)}$$

$$r = 32.5 \text{ in} = 0.8288 \text{ mm}$$

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0.6 \cdot P} + c \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, pers. 13.10})$$

$$= \frac{(17.64 \text{ psi})(20 \text{ in})}{(17500 \text{ psi})(0.8) - (0.6)(17.64 \text{ psi})} + 0.125 \text{ in}$$

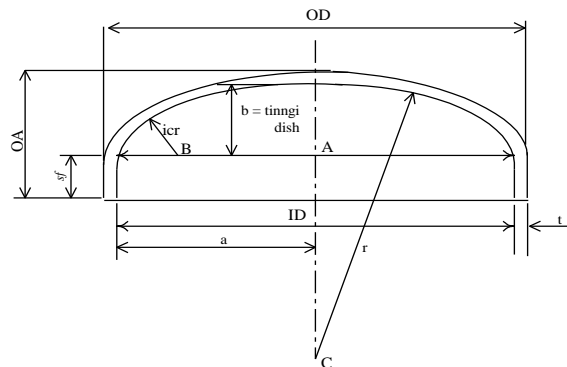
$$= 0,18 \text{ in} \quad (\text{digunakan tebal shell} = 0.25 \text{ in})$$

Keterangan :

$t_s$  = Tebal *shell* (in)

P = Tekanan operasi (psi)

### b. Tebal dan Tinggi Head.



Gambar F.5. *Torispherical flanged and dished head*

Keterangan:

$t_h$  = Tebal head (in)

$icr$  = *Inside corner radius* ( in)

$r$  = *Radius of dish*( in)

$sf$  = *Straight flange* (in)

OD = *Diameter luar* (in)

ID = *Diameter dalam* (in)

$b$  = *Depth of dish* (in)

OA = *Tinggi head* (in)

↻ *Outside diameter*

$$\begin{aligned} OD &= ID + (2 \text{ ts}) \\ &= (92) + (2 \times 0.25) \\ &= 92 \text{ in} \approx 92 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{↻ } t_h = \frac{0,885 P OD}{2 fE - 0,2.P} + c \text{ (Brownell and Young, 1959,}$$

pers.13.12)



$$= \frac{0,885(17,64 \text{ psi})(92 \text{ in})}{2(17500 \text{ psi})(0,8) - 2(17,64 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,23 \text{ in (digunakan tebal head} = 0,25 \text{ in)}$$

Keterangan :

$t_h$  = Tebal *head* (in)

P = Tekanan desain (psi)

$r_i$  = Jari-jari *shell* (in)

$\varepsilon$  = Efisiensi pengelasan

C = Faktor korosi (in)

Hubungan dimensi untuk *flanged and dish heads* (Brownell and Young, 1959, fig.5.8, hal. 87). Dari Tabel 5.7 (Brownell & Young, 1959), untuk OD = 92 in diperoleh,  $icr = 5,875$  in dan  $rc = 96$  in, dengan ketebalan *plate* yang digunakan = 0,25 in. Dari Tabel 5.8 Brownell & Young, untuk ketebalan *plate* = 0,3125 in,  $sf = 1.5 - 4$  in dan dipilih  $sf = 3$  in.

#### **Depth of dish (b)**

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

(Eq.5.11, Brownell,1959.hal.87)

$$b = 96 \text{ in} - \sqrt{(96 - 5,875)^2 - (46 - 5,875)^2}$$

$$= 15,2999 \text{ in}$$

$$= 0,3825 \text{ m}$$

#### **Tinggi Head (OA)**

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

$$= (0,3125 + 15,2999 + 3) \text{ in}$$

$$= 18,6124 \text{ in}$$

$$= 0,4653 \text{ m}$$

$$\curvearrowright AB = r_i - icr$$

$$= 46 \text{ in} - 5,875 \text{ in}$$

$$= 40,1250 \text{ in}$$

$$\curvearrowright BC = rc - icr$$

$$= 96 \text{ in} - 5,875 \text{ in} = 90,1250 \text{ in}$$

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

$$= \sqrt{(90,1250 \text{ in})^2 - (40,1250 \text{ in})^2}$$

$$= 80,7001 \text{ in}$$

## F. 12. Menentukan Tinggi Menara

Data perhitungan :

Diameter menara

$$(D_c) = 2,3368 \text{ m}$$

$$\text{Volume head tanpa sf} = 0,000049 D_i^3 \quad (\text{Brownell, 1959, Eq. 5.11})$$

$$= 0,000049 (2,3368)^3 = 0,000625 \text{ m}^3$$

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

$$= 3.14/4 \times (92)^2 \times (3)$$

$$= 19,933 \text{ in}^3$$

$$= 0,0001 \text{ m}^3$$

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

$$= 0,000625 + 0,0001$$

$$= 0,0007 \text{ m}^3$$

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

$$\text{(Eq.5.12, Brownell, 1959) (F.64)}$$

dengan:

$$\text{OD} = \text{diameter luar dish} = 92 \text{ in}$$

$$\text{icr} = \text{corner radius} = 5,875 \text{ in}$$

$$\text{sf} = \text{straight flange} = 3 \text{ in}$$

$$\text{Blank diameter} = 92 + (92/24) + (2 \times 2) + (2/3 \times 5,875)$$

$$= 104,1071 \text{ in}$$

Untuk *tray* ke-1 dari bawah :

$$L = 37.522,5185 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_L = 275,0576 \text{ kg/m}^3$$

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

$$= \frac{37.522,5185 \text{ kg/jam}}{275,0576 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 136,4170 \text{ m}^3/\text{jam} \text{ (2,2736 m}^3/\text{menit)}$$

Waktu tinggal cairan di bawah *tray* terakhir : 5 - 10 menit. (Ulrich, 1984. hal.195). Waktu tinggal cairan dipilih = 5 menit.

$$V_{\text{cairan}} = Q \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 2,2736 \text{ m}^3/\text{menit} \times 5 \text{ menit}$$

$$= 11,3681 \text{ m}^3$$

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

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

$$H_L = \frac{4 \times 11,3681 \text{ m}^3}{3.14 \times (2,3368 \text{ m})^2} = 2,6520 \text{ m}$$

tinggi Menara:

$$\text{Jarak dari tray teratas} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah tray} = 27$$

$$\text{Tebal tray} = 0.003 \text{ m}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head dengan tebal head} &= \text{OA} - \text{sf} \\ &= 0,3903 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi di bawah tray terbawah} &= h_L + (\text{OA} - \text{sf}) \\ &= 2,6520 \text{ m} + 0,3903 \text{ m} \\ &= 3,0423 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= \text{Jarak dari tray teratas} + ((\text{Jumlah tray} - 1) \times (\text{tray} \\ &\quad \text{spacing})) + \text{Tebal tray} + \text{Tinggi head dengan tebal head} \\ &\quad + \text{Tinggi dibawah tray terbawah} \\ &= 1 \text{ m} + [(27 - 1) \times (0.6) \text{ m}] + 0.003 \text{ m} + 0,3903 \text{ m} + \\ &\quad 3,0423 \text{ m} \\ &= 20,03 \text{ m} \\ &= 65,7335 \text{ ft} \end{aligned}$$

Berat head.

$$W_h = \frac{\pi d^2 t}{4} \frac{\rho}{1728} \quad (\text{Brownell and Young, 1959})(\text{F.65})$$

$$= \frac{3.14 (104,1071 \text{ in})^2 \cdot (5/16 \text{ in}) \cdot (50.647)}{4 \times 1728}$$

$$= 77,9275 \text{ lb}$$

$$= 35,3474 \text{ kg}$$

Keterangan:

- $W_h$  = Berat *head*, lb  
 $d$  = *Blank diameter head*, in  
 $t$  = Tebal *head*, in  
 $\rho$  = Densitas material *head*, lb/ft<sup>3</sup>

- **Ratio L/D**

Tinggi kolom total = 20,03 m

Diameter kolom = 2,3368 m

$$\text{Ratio } \frac{L}{D} = \frac{20,03 \text{ m}}{2,3368 \text{ m}} = 8,5715$$

Nilai tersebut masih memenuhi batasan L/D.

### F.13 Menentukan Ukuran Pipa Pemasukan dan Pengeluaran

#### a) Pipa *feed*

Tabel F.8. Densitas & Viskositas Liquid pada suhu umpan 340.101 K:

	BM	wi, f	$\rho_{\text{gas}}$	wi/ $\rho$	$\mu$	wi/ $\mu$
Komponen (kg/kmol)			(kg/m <sup>3</sup> )		(Cp)	
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	0,671	858,532	0,001	0,787	0,852

C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	0,001	1.018,789	0,000	0,001	1,127
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,328	948,744	0,000	0,212	1,549
<b>Total</b>		<b>1,000</b>		<b>0,001</b>	<b>1,000</b>	<b>3,527</b>

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

$$= 887,000 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{mix} = \frac{\sum x_B}{\sum \frac{x_B}{\mu_B}}$$

$$= 0,0004 \text{ Pa.s}$$

$$= 0,28351 \text{ cp}$$

Temperatur = 193,083 °C (466,233 K)

Laju alir massa, G = 23.061,061 kg/jam = 6,406 kg/s

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

$$D_{i, optimum} = 366 G^{0,53} \cdot \mu^{0,03} \cdot \rho^{-0,37} \quad (\text{Coulson 5.13 Vol. 6., 1983})(F.66)$$

$$= 366 \times (6,406)^{0,53} \times (0,0003)^{0,03} \times (887)^{-0,37}$$

$$= 62,203 \text{ mm} = 2,449 \text{ in}$$

ipilih spesifikasi pipa (perry's, Table 10-18, p. 10-72) :

Nominal pipe standar (NPS) = 2,5 in

Schedule number = 40

ID = 2,469 in = 0,063 m

OD = 2,875 in

A = 4,785 in<sup>2</sup> = 0,003 m

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

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

**Tabel F.9. Densitas dan Viskositas Gas Keluar dari Puncak Menara**

Komponen	BM (kg/kmol)	wi, V	$\rho_{\text{gas}}$ (kg/m <sup>3</sup> )	wi/ $\rho$	$\mu$ (Cp)	wi/ $\mu$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	0,999	265,912	0,004	0,355	2,816
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	0,001	304,693	0,000	0,001	1,000
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,000	253,555	0,000	0,004	0,069
<b>Total</b>		<b>1,000</b>		<b>0,004</b>	<b>0,360</b>	<b>3,885</b>

Temperatur = 182,532 °C (455,682 K)

Laju alir massa, G = 15.485,306 kg/jam = 4,301 kg/s

Densitas gas campuran ( $\rho_v$ )

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

$$= 265,948 \text{ kg/m}^3$$

Keterangan :

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

P = Tekanan (atm)

R = Konstanta gas (m<sup>3</sup>.atm/kgmol.K)

T = Temperatur (K).

$\mu_{\text{gas}}$  = 0,0003 Pa.s

= 0,257 cP

Diameter Optimum :

$$D_{i, optimum} = 366 G^{0,53} \cdot \mu^{0,03} \cdot \rho^{-0,37} \quad (\text{Coulson 5.13 Vol. 6., 1983})(F.68)$$

$$= 366 \times (4,301)^{0,53} \times (0,0003)^{0,03} \times (265,948)^{-0,37}$$

$$= 78,423 \text{ mm} = 3,088 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi pipa (perry's, Table 10-18, p. 10-72) :

Nominal pipe standar (NPS)	= 3 in
Schedule number	= 40
ID	= 3,068 in
OD	= 3,5 in
A	= 7,389 in <sup>2</sup>

### c) Pipa Cairan Refluks di Puncak Menara

**Tabel F.10. Densitas dan viskositas cairan refluks di puncak menara.**

Komponen	BM (kg/kmol)	wi, L	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	wi/ $\rho$	$\mu$ (Cp)	wi/ $\mu$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	11,059	869,685	0,013	0,355	31,188
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	0,013	1.031,274	0,000	0,001	11,077
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	0,003	957,629	0,000	0,004	0,762
<b>Total</b>		<b>11,075</b>		<b>0,013</b>	<b>0,360</b>	<b>43,027</b>

Temperatur = 182,532°C (455,682 K)

Laju alir massa, G = 15.485,306 kg/jam = 4,301 kg/s

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



$$= 869,865 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{\text{mix}} = 0.00026 \text{ Pa.s}$$

$$= 0,257 \text{ cP}$$

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

$$\begin{aligned} D_{i,\text{optimum}} &= 366 G^{0,53} \cdot \mu^{0,03} \cdot \rho^{-0,37} \\ &= 366 \times (4,301)^{0,53} \times (0.00026)^{0,03} \times (869,865)^{-0,37} \\ &= 50,585 \text{ mm} = 1,992 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih spesifikasi pipa (perry's, Table 10-18, p. 10-72) :

Nominal pipe standar (NPS) = 2 in

Schedule number = 40

ID = 2,067 in

OD = 2,375 in

A = 3,354 in<sup>2</sup>

#### d) Pipa Cairan Keluar dari Dasar Menara

**Tabel F.11. Densitas dan Viskositas Cairan Keluar dari Dasar Menara**

Komponen	BM (kg/kmol)	wi, L*	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	wi/ $\rho$	$\mu$ (Pa.s)	wi/ $\mu$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	0,814	726,187	0,001	0,001	1.320,885
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	0,000	1.461,324	0,000	0,000	1.151,122
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	221,281	1.279,638	0,173	0,268	827,092
<b>Total</b>		<b>222,095</b>		<b>0,174</b>	<b>0,268</b>	<b>3.299,099</b>

Temperatur = 302,2°C (575,350 K)

Laju alir massa, G = 37.522,518 kg/jam = 10,423 kg/s

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

$$= 1.276,072 \text{ kg/m}^3$$

$\mu_{mix}$  = 0.0003 Pa.s

= 0.280 cP

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

$$D_{i,optimum} = 366 G^{0,53} \cdot \mu^{0,03} \cdot \rho^{-0,37}$$

$$= 366 \times (10,)^{0,53} \times (0,0003)^{0,03} \times (1.276,072)^{-0,37}$$

$$= 67,404 \text{ mm} = 2,654 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi pipa (perry's, Table 10-18, p. 10-72) :

Nominal pipe standar (NPS) = 3 in

Schedule number = 40

ID = 3,068 in

OD = 3,5 in

A = 7,389 in<sup>2</sup>

## e) Pipa Gas Refluks di Dasar Menara

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

Tabel F.12. Densitas dan Viskositas Gas Refluks di Dasar Menara

Komponen	BM (kg/kmol)	wi, V*	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	wi/ $\rho$	$\mu$ (Pa.s)	wi/ $\mu$
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NH <sub>2</sub>	93,129	0,650	726,187	0,001	0,001	1.054,200
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> NO <sub>2</sub>	123,113	0,000	1.461,324	0,000	0,000	918,712
(C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> ) <sub>2</sub> NH	169,227	176,604	1.279,638	0,138	0,268	660,103
<b>Total</b>		<b>177,254</b>		<b>0,139</b>	<b>0,268</b>	<b>2,633,015</b>

$$\text{Temperatur} = 302,2 \text{ }^\circ\text{C} (575,35 \text{ K})$$

$$\text{Laju alir massa, G} = 29,946,763 \text{ kg/jam} = 8,319 \text{ kg/s}$$

Densitas gas campuran ( $\rho_v$ )

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

$$= 1,276,072 \text{ kg/m}^3$$

Keterangan :

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

$$P = \text{Tekanan (atm)}$$

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

$$T = \text{Temperatur (K).}$$

$$\mu_{gas} = 0,0006 \text{ Pa.s}$$

$$= 0,0673 \text{ cP}$$

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

$$\begin{aligned} D_{i, optimum} &= 366 G^{0,53} \cdot \mu^{0,03} \cdot \rho^{-0,37} \\ &= 366 \times (8,319)^{0,53} \times (0,0006)^{0,03} \times (1,276,072)^{-0,37} \\ &= 59,810 \text{ mm} = 2,355 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih spesifikasi pipa (perry's, Table 10-18, p. 10-72) :

Nominal pipe standar (NPS) = 2,5 in

Schedule number = 40

ID = 2,469 in

OD = 2,875 in

A = 4,785 in<sup>2</sup>

**Spesifikasi Nozzle : berdasarkan App F Brownell % Young, 1959.**

Pipa	OD pipa,		Size of					
	in	mm	D,mm	Nozzle	n	DR	L	W
Umpan	2,875	73,025	190,000	2,000	coupling	3,000	10,000	12,625
Vapor top								
kolom	3,500	88,900	780,000	3,000	coupling	3,625	10,000	12,625
Refluks dari								
condensor	2,375	60,325	140,000	2,000	coupling	2,000	10,000	12,625
Cairan bagian								
bawah kolom	3,500	88,900	190,000	3,000	coupling	3,625	10,000	12,625

---

Vapor dari									
Reboiler	2,875	73,025	645,000	2,000	coupling	2,000	10,000	12,625	

---

**Keterangan :**

- |                   |   |      |   |
|-------------------|---|------|---|
| 1. n              | = Flanged nozzle, min pipe wall thickness, in | 4. W | = lebar dari reinforcing plate (in)         |
| 2. D <sub>R</sub> | = diameter lubang dalam reinforcing plate, in | 5. J | = jarak, shell to flange face, outside (in) |
| 3. L              | = panjang dari reinforcing plate, in          | 6. K | = jarak, shell to flange face, inside (in)  |

**F.14 Menghitung Tebal Isolasi *Distillation Column*****a.) Bahan Isolator**

Isolator yang digunakan adalah asbestos dan bonding karena temperatur operasi di dalam distilasi cukup besar, memiliki konduktivitas termal yang kecil sehingga efektif sebagai isolator. Sifat-sifat fisis (perry's, table 2-379, p.2-336) :

Konduktivitas termal (k) = 0.097 Btu/hr.ft °F

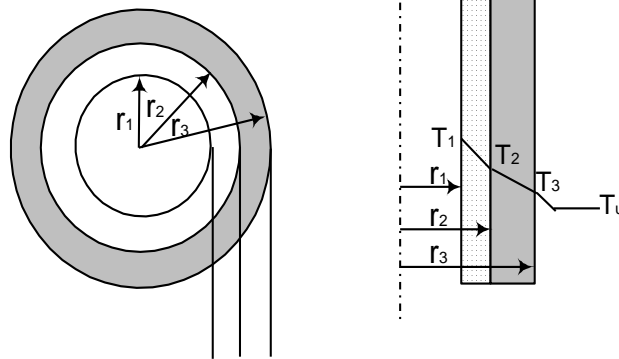
Densitas ( $\rho$ ) = 36 lb/ft<sup>3</sup>

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 *Stainless Steel SA-212 Grade B* (Perry, 1984).

Perpindahan panas konduksi dalam silinder berlapis yang disusun seri seperti gambar berikut adalah:



Gambar F.6. Sistem isolasi menara.

Perpindahan panas melalui tiap lapis tahanan dihitung dengan hukum

Fourier dan  $A = 2\pi rL$ , diperoleh:

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

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

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

Jika diaplikasikan dalam perhitungan perancangan tangki maka diperoleh:

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

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 $^2$  $^{\circ}\text{F}$ )  
 $h_r$  = Koefisien radiasi (Btu/hr.ft $^2$  $^{\circ}\text{F}$ )

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 :

$$r_1 = 32,215 \text{ in (2.685 ft)}$$

$$r_2 = 32,500 \text{ in (2.708 ft)}$$

$$T_1 = 372.,341 \text{ K (210.544 } ^\circ\text{F)}$$

$$T_u = 38^\circ\text{C (308,15 K; 95,0000 } ^\circ\text{F)}$$

$$k_p = 25,731 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{ } ^\circ\text{F}$$

$$k_{is} = 0.,097 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{ } ^\circ\text{F}$$

$$L = 18,787 \text{ m (61,638 ft)}$$

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

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

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

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

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

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

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

$$\left( 500 \frac{\text{W}}{\text{m}^2} \right) (0,18) = 0,8 \left( 5,669 \times 10^{-8} \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}^4} \right) ([T^4 - 308,15^4] \text{K}^4)$$

$$T_3 = 323,862 \text{ K}$$

$$= 50,7120^\circ\text{C}$$



$$= 123,2816^{\circ}\text{F (temperatur permukaan luar isolasi)}$$

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

(1) Koefisien perpindahan panas radiasi

$$h_r = \frac{\varepsilon \sigma (T_i^4 - T_u^4)}{T_1 - T_2}$$

$$= \varepsilon (5.676) \left[ \frac{(T_3 / 100)^4 - (T_u / 100)^4}{T_3 - T_u} \right]$$

(Geankoplis, pers.4.10-10,1979)(F.73)

$$= (0,93) (5,676) \frac{(323,8620 / 100)^4 - (308,15 / 100)^4}{323,8620 - 308,15}$$

$$= 6,667 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$= 1,174 \text{ Btu/hr.ft}^2 \text{ } ^{\circ}\text{F}$$

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

$$T_f = \frac{1}{2} (T_3 + T_u)$$

$$= \frac{1}{2} (323.8620 + 308.15)$$

$$= 316.006 \text{ K}$$

Sifat properties udara pada  $T = 316.0060 \text{ K}$  (Geankoplis, Tabel.A3-3,1979)

$$\rho_f = 1.120 \text{ kg/m}^3$$

$$C_{p_f} = 1.006 \text{ kJ/kg K}$$

$$\mu_f = 1.923 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s}$$

$$k_f = 0.027 \text{ W/m K}$$

$$\beta = 3.171 \times 10^{-5} \text{ } ^\circ\text{K}^{-1}$$

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

$$= \frac{(20,06 \text{ m})^3 (1,1201 \text{ kg/m}^3)^2 (9,8067 \text{ m/s}) (3,1714 \cdot 10^{-5} \text{ K}^{-1}) (323,8620 - 308,15)^\circ \text{K}}{(0,00001923 \text{ kg/m.s})^2}$$

$$= 13,3278 \times 10^{10}$$

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

$$= \frac{(1,0056 \text{ kJ/kg}^\circ \text{K}) (0,00001923 \text{ kg/m.s})}{0,0274 \text{ W/m}^\circ \text{K}}$$

$$= 0,704$$

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

$$= 13,3278 \times 10^{10} \times 0.704$$

$$= 9,39 \times 10^{10}$$

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 :

$$h_c = 1.24 \cdot \Delta T^{1/3}$$

$$= 1.24 (T_3 - T_u)^{1/3}$$

$$= 1.24 (323.8620 - 308.15)^{1/3}$$

$$= 3.106 \text{ W/m}^2.\text{K} = 0.547 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

$$(h_c + h_r) = (0.547 + 1.174) \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

$$= 1.721 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

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

$$= (1.721 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}) (2) (3.14) (r_3) (46.85 \text{ ft}) (123.2816 - 95)\text{°F}$$

$$= 18,841.694r_3 \dots \dots \dots (1)$$

Panas yang keluar lewat dinding :

$$q_c = \frac{2\pi L (T_1 - T_u)}{\frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_1} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{k_2} + \frac{1}{(h_c + h_r) r_3}}$$

$$= \frac{(2)(\pi)(65,733 \text{ ft})(123,2816 - 95)\text{°F}}{\frac{\ln\left(\frac{2.708 \text{ ft}}{2.685 \text{ ft}}\right)}{25.731 \text{ btu / hr.ft.°F}} + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{2.708 \text{ ft}}\right)}{0.0970 \text{ btu / hr.ft.°F}} + \frac{1}{(1.7211 \text{ btu / hr.ft}^2.\text{°F}) r_3}}$$

$$= \frac{11674,74}{0.0003 + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{2.708}\right)}{0,0970} + \frac{1}{(1.7211) r_3}} \dots \dots \dots (2)$$

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

$$q_r = q_c$$

$$54.417,994r_3 = \frac{11674,74}{0.0003 + \frac{\ln\left(\frac{r_3}{2.708}\right)}{0,0970} + \frac{1}{(1.7211) r_3}}$$

Dengan substitusi pers. (1) ke (2) maka diperoleh nilai diameter isolator ( $r_3$ ) adalah 2.802 ft

$$\text{Jadi : } r_3 = 2.802 \text{ ft}$$

Tebal isolasi ( $x_{is}$ )

$$\begin{aligned}x_{is} &= r_3 - r_2 \\ &= 2.802 - 2.708 \text{ ft} \\ &= 0.094 \text{ ft} = 1.125 \text{ in} = 2.857 \text{ cm}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}q_{loss} &= (h_r + h_c)_{Ta} \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_i - T_u) \\ &= 28.151,782 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

**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:

$$\begin{aligned}q &= (h_r + h_c) \cdot A \cdot (T_i - T_u) \\ A &= \text{Surface of head} \\ &= 0.842 D^2 \quad (\text{Tab 18.5, Wallas, 1990:627}) \\ &= 49,491 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned}q &= (1.721 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}) \cdot (49,491 \text{ ft}^2) \cdot (28,282^\circ\text{F}) \\ &= 2.408,984 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

Panas total yang hilang ke lingkungan:

$$\begin{aligned}q &= \text{Panas hilang dari dinding menara} + (2 \times \text{panas hilang dari head}) \\ &= 28.151,782 \text{ Btu/jam} + (2 \times 2.408,984 \text{ Btu/jam}) \\ &= 32.969,750 \text{ Btu/jam}\end{aligned}$$

### F.15 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:

$$\text{OD shell} = 92 \text{ in} = 7,667 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi menara} = 61,638 \text{ ft} = 739,661 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1,216 \text{ bar}$$

$$\text{Bahan konstruksi} = \textit{Stainless Steel SA-21 Grade B}$$

$$\text{Tinggi skirt} = 3,280 \text{ ft}$$

$$\text{Tebal isolasi} = 0.094 \text{ ft} = 1.125 \text{ in} = 2.858 \text{ cm}$$

$$\text{Tebal shell} = 0.25 \text{ in}$$

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

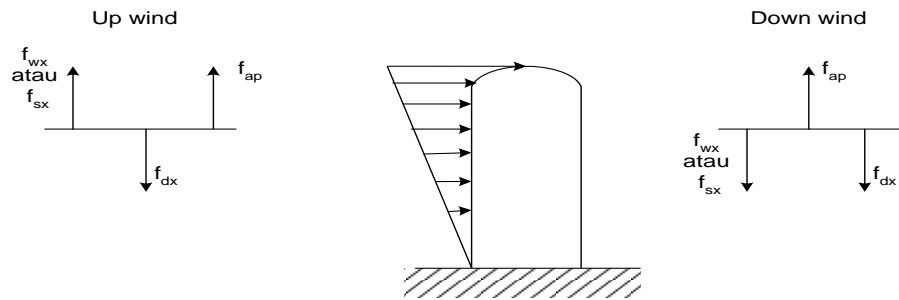
$$= 92 + \frac{92}{24} + 2(2) + \frac{2}{3}(3,875)$$

$$= 102,677 \text{ in}$$

$$\text{Beban head} = \frac{\pi d^2 t}{4} \times \frac{\rho}{1728}$$

$$= \frac{3,14 \times 102,677^2 \times 0,25}{4} \times \frac{490}{1728}$$

$$= 305.768 \text{ lb}$$



Gambar F.7. Kombinasi *stress* pada menara distilasi.

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

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

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

$$d_i = 92 \text{ in}$$

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

$$P_{\text{desain}} = 17.635 \text{ psi}$$

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

$$f_{ap} = \frac{17.635 \times 92}{4 \times (0.25 - 0,125)} = 3.244,856 \text{ psi}$$

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 :

Do = Diameter luar *shell* = 7,687 ft (tanpa isolator)Di = Diameter dalam *shell* = 7,667 ft $\rho_s$  = densitas *shell* = 490 lb/ft<sup>3</sup>

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

$$W_{shell} = 123,043X \text{ (lb)}$$

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

X = jarak dari puncak ke bawah, ft

**Isolator**

Diketahui :

D<sub>ins</sub> = diameter termasuk isolator = 7,708 ftW<sub>ins</sub> = berat isolator $\rho_{in}$  = densitas isolator = 40 lb/ft<sup>3</sup>t<sub>ins</sub> = tebal isolator

$$= 0.094 \text{ ft} = 1.125 \text{ in}$$

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

$$W_{ins} = 699,647X \text{ (lb)}$$

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

$$f_{\text{dead wt ins.}} = 2,500X$$

Attachment

$$\begin{aligned}
 \text{Wt isolasi} &= \pi \cdot (d_o^2 - d_i^2) \cdot L / 4 \\
 &= 3.14 \times (7,687^2 - 7,667^2) \times \frac{65,733}{4} \\
 &= 16,506 \text{ lb/ft} \\
 \text{Wt top head} &= 586,687 \text{ lb} \\
 \text{Wt tangga} &= 25 \text{ lb per ft} \quad (\text{pp.157 , Brownell, 1959}) \\
 \text{Wt over head vapor line} &= 208.9 \text{ lb per ft} \quad (\text{App.K, Brownell, 1959}) \\
 \text{Total Wt} &= 250,406X + 586,687
 \end{aligned}$$

Dari Pers. 9.6, Brownell and Young, 1959 :

$D_m$  = diameter *shell*

$$= 7,687 \text{ ft (tanpa isolator)}$$

$$t_s = 0.25 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 f_{\text{dead wt attachment}} &= \frac{\Sigma \text{Weight of attachments}}{12 \cdot \pi \cdot D_m \cdot (t_s - c)} \\
 &= \frac{250,406X + 586,687}{12 \times \pi \times 7,687 \times (0.25 - 0,125)} \\
 &= 6,916X + 16,203
 \end{aligned}$$

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

$$n = \left( \frac{X - 4}{2} + 1 \right) = \frac{X}{2} - 1$$

$$\begin{aligned}
 f_{\text{dead wt (liquid + trays)}} &= \frac{\Sigma(\text{liquid} + \text{trays})\text{wt}}{12 \cdot \pi \cdot D_m \cdot (t_s - c)} = \frac{\left( \frac{X}{2} - 1 \right) \times 25 \times \left( \frac{\pi \cdot D_m}{4} \right)}{12 \cdot \pi \cdot D_m \cdot (t_s - c)} \\
 &= 8.333 \left( \frac{X}{2} - 1 \right) = 2.083X - 4.167
 \end{aligned}$$



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

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

$$f_{dx} = 14,899X + 12,037$$

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

$$P_{\text{angin}} = 25 \text{ lb/ft}^2 \quad (\text{Tabel 9.1 Brownell, 1959})$$

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

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

= kolom yang diisolasi + tangga

$$= 67.250 \text{ in}$$

$$f_{wx} = 2.023X^2$$

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

### Kombinasi *stress* dalam pengaruh angin

- *Up wind side, f tensile*

$$f_{t(\text{max})} = f_{wx} + f_{\text{ap}} - f_{dx} \quad (\text{Pers. 9.78, Brownell, 1959})$$

$$= 1,412X^2 - 14,899X + 3.232,819$$

$$f = 17.000 \text{ psi}$$

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

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

$$= 13.600 \text{ psi}$$

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

$$13600 = 1,412X^2 - 14,899X + 3.232,819$$

$$0 = 1,412X^2 - 14,899X - 10.367,181$$

$$a = 1,412$$

$$b = -14,899$$

$$c = -10.367,181$$

$$x_1 = 91,138 \text{ ft}$$

$$x_2 = -80,583 \text{ ft}$$

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

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

$$= 1,412X^2 - 14,899X - 3.232,819$$

dari stabilitas elastis, dengan pers:

$$f_c = 1,5 \times 10^6 (t/r) \leq 1/3 \text{ y.p} \quad (\text{Pers. 2,25, Brownell, 1959})$$

keterangan :

$$t = \text{ketebalan shell} = 0.25 \text{ in}$$

$$r_1 = \text{jari-jari dalam shell} = 46 \text{ in}$$

$$\text{yield point} = 50.000 \text{ psi}$$

(Tab.3.2, Brownell and Young, 1959)

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

$$f_c = 8,730.276 \text{ psi} \leq 16.666,6667 \text{ psi}$$

karena  $f_c$  lebih kecil dari  $1/3 \text{ y.p}$ , maka digunakan  $f_c = 8.152,199 \text{ psi}$

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

$$8.152,199 = 1,412X^2 + 14,899X + (- 3.232,819)$$

$$0 = 1,412X^2 + 14,899X + (- 11.385,018)$$

$$a = 1,412$$

$$b = 14,899$$

$$c = -11.385,018$$

$$x_1 = 84,684\text{ft}$$

$$x_2 = -95,239 \text{ ft}$$

#### (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*,

$$f_{\text{dead wt shell}} = 3.4000 X \quad (\text{Pers. 9.3a. Brownell, 1959})$$

beban mati lain :

$$Wt \text{ top head} = 586,687 \text{ lb}$$

$$Wt \text{ tangga} = 25.000 \text{ lb per ft}$$

$$Wt \text{ over head vapor line} = 208.900 \text{ lb per ft}$$

$$\text{Total} = 233.900X + 586,687$$

$$f_{\text{dead wt attachment}} = \frac{\Sigma \text{Weight of Attachment}}{12 \cdot \pi \cdot D_m \cdot (t_s - c)}$$

$$f_{\text{dead wt attachment}} = 233.900X + 586,687$$

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

$$= 6,460X + 16,203$$

**(b) Perhitungan stress karena angin**

$$d_{\text{eff}} = 94,5 \text{ in}$$

$$f_{\text{wx}} = \frac{15,89 d_{\text{eff}} \cdot X^2}{d_o^2(t_s - c)} = 1,412X^2$$

**(c) Perhitungan stress gabungan pada kondisi ereksi parsial**

- *Upwind side*

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

$$= 1,412X^2 - 6,460X - 16,203$$

$$f = 17000$$

$$E = 0,800$$

$$f_{\text{allowable}} = fxE$$

$$= 13600 \text{ psi}$$

Fallowable = Ft(max) sehingga,

$$13600 = 1,412X^2 - 6,460X - 16,203$$

$$0 = 2,023X^2 - 9,168X - 13,616,203$$

$$a = 1,412$$

$$b = -6,460$$

$$c = -13,616,203$$

$$X_1 = 100,528 \text{ ft}$$

$$X_2 = -95,952 \text{ ft}$$

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

Untuk ketinggian total menara (*vessel + skirt*) 64.918 ft dan tebal 1,5625 in, berat menara plus *attachment*, *liquids*, dan lainnya dapat dihitung dengan mengalikan *compressive stress* total terhadap berat dengan luas permukaan penampang menara

$$f_{dw} \text{ shell} = 49.966 \text{ psi}$$

$$f_{dw} \text{ ins} = 218,956 \text{ psi}$$

$$f_{dw} \text{ attach} = 3.930,350 \text{ psi}$$

$$f_{dw} \text{ tray + liquid} = \underline{32,700} \text{ psi} +$$

$$f_{dw} \text{ total} = 4.231,972 \text{ psi}$$

- **Berat menara pada kondisi operasi**

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

$$= 4.231,972 \text{ psi} \times 3,14 \times 7,667 \text{ ft} \times 0.25 \text{ in}$$

$$= 2.122,445 \text{ lb}$$

$$W_{\text{avg}} = 30,754 \text{ lb per ft}$$

- **Berat menara pada kondisi ereksi**

**Perhitungan  $f_{dw}$  pada saat ereksi**

$$f_{dw} \text{ shell} = 49.966 \text{ psi}$$

$$f_{dw} \text{ attach} = \underline{101,394} \text{ psi} +$$

$$f_{dw} \text{ total} = 151,360 \text{ psi}$$

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

$$= 151,360 \text{ psi} \times 3,14 \times 7,667 \text{ ft} \times 0.25 \text{ in} = 75,911 \text{ lb}$$

**(5.)Vibration**

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

Periode vibrasi:

$$T = 2.65 \times 10^{-5} \left( \frac{H}{D} \right)^2 \left( \frac{wD}{t} \right)^{1/2} \quad (\text{Pers. 9.68. Brownell, 1959})$$

$$T = 0.037 \text{ s}$$

Keterangan:

T= periode vibrasi, s

H = tinggi menara total = 69,013 ft

D = diameter menara = 7,708 ft

w = berat menara = 32,694 lb/ft

ts = tebal *shell* menara (tebal *shell* + tebal isolator) = 1.375 in

dari tabel 9.3 Brownell and Young untuk zone 1 & T < 0.4s

diperoleh, C = 0.1

- **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 = 0.1 (Tabel 9.3. Brownell, 1959)

H = tinggi menara total = 69,013 ft

W = berat menara = 2.122,445 lb

$X$  = tinggi total menara – tinggi skirt = 65,733ft

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

$$M_{sx} = 101.881,811 \text{ lb}$$

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

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

$$= 122,672 \text{ psi}$$

- **stress karena angin:**

$$f_{wx} = 1,412X^2$$

$$= 1,412x (65,733)^2 \text{ft}$$

$$= 6.099,407 \text{ psi}$$

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

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

Untuk *cylindrical shell*

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

Keterangan :

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

$D_o$  = diameter luar (termasuk isolasi) = 92,250 in

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

$$= (\text{panjang vessel tanpa head} + 2 (\text{tinggi dish} - (\text{tinggi dish}/3)))$$

$$= 748.882 \text{ in}$$

$t$  = ketebalan dinding vessel (tebal shell + tebal isolator = 1.375 in

menentukan nilai B, diketahui nilai dari :

$$P (\text{tekanan desain luar}) = 17.635 \text{ psi}$$

$$L / D_o = 8,096$$

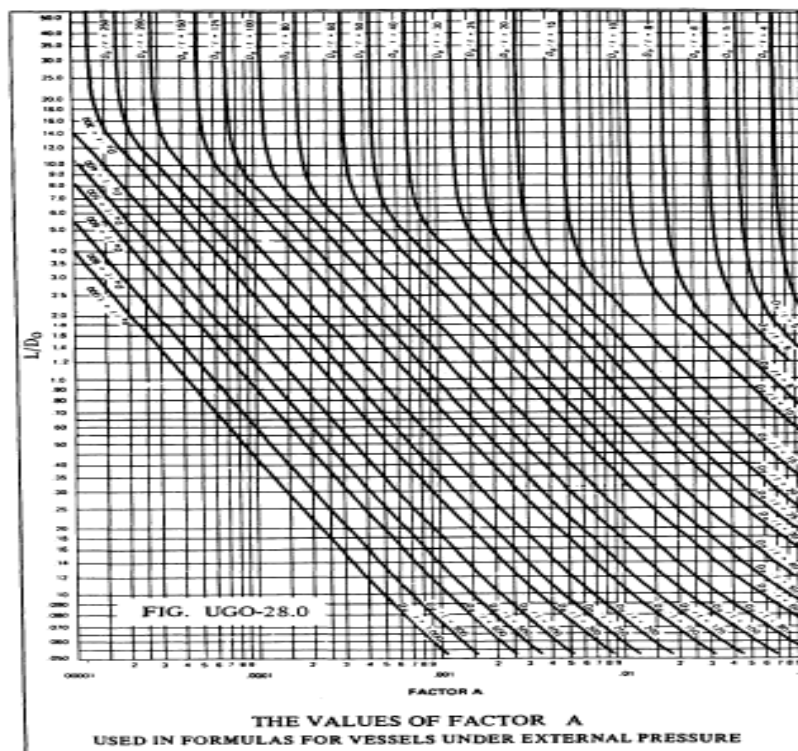
$$D_o / t = 67,273$$

Dari grafik hal 42 (Megyesy),  $A = 0.050$

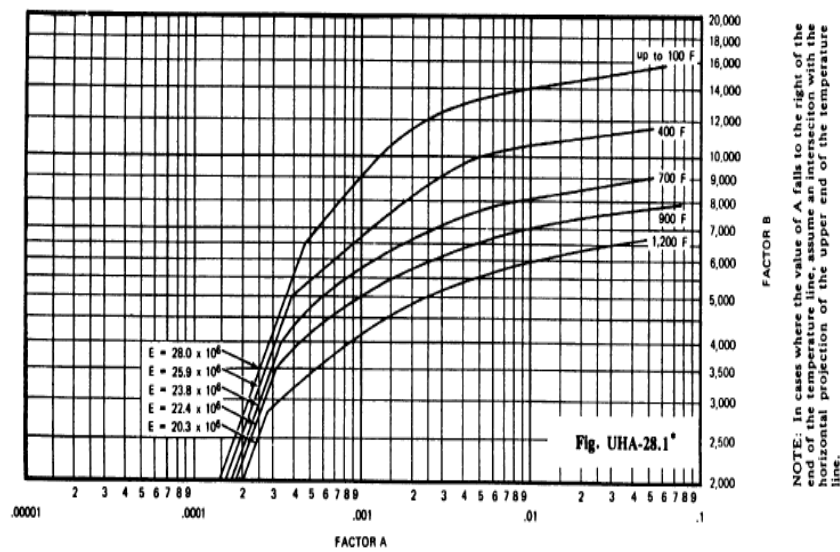
$t_{\text{operasi}}$  berkisar antara  $180,883^{\circ}\text{F}$  (temperatur top) dan  $212,301^{\circ}\text{F}$  (temperatur bottom)

$$t_{\text{operasi}} = 196,592^{\circ}\text{F}, \text{ grafik hal 44 (Megyesy), } B = 10.000$$

$$\text{Jadi, } P_a = 198,199 \text{ psig}$$







THE VALUES OF FACTOR B  
USED IN FORMULAS FOR VESSELS UNDER EXTERNAL PRESSURE

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.

## F.16 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**

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

Keterangan :

$$P_w = \text{wind pressure} = 25 \text{ lb/ft}^2 \quad (\text{Tabel 9.1 Brownell and Young, 1959})$$

$$D_{is} = \text{diameter vessel dengan isolatornya} = 7,708 \text{ ft}$$

$$H = \text{tinggi menara total} = 65,733 \text{ ft}$$

$$h_l = \text{lever arm} = H/2 = 30.819 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Momen pada base (M) adalah} &= 25 \text{ lb/ft}^2 \times 7,708 \text{ ft} \times 65,733 \text{ ft} \times 30.819 \text{ ft} \\ &= 416.334,627 \text{ ft.lb} \end{aligned}$$

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

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

$$V = \text{total shear} = 12.667,353 \text{ lb}$$

$$h_T = \text{ketinggian skirt} = 3.280 \text{ ft}$$

Momen pada batas penyambungan skirt

$$\begin{aligned} M_T &= 416.334,627 \times 3.280 \times (11.878,204 - (0,5 \times 25 \times 7,708 \times 3.280)) \\ &= 375.822,324 \text{ ft.lb} \end{aligned}$$

**Menentukan tebal skirt**

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

$$D_o = \text{Diameter luar skirt, skirt dibuat bentuk cylindrical skirt} = 92,250 \text{ in}$$

$$E = \text{Effisiensi penyambungan kolom \& skirt} = 0.6 \text{ (butt joint welding)}$$

$$M_T = \text{Momen pada penyambungan skirt \& vessel} = 375.822,324 \text{ ft.lb}$$

$$R = \text{Radius luar dari skirt} = 46,250 \text{ in}$$

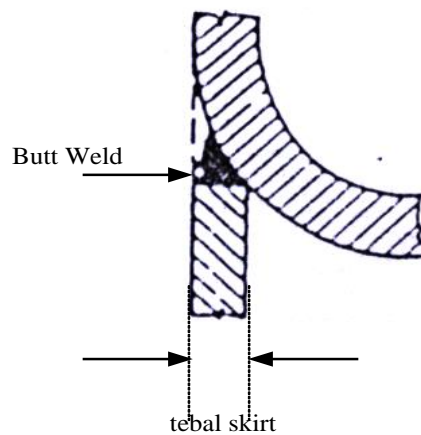
Specification Number	Diameter in.	Max. allow. Stress psi.
SA 307	All diameters	15,000
SA 193 B 7	2½ and under	19,000
SA 193 B16	2½ and under	17,000
SA 193 B 7	Over 2½ to 4 incl.	18,000
SA 193 B16	Over 2½ to 4 incl.	15,000

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

*steel* = 17000 psi

W = Berat kolom (pada kondisi beroperasi) = 2.122,445 lb

t = ketebalan *skirt* = 0.067 in (digunakan t = 0.5 in)



Gambar F.8. 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 12 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

$$T = \frac{12M}{A_B} - \frac{W}{C_B} \quad (\text{Megesy, 1983})$$

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	12	16
108 to 126	16	20
132 to 144	20	24

keterangan :

M = Momen pada *base ring* berdasar tekanan angin = 416,334.627 ft.lb

W = Berat *vessel* (pada ereksi) = 75,911 lb

Diameter luar *skirt* = 92,250 in.

Diameter tempat *bolt-bolt* dipasang diassumsikan sebesar 80 in (Megesy, 1983)

As = Area di dalam lingkaran *bolt*

$$= 5,024.000 \text{ in}^2$$

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

$$= 251.200 \text{ in}$$

*Tension* maksimum pada *bolt* = 994,128 lb/lin-in

**Menentukan area bolt**

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

keterangan :

$T$  = *Maximum tension* dari bolt = 994,128 lb/lin-in

$S_B$  = *Maximum allowable stress value* dari material

bolt menggunakan bahan SA 212 = 17000 psi (Megesy, 1983)

$C_B$  = *Circumference* pada lingkaran bolt = 251.200 in

$N$  = jumlah dari *anchor bolts* = 12 buah (dari tabel B, Megesy, 1983)

Bolt Size	Bolt * Root Area sq. in.	Dimension in.	
		l <sub>2</sub>	l <sub>3</sub>
1/2	0.126	7/8	5/8
5/8	0.202	1	3/4
3/4	0.302	1-1/8	13/16
7/8	0.419	1-1/4	15/16
1	0.551	1-3/8	1-1/16
1 1/8	0.693	1-1/2	1-1/8
1 1/4	0.890	1-3/4	1-1/4
1 3/8	1.054	1-7/8	1-3/8
1 1/2	1.294	2	1-1/2
1 5/8	1.515	2-1/8	1-5/8
1 3/4	1.744	2-1/4	1-3/4
1 7/8	2.049	2-3/8	1-7/8
2	2.300	2-1/2	2
2 1/4	3.020	2-3/4	2-1/4
2 1/2	3.715	3-1/16	2-3/8
2 3/4	4.618	3-3/8	2-5/8
3	5.621	3-5/8	2-7/8

diperlukan *bolt area* = 1,224 in<sup>2</sup>.

Dipakai *bolt area* seluas = 1,294 in<sup>2</sup>

dari tabel A (Megesy, 1983) untuk area *bolt* seluas = 1,294 in<sup>2</sup>

maka : ukuran *bolt* = 1 1/2 in

*bolt root area* = 1,224 in<sup>2</sup>

*faktor korosi* = 0,125 in<sup>2</sup>+

1,349 in<sup>2</sup>

*Bolt area* yang digunakan seluas (B<sub>4</sub>) = 1,294 in<sup>2</sup>

sehingga digunakan 12 buah *bolt* berukuran 1 1/2 in.

$$l_3 = 1,5 \text{ in}$$

$$l_2 = 2 \text{ in}$$

### 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 1/2in 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)

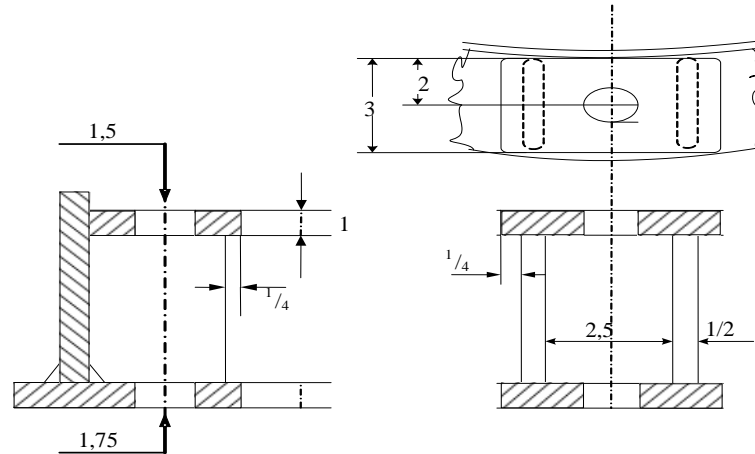
DIMENSIONS inches							
Anchor bolt diam.	A	B	C	D	E	F	G
1	1 <sup>3</sup> / <sub>4</sub>	3	2 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	1/2	3/4	1 <sup>1</sup> / <sub>4</sub>	1 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>
1 <sup>1</sup> / <sub>8</sub>	1 <sup>7</sup> / <sub>8</sub>	3	2 <sup>1</sup> / <sub>2</sub>	1/2	3/4	1 <sup>3</sup>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

$$A = 2,25 \text{ in} \quad D = 5/8 \text{ in} \quad G = 2 \text{ in}$$

$$B = 4 \text{ in} \quad E = 1 \text{ } 1/4 \text{ in}$$

$$C = 3 \text{ in} \quad F = 1 \text{ } 3/4 \text{ in}$$

Gambar F.9. Sketsa *anchor bolt chair*.

### Stress pada anchor bolt

$$S_B = \frac{T \cdot C_B}{B_4 \cdot N}$$

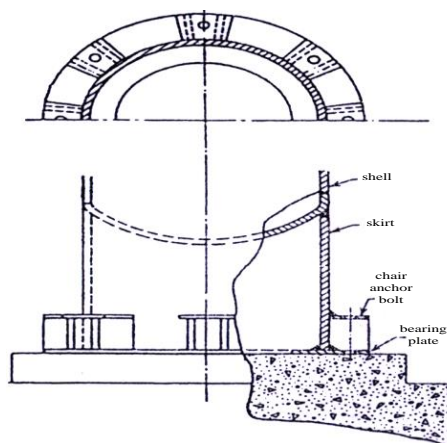
(Megesy, 1983)

$$= 14.140,280 \text{ bpsi}$$

Jadi *stress* pada *anchor bolt*

$$= 14.140,280 \text{ psi} < 17,000 \text{ (memenuhi)}$$

Berikut ini adalah gambar penyangga menara distilasi.



Gambar F.9. 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**

$$P_c = \frac{12M}{A_s} + \frac{W}{C_s} \quad (\text{Megesy, 1983})$$

keterangan :

M	= Momen pada <i>base ring</i> berdasar gempa	= 416.334,627 ft.lb
W	= Berat <i>vessel</i> (kondisi operasi)	= 2.122,445 lb
A <sub>s</sub>	= Area di dalam <i>skirt</i>	= 5,024.000 in <sup>2</sup>
C <sub>B</sub>	= <i>Circumference</i> pada O.D <i>skirt</i>	= 251.200 in

$$P_c = \frac{12 \times 416.334,627}{5024.000} + \frac{2.122,445}{251.2}$$

$$= 1.002,879 \text{ lb/lin-in}$$

**Menentukan lebar dari base ring**

$$l = \frac{P_c}{f_b} \quad (\text{Megesy, 1983})$$

keterangan :

f<sub>b</sub> = *Safe bearing load* pada *concrete* = 500 psi



	2000	2500	3000	3750
Ultimate 28 day Strength $f_c$ psi				
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

$P_c$  = Kompresi maksimum pada *base ring*

$$= 1.002,879 \text{ lb/lin-in}$$

$$l = \frac{1.002,879}{500}$$

$$l = 1,7662,006 \text{ in}$$

Dari tabel A (Megesy, 1983 hal 69) digunakan *bolt* dengan ukuran 1 1/8 in.

$$l_2 = 1\frac{1}{2} \text{ in}$$

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

$$l_i = l_2 + l_3 = 3,5 \text{ in}$$

### Menentukan ketebalan *base ring*

$$t_B = 0.32 \cdot l_i \quad (\text{Megesy, 1983})$$

$$t_B = 0.32 \times 3,5 \text{ in}$$

Maka ketebalan dari *base ring* = **1,120 in**

### **d.) Desain *flange* tutup (*head* dan *bottom*)**

Data Perancangan :

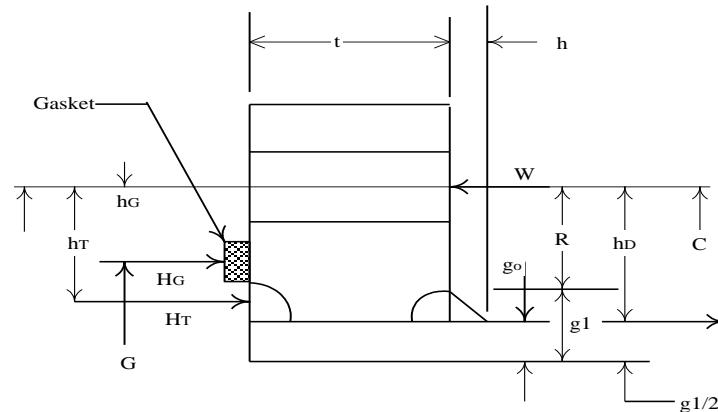
$$\text{Tekanan desain} = 1,2 \text{ atm}$$

$$\text{Material *flange*} = \text{SA 240 Grade C}$$

$$\text{Tegangan material *flange* ( $f_a$ )} = 17000 \text{ psi}$$

$$\text{Bolting steel} = \text{SA 193 Grade B7}$$

Tegangan material <i>bolt</i> ( <i>fb</i> )	= 20000 psi
Material gasket	= <i>Asbestos composition</i>
Diameter luar <i>shell</i>	= 92,250 in
Diameter dalam <i>shell</i>	= 92 in
Ketebalan <i>shell</i>	= 0.25 in

Gambar F.10. Dimensi *flange*.

### Perhitungan lebar gasket

$$\frac{d_o}{d_i} = \sqrt{\frac{y - pm}{y - p(m+1)}} = \mathbf{1.002} \quad (\text{Pers. 12.2 Brownell, 1959})$$

keterangan :

$d_o$  = diameter luar gasket, in

$d_i$  = diameter dalam gasket, in

$p$  = *internal pressure* = 17,365 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 = 65.00 in, sehingga:

$$d_o = 1,002 \times 92 = 92,470 \text{ in}$$

$$\text{jadi lebar gasket minimum} = 0,11 \text{ in} = 0.280 \text{ cm}$$

digunakan gasket dengan lebar = 0.400 in

Diameter rerata gasket,  $G = d_o + \text{lebar gasket}$ .

$$G = 92,470 \text{ in} + 0.400 \text{ in}$$

$$= 92,870 \text{ in}$$

Dari Fig 12.12 B & Y, kolom I, type Ia

$$b_o = \frac{N}{2}$$

$$= 0.200 \text{ in, } b_o < 0.250 \text{ in}$$

$$\text{maka } b_o = b = 0.200 \text{ in}$$

$$W_{m2} = H_y = b \times \pi \times G \times y$$

$$= 0.200 \times 3,14 \times 92,870 \times 3700$$

$$= 215.792,301 \text{ lb}$$

Beban untuk menjaga *joint tight* saat operasi.

$$H_p = 2 b \pi G m p$$

$$= 2 \times 0.200 \text{ in} \times 3.14 \times 92,870 \times 2.75 \times 17.365$$

$$= 5.570,244 \text{ lb}$$

beban dari tekanan internal – pers. 12.89 B & Y:

$$H = \frac{\pi G^2}{4} p$$

$$= \frac{3.14 \times 92,870^2}{4} 17.365$$

$$= 117.569,887 \text{ lb}$$

Beban operasi total – pers. 12.91 B & Y

$$\begin{aligned} W_{m1} &= H + H_p \\ &= 117.569,887 \text{ lb} + 5.570,244 \text{ lb} \\ &= 123.140,131 \text{ lb} \end{aligned}$$

$m_1$  lebih besar dari  $W_{m2}$  sehingga  $W_{m1}$  sebagai beban pengontrol.

Perhitungan luas baut minimum (*minimum bolting area*) – pers 12.92 B & Y

$$A_{m2} = \frac{W_{m2}}{f_b}$$

keterangan :

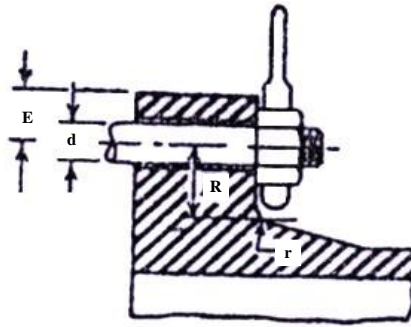
$f_b$  = tegangan material *bolt* = 20000 psi

$$\begin{aligned} A_{m2} &= \frac{123.140,131}{20000} \\ &= 6,157 \text{ in}^2 \end{aligned}$$

### **Perhitungan ukuran baut optimum**

Dari tabel 10.4, Brownell & Young Digunakan baut berukuran 1 1/4 in sebanyak 12 baut. *Bolt circle diameter* yang digunakan 68.638 in.

$$C = 68.638 \text{ in.}$$



Gambar F.11 Detail ukuran baut.

### Perhitungan diameter flange luar

$$\begin{aligned}
 \text{Flange OD (A)} &= \text{bolt circle diameter} + 2 E \\
 &= 96,207 \text{ in.} + (2 \times 1.25) \\
 &= 98,707 \text{ in} \quad = 2,507 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Periksa lebar gasket :

$$\begin{aligned}
 A_{b \text{ actual}} &= 0.890 \times 12 \\
 &= 10.680 \text{ in}^2
 \end{aligned}$$

Lebar gasket minimum :

$$\begin{aligned}
 N_{\text{min}} &= \frac{A_{b \text{ actual}} f_{\text{allow}}}{2 y \pi G} \\
 &= \frac{10.680 \times 17000}{2 \times 3.700 \times 3.14 \times 92,870} = 0.084 \text{ in} < 0.4000 \text{ in (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan momen

Untuk *bolting up condition* (no internal pressure) persamaan untuk mencari beban desain

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{2} (A_b + A_m) f_a \quad (\text{Pers. 12.91, Brownell, 1959}) \\
 &= \frac{1}{2} (10.680 \text{ in}^2 + 6,157 \text{ in}^2) 17000 \text{ psi} = 143.114,556 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

persamaan untuk mencari hubungan *lever arm*

$$\begin{aligned} h_G &= \frac{1}{2} (C - G) && \text{(Pers. 12.101, Brownell, 1959)} \\ &= \frac{1}{2} (96,207 - 92,870) \text{ in} \\ &= 1,669 \text{ in} \end{aligned}$$

*flange moment* adalah sebagai berikut : (tabel 12.4)

$$\begin{aligned} M_a &= W h_G && \text{(untuk kondisi beroperasi } W = W_{m2}) \\ &= 143.114,556 \text{ lb} \times 1,669 \text{ in} \\ &= 238.815,826 \text{ lb in} \end{aligned}$$

Untuk  $h_D$  digunakan persamaan 12.96 Brownell & Young.

$$h_D = 0.785 \times B^2 \times p$$

B adalah diameter luar *shell* = 92,250 in

$$H_D = 0.785 \times 92,250^2 \text{ in} \times 17.365$$

$$H_D = 116.005,100 \text{ lb}$$

*The lever arm*, gunakan persamaan 12.100 Brownell & Young.

$$\begin{aligned} h_D &= \frac{1}{2} (C - B) \\ &= \frac{1}{2} (96,207 - 92,250) \\ &= 1,979 \text{ in} \end{aligned}$$

*The moment*,  $M_D$  gunakan persamaan 12.96 Brownell & Young.

$$\begin{aligned} M_D &= H_D \times h_D \\ &= 116.005,100 \text{ lb} \times 1,979 \text{ in} \\ &= 229.545,091 \text{ lb in} \end{aligned}$$

$H_G$  dicari menggunakan persamaan 12.98 Brownell & Young.

$$\begin{aligned} H_G &= W - H = W_{m1} - H \\ &= 123.140,131 - 117.569,887 = 5.570,244 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_G &= \frac{1}{2} (C - G) && \text{(Pers. 12.101, Brownell, 1959)} \\
 &= \frac{1}{2} (96,207 - 92,870) \text{ in} \\
 &= 1,669 \text{ in}
 \end{aligned}$$

momen dicari dengan persamaan 12.98 Brownell & Young

$$\begin{aligned}
 M_G &= H_G \times h_G \\
 &= 5.570,244 \text{ lb} \times 1,669 \text{ in} \\
 &= 9.295,088 \text{ lb in}
 \end{aligned}$$

$H_T$  dihitung dengan menggunakan persamaan 12.97 Brownell & Young

$$\begin{aligned}
 H_T &= H - H_D \\
 &= 117.569,887 - 116.005,100 \text{ lb} \\
 &= 1.564,788 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Hubungan *lever arm* adalah dengan persamaan 12.102 Brownell & Young.

$$\begin{aligned}
 h_T &= \frac{1}{2} (h_D + h_G) \\
 &= \frac{1}{2} (1,979 + 1,669) \\
 &= 1,824 \text{ in}
 \end{aligned}$$

*The moment* dicari dengan persamaan 12.97 Brownell & Young

$$\begin{aligned}
 M_T &= H_T \times h_T \\
 &= 91.564,788 \text{ lb} \times 1,824 \text{ in} \\
 &= 2.853,745 \text{ lb in}
 \end{aligned}$$

Jumlah momen pada kondisi operasi,  $M_O$

$$\begin{aligned}
 M_O &= M_D + M_G + M_T && \text{(Pers. 12.99, Brownell, 1959)} \\
 &= 229.545,091 + 9.295,088 + 2.853,745 \\
 &= 241.693,925 \text{ lb in}
 \end{aligned}$$

Momen operasi adalah momen pengontrol, sehingga  $M_{\max} = 241.693,925 \text{ lb}$

### Perhitungan tebal flange

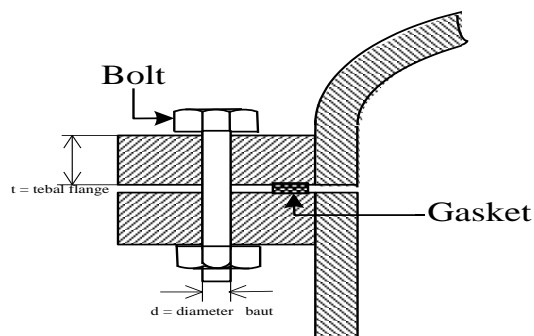
$$t = \sqrt{\frac{Y M_{\max}}{f_a B}}$$

Diketahui:

$$K = A/B = 1,070$$

dari fig. 12.22 Brownell didapat nilai  $Y = 25$

sehingga di dapat ketebal flange adalah,  $t = 1. \text{ in}$



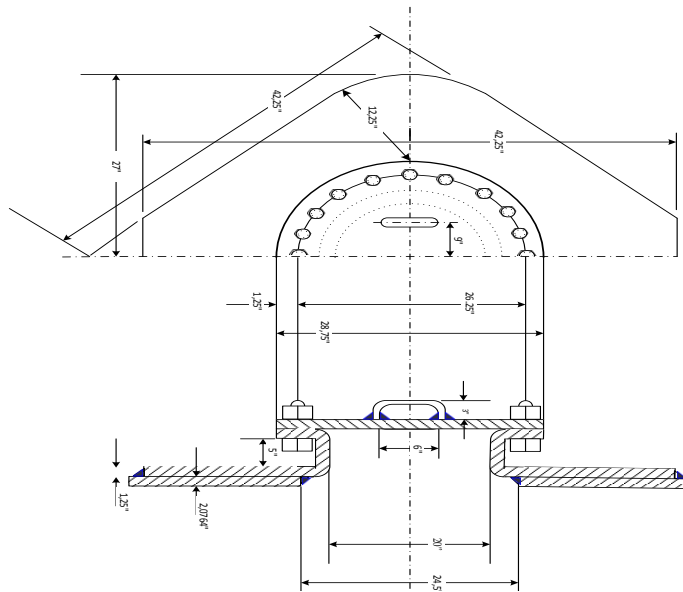
Gambar F.12 Detail untuk flange dan bolt pada head menara.

#### 1.) Desain manhole acces

Setiap *pressurevessel* 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.13 Detail desain *manhole*

Diameter vessel = 92 in

Tinggi menara = 65,733 ft (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* = 3/4 in

*Bolting-flange thickness after finishing* = 1/2 in

Dimensi *manhole* 20 in berdasarkan rekomendasi API Standard 12 C :

Ketebalan *manhole* = 3/4 in

Ukuran *Fillet Weld A* = 5/16 in

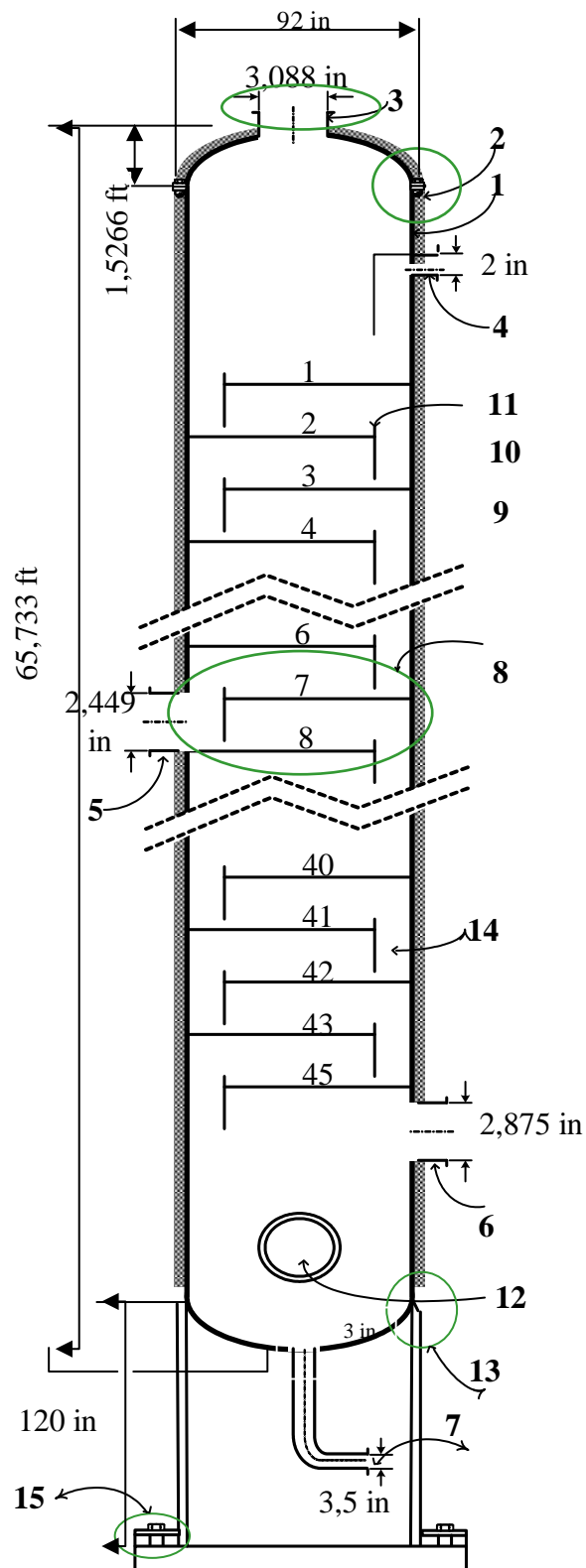
Ukuran *Fillet Weld B* = 3/4 in

*Approx radius (R)* = 3/4 in

*Length of side (L)* = 44 in

*Width of reinforcing plate(W)* = 51 <sup>3</sup>/<sub>4</sub> in

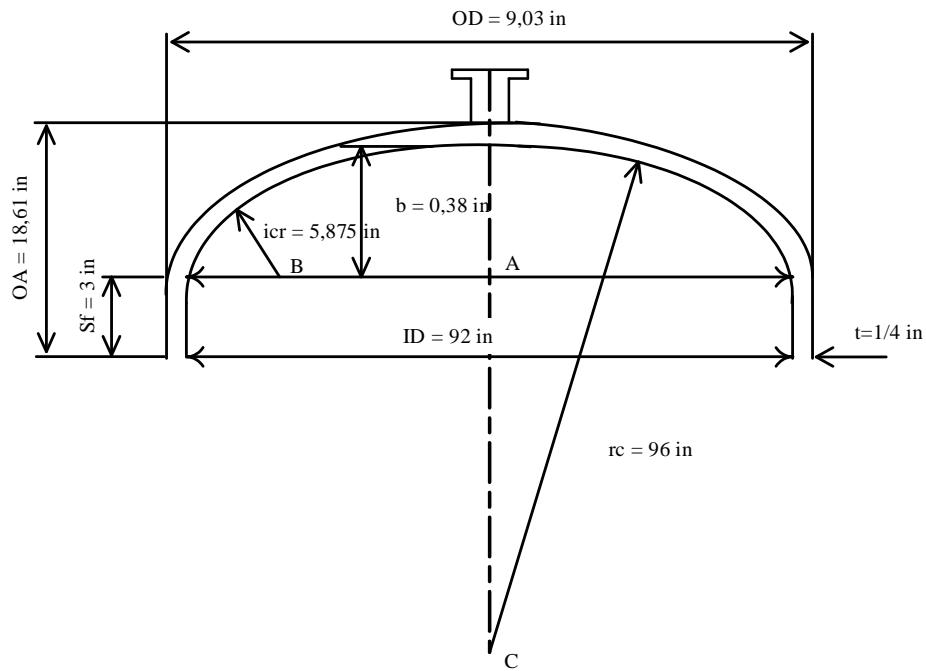
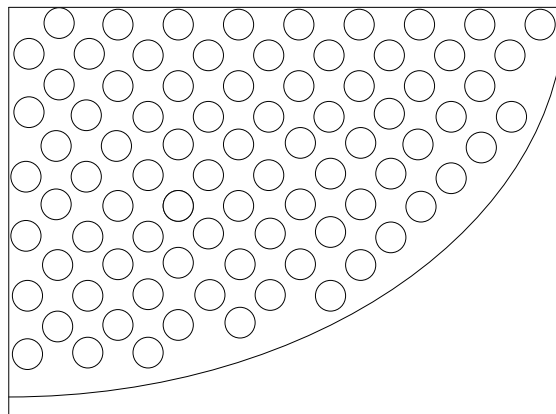
<i>Max diameter of hole in shell</i>	= 25 1/2 in
<i>Inside diameter of manhole</i>	= 20 in
Diameter <i>bolt circle</i> (DB)	= 26 1/4 in
Diameter of <i>cover plate</i> (DC)	= 28 3/4 in

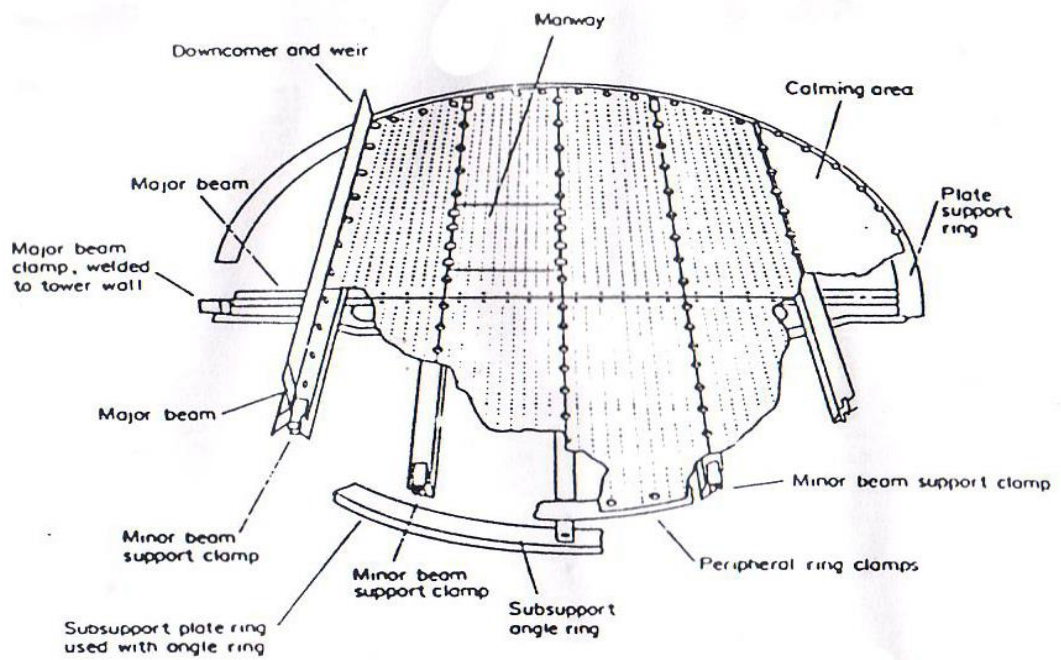


Gambar F.14. Penampang membujur menara distilasi.

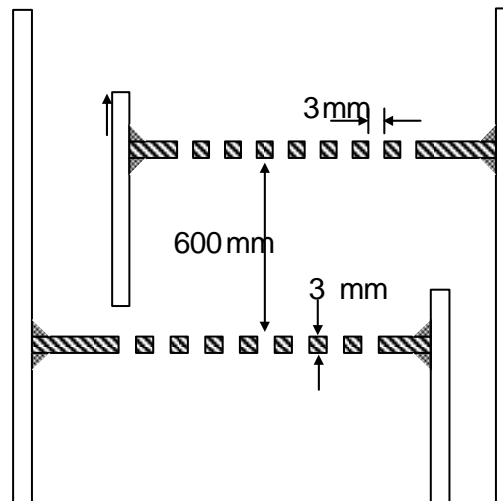
Keterangan pada menara distilasi :

No.	Keterangan
1.	<i>Shell</i>
2.	<i>Flange dan bolt</i>
3.	Lubang keluar uap atas
4.	Lubang masuk refluks
5.	Lubang masuk umpan
6.	Lubang masuk dari reboiler
7.	Lubang keluar bottom
8.	<i>Plate area</i>
9.	<i>Sieve tray</i>
10.	<i>Apron</i>
11.	<i>Weir</i>
12.	<i>Mainhole</i>
13.	<i>Skirt</i>
14.	<i>Downcomer</i>
15.	<i>Chair anchor bolt</i>

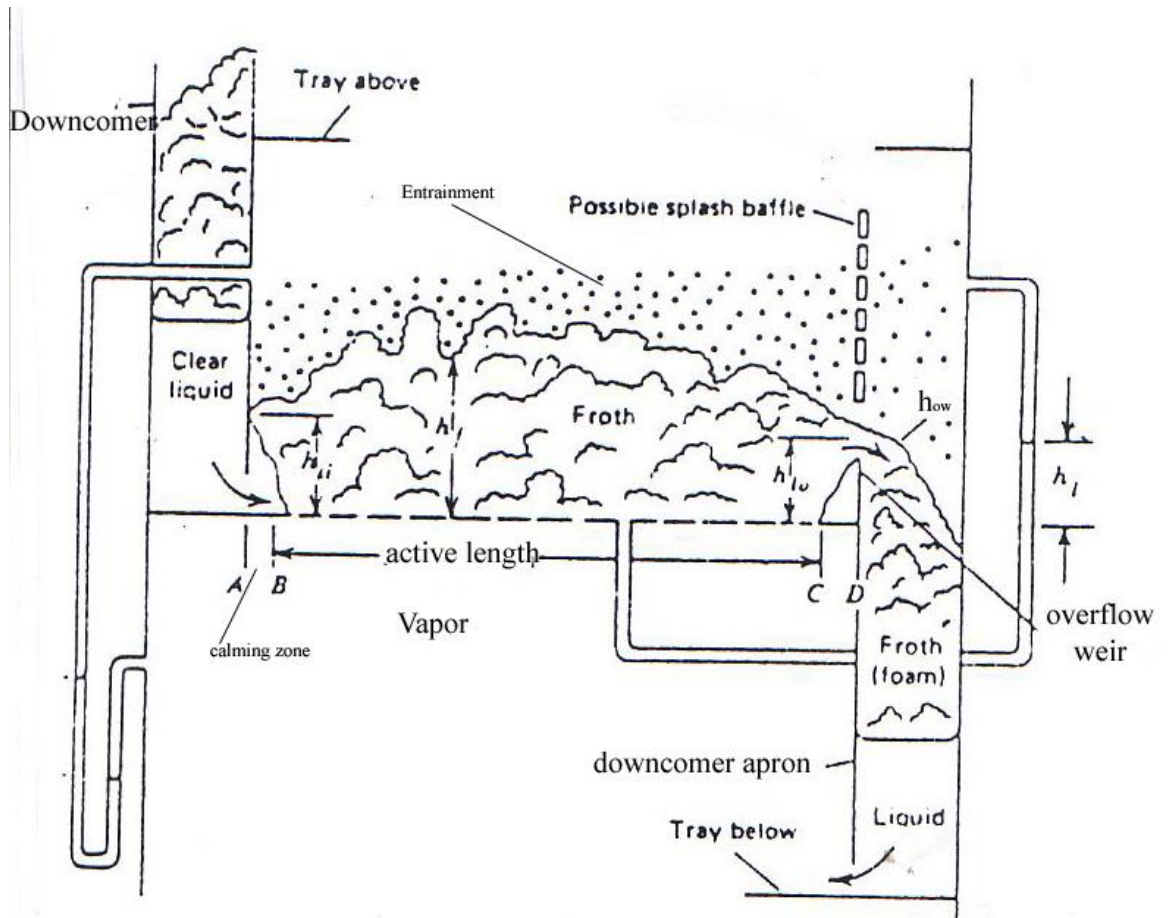
Gambar F.15. *Torispherical Head.*Gambar F.16. Orientasi susunan *hole* pada *sieve tray* ( triangular ).



Gambar F. 17. Internal *Sieve tray* menara distiasi.



Gambar F.18. Internal kolom distilasi



Gambar F. 19 Sieve tray phenomena.