

APPENDIX A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

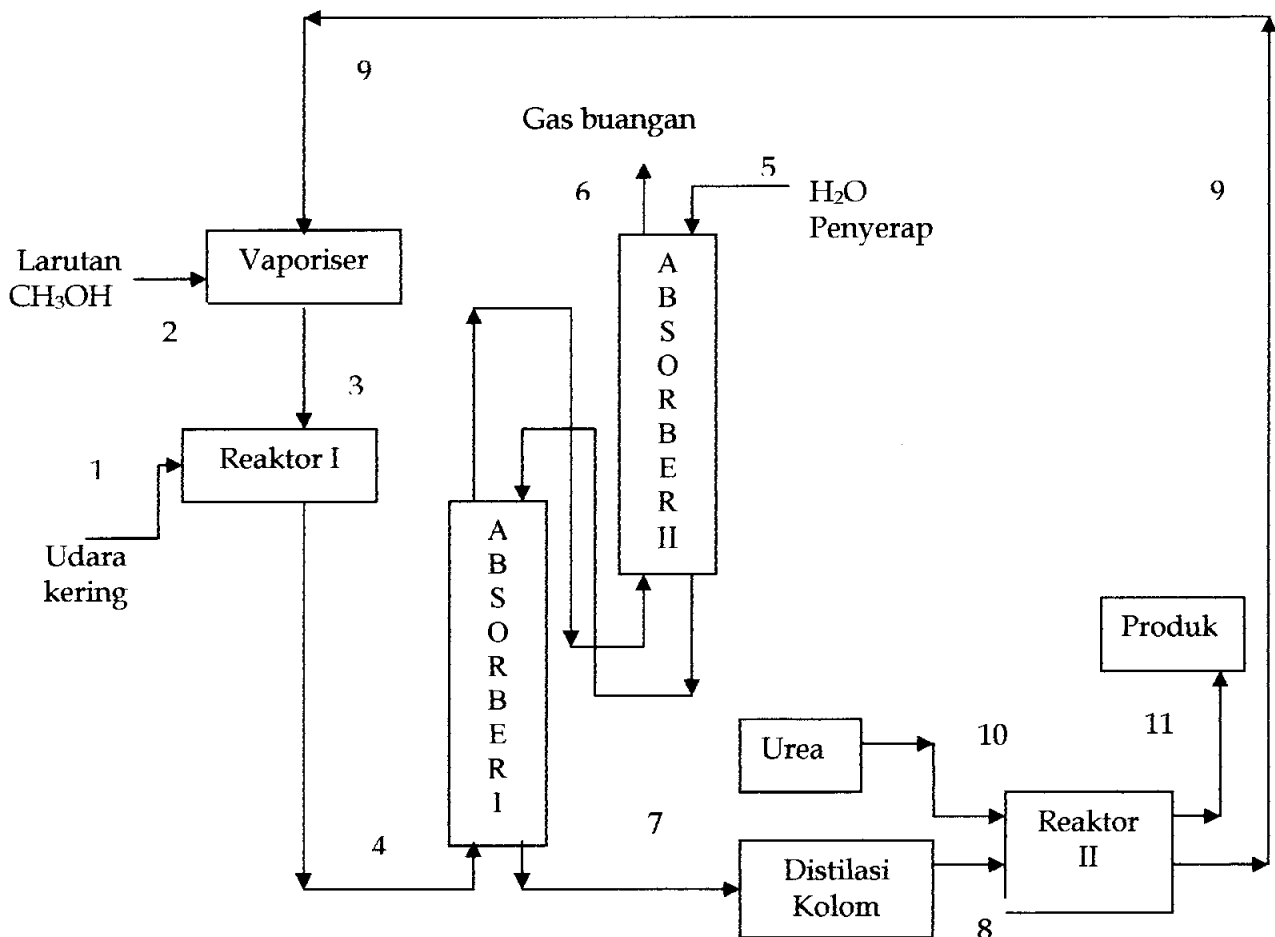
Basis : 1 tahun = 330 hari.

Kapasitas Produksi : 96.000 kg/hari

A.1. Perhitungan Neraca Massa dengan menggunakan basis.

1) Spesifikasi Neraca Massa Total dan Neraca Massa Komponen

Basis : Bahan baku larutan Methanol_{feed} 98 % berat = 100 kg/hari .



* Vaporiser

$$\text{N.M.Total} : M_1 + M_2 + M_9 = M_3 \dots\dots\dots (1)$$

$$\text{N.M.Komp.CH}_3\text{OH} : (X_{A2} * M_2) + (X_{A9} * M_9) = (X_{A3} * M_3) \dots\dots\dots (2)$$

$$\text{N.M.Komp.H}_2\text{O} : (X_{C2} * M_2) + (X_{C9} * M_9) = X_{C3} * M_3 \dots\dots\dots (3)$$

$$\text{N.M.Komp.O}_2 : X_{E1} * M_1 = X_{E3} * M_3 \dots\dots\dots (4)$$

$$\text{N.M.Komp.N}_2 : X_{D1} * M_1 = X_{D3} * M_3 \dots\dots\dots (5)$$

* Reaktor I

$$\text{N.M.Total} : M_3 = M_4 \dots\dots\dots (6)$$

$$\text{N.M.Komp CH}_3\text{OH} : X_{A3} * M_3 = X_{A4} * M_4 \dots\dots\dots (7)$$

$$\text{N.M.Komp.H}_2\text{O} : X_{C3} * M_3 = X_{C4} * M_4 \dots\dots\dots (8)$$

$$\text{N.M.Komp.N}_2 : X_{D3} * M_3 = X_{D4} * M_4 \dots\dots\dots (9)$$

* Absorber

$$\text{N.M.Total} : M_4 + M_5 = M_6 + M_7 \dots\dots\dots (10)$$

$$\begin{aligned} \text{N.M.Komp.CH}_3\text{OH} \quad X_{A4} * M_4 + X_{A5} * M_5 &= X_{A6} * M_6 + X_{A7} * M_7 \\ X_{A4} * M_4 &= X_{A7} * M_7 \dots\dots\dots (11) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{N.M.Komp.H}_2\text{O} \quad X_{C4} * M_4 + X_{C5} * M_5 &= X_{C6} * M_6 + X_{C7} * M_7 \\ X_{C4} * M_4 + X_{C5} * M_5 &= X_{C7} * M_7 \dots\dots\dots (12) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{N.M.Komp.CH}_2\text{O} \quad X_{B4} * M_4 + X_{B5} * M_5 &= X_{B6} * M_6 + X_{B7} * M_7 \\ X_{B4} * M_4 &= X_{B7} * M_7 \dots\dots\dots (13) \end{aligned}$$

* Distilasi Vakum.

$$\text{N.M.Total} : M_7 = M_8 + M_9 \dots\dots\dots (14)$$

$$\text{N.M.Komp.CH}_3\text{OH} : X_{A7} * M_7 = X_{A8} * M_8 + X_{A9} * M_9$$

Maka:

$$X_{A7} * M_7 = (0,015 * M_8) + (0,0125 * M_9) \dots\dots\dots (15)$$

$$\text{N.M.Komp.H}_2\text{O} : X_{C7} * M_7 = X_{C8} * M_8 + X_{C9} * M_9 \dots\dots\dots (16)$$

$$\text{N.M.Komp.CH}_2\text{O} : X_{B7} * M_7 = X_{B8} * M_8 \dots\dots\dots (17)$$

* Reaktor II

$$\text{N.M.Total} : M_{11} = M_8 + M_{10} \dots\dots\dots (18)$$

$$\text{N.M.Komp.CH}_3\text{OH} : X_{A11} * M_{11} = X_{A8} * M_8 + X_{A10} * M_{10}$$

Maka:

$$X_{A11} * M_{11} = X_{A8} * M_8 \dots\dots\dots (19)$$

$$\text{N.M.Komp.H}_2\text{O} : X_{C11} * M_{11} = X_{C8} * M_8 + X_{C10} * M_{10}$$

Maka:

$X_{C11} * M_{11} = X_{C8} * M_{C8} \dots\dots\dots(20)$

N.M.Komp.CH₂O $X_{B11} * M_{11} = X_{B8} * M_8 + X_{B10} * M_{10} - [yang bereaksi] \dots\dots(21)$

Maka:

$X_{B11} * M_{11} = X_{B8} * M_8 - [yang bereaksi] \dots\dots\dots(22)$

N.M.Komp.

NH₂CONH₂ $X_{F11} * M_{11} = X_{F8} * M_8 + X_{F10} * M_{10} - [yang bereaksi] \dots\dots(23)$

X_{F8}

Maka:

$X_{B11} * M_{11} = X_{F10} * M_{10} - [yang bereaksi] \dots\dots\dots(24)$

N.M.Komp.

NH₂CONHCH₂OH $X_{G11} * M_{11} = X_{G8} * M_8 + X_{G10} * M_{10} + [hasil bereaksi] \dots\dots(25)$

X_{G8}

X_{G10}

Maka:

$X_{G11} * M_{11} = [hasil bereaksi] \dots\dots\dots(26)$

Keterangan:

- A = CH₃OH

B = CH₂O

C = H₂O

D = N₂
- E = O₂

F = NH₂CONH₂

G = NH₂CONHCH₂OH

2) Reaksi.

1. Reaksi yang terjadi didalam Reaktor 1 adalah sebagai berikut:

Reaksi 1: CH₃OH + ½ O₂ → CH₂O + H₂O

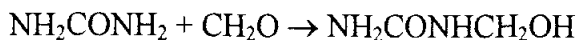
Reaksi 2: CH₃OH + 3/2 O₂ → CO₂ + 2 H₂O

Reaksi 3: CH₂O + O₂ → CO₂ + H₂O

Reaksi 4: CH₂O → CO + H₂
2. Karena data selektivitas O₂ yang bereaksi pada reaksi 2 dan 3 tidak didapatkan, maka diasumsi bahwa banyaknya O₂ yang bereaksi pada reaksi 2 dan 3 adalah dengan menggunakan perbandingan koefisien reaksi.

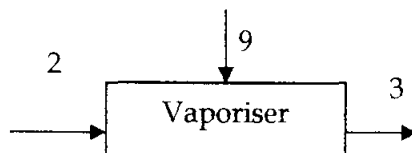
$$\frac{O_2 \text{ pada reaksi 3}}{O_2 \text{ pada reaksi 2}} = \frac{1}{\frac{3}{2}} = \frac{2}{3}$$

3. Reaksi yang terjadi didalam Reaktor 2.



3) Perhitungan massa di masing – masing alat.

I. Vaporiser (V – 210).



Bahan masuk Vaporiser terdiri atas 2 yaitu:

a. Bahan baku larutan Methanol 98 % = $100 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = M_2$, terdiri atas:

$$CH_3OH = \frac{98}{100} * 100 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 98 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 3,06 \frac{\text{kmol}}{\text{hari}}$$

$$H_2O = \frac{2}{100} * 100 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 2 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 0,11 \frac{\text{kmol}}{\text{hari}}$$

b. Recycle

$$CH_3OH_{\text{recycle}} = 0,0125 * M_9 \dots\dots\dots (*)$$

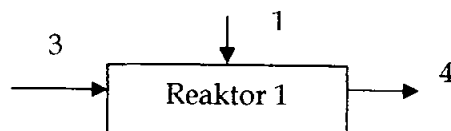
$$H_2O_{\text{recycle}} = 0,9875 * M_9 \dots\dots\dots (**)$$

Sehingga:

$$CH_3OH \text{ keluar Vaporiser} = 98 + 0,0125 M_9 \frac{\text{kg}}{\text{hari}}$$

$$H_2O \text{ keluar Vaporiser} = 2 + 0,9875 M_9 \frac{\text{kg}}{\text{hari}}$$

II. Reaktor 1 (R – 220).



Bahan masuk Reaktor 1 adalah sebagai berikut:

a. Udara.

Diasumsi :

✓ Udara yang digunakan dipengaruhi mol CH_3OH bahan baku.

✓ Digunakan udara berlebih 150 % (terhadap reaksi sempurna).

Udara total masuk reaktor = $(100 \% + 150 \%) * 3,06 \text{ kmol} = 7,66 \text{ kmol}$

$$\text{O}_2 \text{ masuk} = 21 \% * 7,66 \text{ kmol/hari} = 1,61 \text{ kmol/hari} = 51,45 \text{ kg/hari}$$

$$\text{N}_2 \text{ masuk} = 79 \% * 7,66 \text{ kmol/hari} = 6,05 \text{ kmol/hari} = 169,36 \text{ kg/hari}$$

$M_1 = \text{massa O}_{2\text{masuk vaporizer}} + \text{massa N}_{2\text{ masuk vaporizer}}$

$$= 51,45 + 169,36 = 220,81 \text{ kg/hari}$$

b. Bahan yang keluar Vaporiser.

$$\text{CH}_3\text{OH} = 98 + 0,0125 M_9 \text{ kg/hari}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 2 + 0,9875 M_9 \text{ kg/hari}$$

$$\text{maka : } M_3 = M_2 + M_9 = 100 + M_9$$

Reaksi 1. $\text{CH}_3\text{OH} + \frac{1}{2} \text{O}_2 \rightarrow \text{CH}_2\text{O} + \text{H}_2\text{O}$

Dimana :

Konversi reaksi = 87 %.

CH_3OH yang direcycle = $0,0125 * M_9$

$X_{A8} = 0,015$

$\text{CH}_3\text{OH}_{\text{mula - mula}} = \text{CH}_3\text{OH}_{\text{keluar vaporiser}} = \text{CH}_3\text{OH}_{\text{feed}} + \text{CH}_3\text{OH}_{\text{recycle}}$

$$= 3,06 + \left(\frac{0,0125 M_9}{32} \right)$$

$$= 3,06 + (3,91 \cdot 10^{-4} M_9) \text{ kmol/hari}$$

$\text{CH}_3\text{OH}_{\text{yang bereaksi}} = \text{konversi reaksi} * \text{kmol CH}_3\text{OH}_{\text{mula - mula}}$

$$= 98 \% * ((3,0625 + (3,91 \cdot 10^{-4} M_9)))$$

$$= 266,44 \cdot 10^{-2} + (3,4 \cdot 10^{-4} M_9) \text{ kmol/hari}$$

$\text{CH}_3\text{OH}_{\text{sisas}} = \text{CH}_3\text{OH}_{\text{mula - mula}} - \text{CH}_3\text{OH}_{\text{bereaksi}}$

$$= [3,06 + (3,91 \cdot 10^{-4} M_9)] - [266,44 \cdot 10^{-2} + (3,4 \cdot 10^{-4} M_9)]$$

$$= 39,81 \cdot 10^{-2} + (0,51 \cdot 10^{-4} M_9) \text{ kmol/hari}.$$

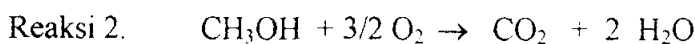
$$O_2 \text{ mula - mula} = 1,61 \text{ kmol/hari}.$$

$$\begin{aligned} O_2 \text{ bereaksi} &= 0,5 * CH_3OH \text{ yang bereaksi} \\ &= 0,5 * (266,44 \cdot 10^{-2} + (3,4 \cdot 10^{-4} M_9)) \\ &= 133,22 \cdot 10^{-2} + (1,70 \cdot 10^{-4} M_9) \text{ kmol/hari}. \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} O_2 \text{ sisa} &= O_2 \text{ mula - mula} - O_2 \text{ yang bereaksi} \\ &= 1,61 - [133,22 \cdot 10^{-2} + (1,70 \cdot 10^{-4} M_9)] \\ &= 27,56 \cdot 10^{-2} - (1,70 \cdot 10^{-4} M_9) \text{ kmol/hari}. \end{aligned}$$

$$CH_2O_{\text{produk}} \approx CH_3OH_{\text{yang bereaksi}} = 266,44 \cdot 10^{-2} + (3,4 \cdot 10^{-4} M_9) \text{ kmol/hari}.$$

$$\begin{aligned} H_2O_{\text{produk di reaksi 1}} &\approx CH_3OH_{\text{yang bereaksi}} \\ &= 266,44 \cdot 10^{-2} + (3,4 \cdot 10^{-4} M_9) \text{ kmol/hari}. \end{aligned}$$



Dimana :

$$O_2 \text{ mula - mula} = O_2 \text{ sisa dari reaksi 1} = 27,56 \cdot 10^{-2} - (1,70 \cdot 10^{-4} M_9) \text{ kmol/hari}.$$

$$\text{Perbandingan : } \frac{O_2 \text{ pada reaksi 3}}{O_2 \text{ pada reaksi 2}} = \frac{1}{3} = \frac{2}{3}$$

$$O_2 \text{ pada reaksi 3} = 2 O_2 \text{ pada reaksi 2}$$

$$\begin{aligned} O_{2 \text{ pada reaksi 2}} &= \frac{3}{5} * (\text{kmol } O_2 \text{ sisa dari reaksi 1}) \\ &= \frac{3}{5} (27,56 \cdot 10^{-2} - (1,70 \cdot 10^{-4} M_9)) \\ &= 16,53 \cdot 10^{-2} - (1,02 \cdot 10^{-4} M_9) \text{ kmol/hari}. \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} O_2 \text{ sisa reaksi 2} &= O_2 \text{ mula - mula} - O_2 \text{ yang bereaksi} \\ &= [27,56 \cdot 10^{-2} - (1,70 \cdot 10^{-4} M_9)] - [16,53 \cdot 10^{-2} - (1,02 \cdot 10^{-4} M_9)] \\ &= 11,03 \cdot 10^{-2} - (0,68 \cdot 10^{-4} M_9) \text{ kmol/hari}. \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} CH_3OH_{\text{mula - mula reaksi 2}} &= CH_3OH_{\text{sisa pada reaksi 1}} \\ &= 39,81 \cdot 10^{-2} + (0,51 \cdot 10^{-4} M_9) \text{ kmol/hari}. \end{aligned}$$

$$CH_3OH_{\text{yang bereaksi}} = 2/3 * O_2 \text{ yang bereaksi}$$

$$= 2/3 * (16,53.10^{-2} - (1,02.10^{-4} M_9))$$

$$= 11,02.10^{-2} - 0,68.10^{-4} M_9 \text{ kmol/hari}$$

$$CH_3OH_{\text{sisas reaksi2}} = CH_3OH_{\text{mula - mula}} - CH_3OH_{\text{bereaksi}}$$

$$= [39,81.10^{-2} + (0,51.10^{-4} M_9)] - [11,02.10^{-2} - 0,68.10^{-4} M_9]$$

$$= 28,79.10^{-2} + 1,19.10^{-4} M_9 \text{ kmol/hari}$$

$$CO_2 \text{ produk pada reaksi 2} \approx CH_3OH_{\text{yang bereaksi}}$$

$$= 11,02.10^{-2} - (0,68.10^{-4} M_9) \text{ kmol/hari}$$

$$H_2O \text{ produk di reaksi 2} \approx 2 * CH_3OH_{\text{yang bereaksi}}$$

$$= 2 * [11,02.10^{-2} - 0,68.10^{-4} M_9]$$

$$= 22,05.10^{-2} - 1,36.10^{-4} M_9 \text{ kmol/hari}$$



Dimana :

$$O_2 \text{ mula - mula} = O_2 \text{ sisa dari reaksi 2} = 11,02.10^{-2} - (0,68.10^{-4} M_9) \text{ kmol/hari}$$

$$O_2 \text{ pada reaksi 3} = \frac{2}{5} * (\text{kmol } O_2 \text{ sisa dari reaksi 1})$$

$$= \frac{2}{5} (27,56.10^{-2} - (1,70.10^{-4} M_9))$$

$$= 11,02.10^{-2} - (0,68.10^{-4} M_9) \text{ kmol/hari}$$

$$O_2 \text{ sisa} = O_2 \text{ mula - mula} - O_2 \text{ yang bereaksi} = 0 \text{ kmol/hari}$$

$$CH_2O_{\text{mula - mula}} = CH_2O_{\text{produk reaksi 1}} = 266,44.10^{-2} + (3,4.10^{-4} M_9) \text{ kmol/hari}$$

$$CH_2O_{\text{yang bereaksi}} = O_2 \text{ yang bereaksi} = 11,02.10^{-2} - 0,68.10^{-4} M_9 \text{ kmol/hari}$$

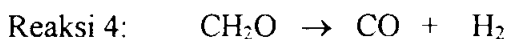
$$CH_2O_{\text{sisa}} = CH_2O_{\text{mula - mula}} - CH_2O_{\text{yang bereaksi}}$$

$$= [266,44.10^{-2} + (3,4.10^{-4} M_9)] - [11,02.10^{-2} - 0,68.10^{-4} M_9]$$

$$= 255,41.10^{-2} + 4,08.10^{-4} M_9 \text{ kmol/hari}$$

$$CO_2 \text{ produk reaksi 3} = O_2 \text{ yang bereaksi} = 11,02.10^{-2} - 0,68.10^{-4} M_9 \text{ kmol/hari}$$

$$H_2O \text{ produk reaksi 3} = O_2 \text{ yang bereaksi} = 11,02.10^{-2} - 0,68.10^{-4} M_9 \text{ kmol/hari}$$



Dimana :

$$\begin{aligned}\text{CH}_2\text{O}_{\text{mula - mula pada reaksi 4}} &= \text{CH}_2\text{O}_{\text{sisa pada reaksi 3}} \\ &= 255,41 \cdot 10^{-2} + 4,08 \cdot 10^{-4} M_9 \text{ kmol/hari}.\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{CO}_2 \text{ hasil reaksi} &= \text{CO}_2 \text{ pada reaksi 2} + \text{CO}_2 \text{ pada reaksi 3} \\ &= [11,02 \cdot 10^{-2} - (0,68 \cdot 10^{-4} M_9)] + [11,02 \cdot 10^{-2} - 0,68 \cdot 10^{-4} M_9] \\ &= 22,05 \cdot 10^{-2} - (1,36 \cdot 10^{-4} M_9) \text{ kmol/hari}.\end{aligned}$$

→ adalah = 4,8 % mol total gas keluar absorber.

$$\begin{aligned}\text{CO}_{\text{keluar absorber}} &= \frac{\% \text{ massa CO}_{\text{keluar Absorber}}}{\% \text{ massa CO}_{2 \text{ keluar Absorber}}} * \text{massa CO}_{2 \text{ keluar Absorber}} \\ &= \frac{0,3 \%}{4,8 \%} * (22,05 \cdot 10^{-2} - (1,36 \cdot 10^{-4} M_9)) \text{ kmol/hari} \\ &= 1,38 \cdot 10^{-2} - 0,08 \cdot 10^{-4} M_9 \text{ kmol/hari}.\end{aligned}$$

$$\text{Mol CO}_{\text{produk reaksi 4}} = \text{Mol CO}_{\text{keluar absorber}} = 1,38 \cdot 10^{-2} - 0,08 \cdot 10^{-4} M_9 \text{ kmol/hari}.$$

$$\text{Mol H}_2 \text{ reaksi 4} = \text{Mol CO}_{\text{keluar reaktor}} = 1,38 \cdot 10^{-2} - 0,08 \cdot 10^{-4} M_9 \text{ kmol/hari}.$$

$$\begin{aligned}\text{CH}_2\text{O}_{\text{yang bereaksi pada reaksi 4}} &\approx \text{Mol CO}_{\text{produk reaksi 4}} \\ &= 1,38 \cdot 10^{-2} - 0,08 \cdot 10^{-4} M_9 \text{ kmol/hari}.\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{CH}_2\text{O}_{\text{sisa pada reaksi 4}} &= \text{CH}_2\text{O}_{\text{mula - mula}} - \text{CH}_2\text{O}_{\text{yang bereaksi pada reaksi 4}} \\ &= [255,41 \cdot 10^{-2} + 4,08 \cdot 10^{-4} M_9] - [1,38 \cdot 10^{-2} - 0,08 \cdot 10^{-4} M_9] \\ &= 254,03 \cdot 10^{-2} + (4,16 \cdot 10^{-4} M_9) \text{ kmol/hari}.\end{aligned}$$

Dari hasil reaksi didapatkan :

$$\begin{aligned}\text{CH}_2\text{O}_{\text{keluar reaktor}} &= \text{massa CH}_2\text{O}_{\text{sisa reaksi 4}} \\ &= \text{kmol CH}_2\text{O}_{\text{sisa reaksi 4}} * (\text{BM CH}_2\text{O}) \\ &= (254,03 \cdot 10^{-2} + 4,16 \cdot 10^{-4} M_9) \text{ kmol/hari} * 30 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \\ &= 76,21 + (12,49 \cdot 10^{-3} M_9) \text{ kg/hari} \\ &= X_{B7} * M_7 \text{ (dimasukkan pada persamaan 17)}\end{aligned}$$

Dari persamaan 17:

$$\begin{aligned}X_{B7} * M_7 &= X_{B8} * M_8 \\ 76,21 + (12,49 \cdot 10^{-3} M_9) &= 0,55 M_8\end{aligned}$$

$M_8 = 138,56 + (227,08 \cdot 10^{-4} M_9) \dots\dots\dots (***)$

Substitusi persamaan (**) ke persamaan 15

Dimana :

$X_{A7} \cdot M_7 = \text{massa } CH_3OH_{\text{keluar reaktor}}$
 $= 28,79 \cdot 10^{-2} + 1,19 \cdot 10^{-4} M_9 \text{ kmol/hari} = (9,21 + 38,08 \cdot 10^{-4} M_9) \text{ kg/hari}$

Sehingga persamaan tersebut akan menjadi:

$X_{A7} \cdot M_7 = X_{A8} \cdot M_8 + X_{A9} \cdot M_9$
 $9,21 + 38,08 \cdot 10^{-4} M_9 = [0,0125 \cdot (138,56 + (227,08 \cdot 10^{-4} M_9))] + 0,125 M_9$
 $M_9 = 789,05 \text{ kg/hari}$

Dari persamaan (*):

$CH_3OH_{\text{recycle}} = 0,0125 \cdot M_9 = 0,0125 \cdot 789,05 \text{ kg} = 9,86 \text{ kg/hari}$

Dari persamaan (**):

$H_2O_{\text{recycle}} = 0,9875 \cdot M_9 = 0,9875 \cdot 789,05 \text{ kg} = 779,19 \text{ kg/hari}$

Massa basis masing – masing komponen yang masuk dan keluar vaporiser disajikan seperti tabel berikut ini:

Masuk, (kg/hari)		Keluar, (kg/hari)	
Dari bahan baku:		CH ₃ OH	107,86
CH ₃ OH	98	H ₂ O	781,19
H ₂ O	2		
total	100		
Dari recycle:			
CH ₃ OH	9,86		
H ₂ O	779,19		
total	789,05		
Total	889,05	Total	889,05

Dari persamaan (***): $M_8 = 138,56 + (227,08 \cdot 10^{-4} M_9)$
 $M_8 = [138,56 + (227,08 \cdot 10^{-4} \cdot 789,05)]$
 $M_8 = 156,48 \text{ kg/hari}$

Dari persamaan (13) :

$M_7 = M_8 + M_9$

$$M_7 = 156,48 \text{ kg} + 789,05 \text{ kg} \rightarrow M_7 = 945,54 \text{ kg/hari}$$

Maka massa masing – masing komponen hasil reaksi adalah:

$$1. \text{ N}_2 \text{ keluar reaktor} = \text{N}_2 \text{ masuk} = 79 \% * 7,66 \text{ kmol} = 6,05 \text{ kmol} = 169,36 \text{ kg/hari}$$

$$2. \text{ CO}_2 = \text{CO}_2 \text{ pada reaksi 2} + \text{CO}_2 \text{ pada reaksi 3} = 22,05 \cdot 10^{-2} - (1,36 \cdot 10^{-4} M_9) \text{ kmol/hari}$$

$$= [22,05 \cdot 10^{-2} - (1,36 \cdot 10^{-4} M_9)] \text{ kmol/hari} * 44 \text{ kg/kmol}$$

$$= 9,70 - 59,81 \cdot 10^{-4} M_9 \text{ kg/hari}$$

$$= [9,70 - 59,81 \cdot 10^{-4} M_9] * 789,05 \text{ kg/hari} = 4,98 \text{ kg/hari}$$

$$3. \text{ CO} = \text{CO}_{\text{pada reaksi 4}} = 13,78 \cdot 10^{-3} - 0,08 \cdot 10^{-4} M_9 \text{ kmol/hari}$$

$$= [13,78 \cdot 10^{-3} - 0,08 \cdot 10^{-4} M_9] \text{ kmol/hari} * 28 \text{ kg/kmol}$$

$$= 0,39 - (2,38 \cdot 10^{-4} * 789,05) = 0,20 \text{ kg/hari}$$

$$4. \text{ H}_2 = \text{H}_2 \text{ pada reaksi 4} = 13,78 \cdot 10^{-3} - 0,08 \cdot 10^{-4} M_9 \text{ kmol/hari}$$

$$= [13,78 \cdot 10^{-3} - (0,08 \cdot 10^{-4} M_9)] \text{ kmol/hari} * 2 \text{ kg/kmol}$$

$$= 27,56 \cdot 10^{-3} - 1,7 \cdot 10^{-5} M_9 \text{ kg/hari}$$

$$= 27,56 \cdot 10^{-3} - (1,7 \cdot 10^{-5} * 739,0629) \text{ kg/hari} = 0,01 \text{ kg/hari}$$

$$5. \text{ CH}_2\text{O} = \text{CH}_2\text{O}_{\text{sisas}} \text{ pada reaksi 4} = 254,03 \cdot 10^{-2} + (4,16 \cdot 10^{-4} M_9) \text{ kmol/hari}$$

$$= [254,03 \cdot 10^{-2} + (4,16 \cdot 10^{-4} M_9)] \text{ kmol/hari} * 30 \text{ kg/kmol}$$

$$= 76,21 + 0,0125 M_9 \text{ kg/hari}$$

$$= 76,21 + (0,0125 * 789,05) \text{ kg/hari} = 86,07 \text{ kg/hari}$$

$$6. \text{ CH}_3\text{OH} = \text{CH}_3\text{OH}_{\text{sisas}} \text{ reaksi 2} = 28,79 \cdot 10^{-2} + 1,19 \cdot 10^{-4} M_9 \text{ kmol/hari}$$

$$= [28,79 \cdot 10^{-2} + 1,19 \cdot 10^{-4} M_9] \text{ kmol/hari} * 32 \text{ kg/kmol}$$

$$= 9,21 + 3,80 \cdot 10^{-3} M_9 \text{ kg/hari}$$

$$= 9,21 + (3,80 \cdot 10^{-3} * 789,05) \text{ kg/hari} = 12,21 \text{ kg/hari}$$

$$7. \text{H}_2\text{O} = \text{H}_2\text{O}_{\text{reaksi 1}} + \text{H}_2\text{O}_{\text{reaksi 2}} + \text{H}_2\text{O}_{\text{reaksi 3}} + \text{H}_2\text{O}_{\text{feed}}$$

$$= 31,06 \cdot 10^{-2} + 0,136 \cdot 10^{-3} * M_9 \text{ kmol/hari}$$

$$= [31,06 \cdot 10^{-2} + 0,136 \cdot 10^{-3} * M_9] \text{ kmol/hari} * 18 \text{ kg/kmol}$$

$$= 55,91 + 24,47 \cdot 10^{-4} M_9 \text{ kg/hari}$$

$$= 55,91 + (24,47 \cdot 10^{-4} * 789,06) = 55,84 \text{ kg/hari}$$

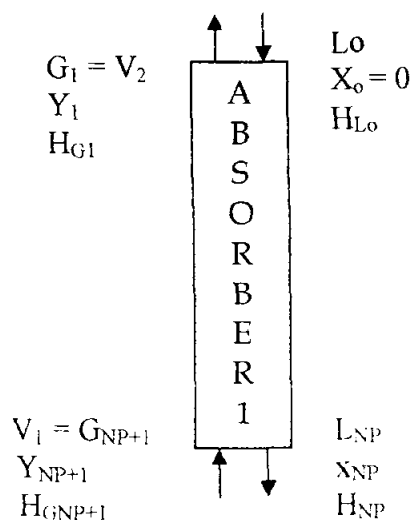
$$8. \text{H}_2\text{O}_{\text{recycle}} = X_{C9} * M_9 = M_9 - (0,0125 * M_9)$$

$$= (789,05) - (0,0125 * 789,05) = 779,19 \text{ kg/hari}$$

Neraca Massa masuk reaktor dan keluar Reaktor 1 dapat dihitung dan disajikan seperti tabel dibawah ini:

Masuk, $\left(\frac{\text{kg}}{\text{hari}}\right)$		Keluar, $\left(\frac{\text{kg}}{\text{hari}}\right)$	
CH ₃ OH	107,86	CH ₃ OH	12,21
H ₂ O	781,19	H ₂ O	837,03
O ₂	169,36	N ₂	169,36
N ₂	51,45	CO	0,20
		CO ₂	4,98
		CH ₂ O	86,07
		H ₂	0,01
Total	1.109,86	Total = M₄	1.109,86

III. Absorber 1 (D – 230).



Dari persamaan 14 didapatkan harga $M_7 = 945,54 \frac{\text{kg}}{\text{hari}}$.

Neraca massa masing – masing komponen yang masuk Absorber 1 adalah sebagai berikut:

Komponen	$\left(\frac{\text{kg}}{\text{hari}}\right)$	$\left(\frac{\text{kmol}}{\text{hari}}\right)$
CH ₃ OH	12,21	0,38
H ₂ O	837,03	46,50
N ₂	169,36	6,05
CO	0,20	0,01
CO ₂	4,98	0,11
CH ₂ O	86,07	2,87
H ₂	0,01	0,01
Total = M₁	1.109,86	55,93

Asumsi:

1. Diinginkan CH₂O dan CH₃OH keluar Reaktor 1 yang masuk Absorber 1 terserap sebesar 97 %.
2. Karena kelarutan gas – gas N₂, CO, CO₂, dan H₂ dalam air sangat kecil sekali maka gas – gas tersebut tidak ikut terserap menuju ke Distilasi Vakum tetapi akan sebagai gas buangan.

(Hougen – Chemicals Process Principles figure 45)

*) CH₂O dan CH₃OH yang terserap (L_{NP}).

CH₃OH yang terserap = 97 % * CH₃OH masuk absorber

$$= 97 \% * 12,21 \text{ kg/hari} = 11,84 \text{ kg/hari}$$

$$= 11,84 \text{ kg/hari} * \frac{1}{32} \text{ kmol/kg} = 0,37 \text{ kmol/hari}$$

$$\text{CH}_2\text{O}_{\text{yang terserap}} = 97 \% * \text{CH}_2\text{O}_{\text{masuk absorber}}$$

$$= 97 \% * 86,07 \text{ kg/hari} = 83,48 \text{ kg/hari}$$

$$= 83,48 \text{ kg/hari} * \frac{1}{30} \text{ kmol/kg} = 2,78 \text{ kmol/hari}$$

) CH_2O dan CH_3OH yang tidak terserap (G_1^).

$$\text{CH}_3\text{OH}_{\text{yang tidak terserap}} = (100 - 97) \% * \text{massa CH}_3\text{OH}_{\text{yang masuk Absorber}}$$

$$= (100 - 97) \% * 12,21 \text{ kg/hari} = 0,37 \text{ kg/hari}$$

$$= 0,37 \text{ kg/hari} * \frac{1}{32} \text{ kmol/kg} = 0,01 \text{ kmol/hari}$$

$$\text{CH}_2\text{O}_{\text{yang tidak terserap}} = (100 - 97) \% * \text{massa CH}_2\text{O}_{\text{yang masuk Absorber}}$$

$$= (100 - 97) \% * 86,07 \text{ kg/hari} = 2,58 \text{ kg/hari}$$

$$= 2,58 \text{ kg/hari} * \frac{1}{30} \text{ kmol/kg} = 0,09 \text{ kmol/hari}$$

*) Perhitungan gas buangan (G_1).

Gas Buangan		
Komponen	(kg/hari)	(kmol/hari)
$\text{CH}_3\text{OH}_{\text{tidak terserap}}$	0,37	0,01
$\text{CH}_2\text{O}_{\text{tidak terserap}}$	2,58	0,09
Total (G_1^*)	2,95	0,10
N_2	169,36	6,05
CO	0,20	0,01
CO_2	4,98	0,11
H_2	0,01	0,01
H_2O	837,03	46,50
Total (G_1^{**})	1.011,59	52,68
Total (G_1) = $G_1^* + G_1^{**}$	1.104,53	52,78

*) Perhitungan L_{NP} (L_1).

$$L_1 = \text{CH}_3\text{OH}_{\text{yang terserap}} + \text{CH}_2\text{O}_{\text{yang terserap}} + \text{H}_2\text{O}_{\text{penyerap}}$$

$$= 11,84 + 83,48 + 850,21 = 945,54 \text{ kg/hari} = 4,63 \text{ lbmol/hari}$$

*) Perhitungan penyerap yang digunakan untuk menyerap formaldehyde (L_o).

$$L_o + V_2 = L_1 + V_1$$

$$L_o = L_1 + V_1 - V_2$$

$$= 945,54 + 1.014,53 - 1.019,86 = 850,21 \text{ kg/hari}$$

$$= 850,21 \text{ kg/hari} \cdot \frac{1}{18} \text{ kmol/kg} = 47,23 \text{ kmol/hari} = 4,34 \text{ lbmol/hari}$$

*) Perhitungan Y_{NP+1} .

$$\text{CH}_2\text{O yang terserap} = 83,48 \text{ kg/hari} = 2,78 \text{ kmol/hari} = 0,26 \text{ lbmol/jam}$$

$$\text{Gas masuk Absorber} = 55,93 \text{ kmol/hari} = 2,33 \text{ kmol/jam} = 5,14 \text{ lbmol/jam}$$

$$Y_{NP+1} = \frac{\text{CH}_2\text{O}_{\text{Yang terserap}}}{\text{Gas masuk Absorber}} = \frac{0,26 \text{ lbmol/jam}}{5,14 \text{ lbmol/jam}} = 0,05$$

*) Perhitungan Y_{A1} .

$$G_1 = 1.014,53 \text{ kg/hari} = 52,78 \text{ kmol/hari} = 4,85 \text{ lbmol/jam}$$

$$\text{CH}_2\text{O yang tidak terserap} = 0,0861 \text{ kmol/hari} = 0,0036 \text{ kmol/jam}$$

$$= 0,0079 \text{ lbmol/jam}$$

$$Y_{A1} = \frac{\text{CH}_2\text{O}_{\text{Yang tidak terserap}}}{G_1} = \frac{0,0079 \text{ lbmol/jam}}{4,85 \text{ lbmol/jam}} = 0,0016$$

*) Perhitungan x_{NP} .

$$L_{NP} (L_1) = 945,54 \text{ kg/hari} = 4,63 \text{ lbmol/hari}$$

$$\text{CH}_2\text{O yang terserap} = 83,48 \text{ kg/hari} = 2,78 \text{ kmol/hari} = 0,26 \text{ lbmol/jam}$$

$$x_{NP} = \frac{CH_2O_{\text{Yang terserap}}}{L_1} = \frac{0,26 \text{ lbmol/jam}}{4,63 \text{ lbmol/jam}} = 0,06.$$

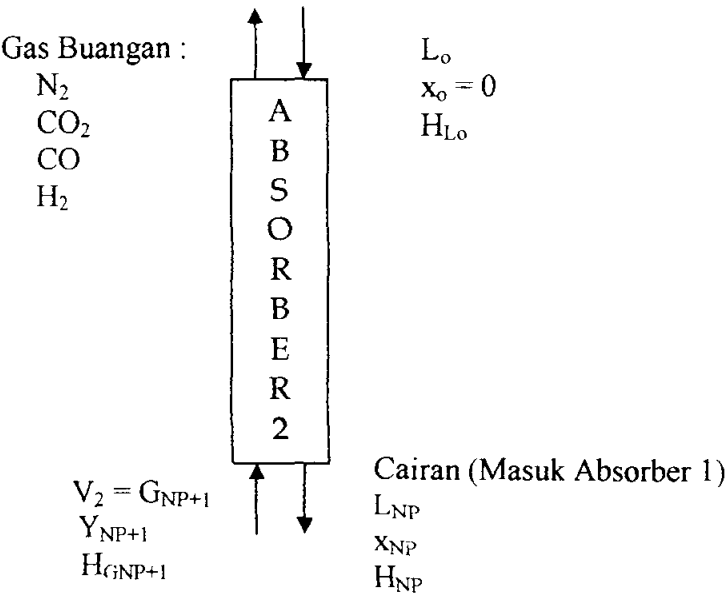
Dari persamaan 11 :

$$M_4 + M_5 = M_6 + M_7 \rightarrow M_5 = 10,23 \text{ kg/hari}.$$

Massa setiap komponen yang masuk dan keluar Absorber 1 disajikan seperti tabel berikut :

Masuk, (kg/hari)		Keluar, (kg/hari)	
Dari Reaktor 1:		Gas (Masuk Absorber 2):	
CH ₃ OH	12,21	CH ₃ OH	0,37
CH ₂ O	86,07	CH ₂ O	2,58
H ₂ O	837,03	H ₂ O	837,03
N ₂	169,36	N ₂	169,36
CO ₂	4,98	CO ₂	4,98
CO	0,20	CO	0,20
H ₂	0,01	H ₂	0,01
Total	1.109,86	Total	1.014,53
Dari Absorber 2:		Cairan (Tangki Distilasi):	
CH ₃ OH	0,37	CH ₃ OH	12,21
CH ₂ O	2,58	CH ₂ O	86,07
H ₂ O	847,26	H ₂ O	847,26
Total	850,21	Total	1.014,53
Total	1.960,07	Total	1.960,07

IV. Absorber 2 (D – 240).



Massa masuk Absorber 2 ($G_{NP+1} = V_2$) adalah sebagai berikut:

Komponen	(kg/hari)	(kmol/hari)	(lbmol/jam)
CH ₃ OH	0,37	0,01	0,001
CH ₂ O	2,58	0,09	0,008
H ₂ O	837,03	46,50	4,272
N ₂	169,36	6,05	0,556
CO ₂	4,98	0,11	0,010
CO	0,20	0,01	0,001
H ₂	0,01	0,01	0,001
Total	1.014,53	52,78	4,85

Asumsi : Dianggap CH₂O dan CH₃OH terserap semua

*) CH₂O dan CH₃OH yang terserap.

$$\text{CH}_2\text{O}_{\text{terserap}} = 2,58 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 0,09 \frac{\text{kmol}}{\text{hari}} = 0,01 \frac{\text{lbmol}}{\text{jam}}$$

$$\text{CH}_2\text{OH}_{\text{terserap}} = 0,37 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 0,01 \frac{\text{kmol}}{\text{hari}} = 0,0011 \frac{\text{lbmol}}{\text{jam}}$$

*) Gas yang tidak terserap = Gas yang tidak terserap pada Absorber 1, terdiri dari:

Komponen	(kg/hari)	(kmol/hari)	(lbmol/jam)
N ₂	169,36	6,05	0,556
CO ₂	4,98	0,11	0,010
CO	0,20	0,01	0,001
H ₂	0,01	0,01	0,001
Total	174,55	6,18	0,57

*) Air Penyerap.

Air yang digunakan sebagai penyerap adalah air murni.

Banyaknya air yang diperlukan sebagai penyerap pada Absorber 2 adalah :

$$L_o + V_2 = L_1 + V_1$$

$$L_o = 10,23 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 0,57 \frac{\text{kmol}}{\text{hari}} = 0,05 \frac{\text{lbmol}}{\text{jam}}$$

*) Perhitungan Y_{NP+1} .

$$\text{CH}_2\text{O}_{\text{yang terserap}} = 0,0079 \frac{\text{lbmol}}{\text{jam}}$$

$$Y_{NP+1} = \frac{\text{CH}_2\text{O}_{\text{yang terserap}}}{\text{Total gas masuk Absorber}} = \frac{0,0079 \frac{\text{lbmol}}{\text{jam}}}{4,85 \frac{\text{lbmol}}{\text{jam}}} = 0,0016.$$

Sedangkan $Y_{A1} = 0$ (karena CH_2O semuanya terserap).

*) Perhitungan X_{NP} .

$L_{\text{NP}} = \text{Massa } \text{CH}_3\text{OH} + \text{Massa } \text{CH}_2\text{O} + L_0$

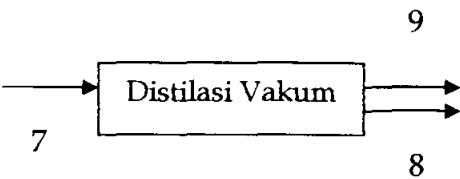
$= 0,0079 + 0,0011 + 0,0522 = 0,0611 \text{ lbmol/jam}$

$X_{\text{NP}} = \frac{\text{CH}_2\text{O}_{\text{Yang terserap}}}{L_{\text{NP}}} = \frac{0,0079}{0,0611} = 0,1293$

Massa setiap komponen yang masuk dan keluar Absorber 2 disajikan seperti tabel berikut ini:

Masuk, (kg/hari)		Keluar, (kg/hari)	
Dari Absorber 1:		Gas Buangan:	
CH ₃ OH	0,37	N ₂	169,36
CH ₂ O	2,58	CO ₂	4,98
H ₂ O	837,03	CO	0,20
N ₂	169,36	H ₂	0,01
CO ₂	4,98	Total	174,55
CO	0,20	Cairan :	
H ₂	0,01	CH ₃ OH	0,37
Total	1.014,53	CH ₂ O	2,58
Dari Air proses:		H ₂ O	847,26
H ₂ O	10,23	Total	850,21
Total	1.024,76	Total	1.024,76

V. Distilasi Vakum (D – 250).



Massa keluar Distilasi Vakum dibagi menjadi dua, yaitu sebagai produk dan recycle. Produk terdiri atas :

- $\text{CH}_3\text{OH} = X_{A8} * M_8 = 0,015 * 156,48 \text{ kg/hari} = 2,35 \text{ kg/hari}$
- $\text{H}_2\text{O} = X_{C8} * M_8 = 0,435 * 156,48 \text{ kg/hari} = 68,07 \text{ kg/hari}$
- $\text{CH}_2\text{O} = X_{B8} * M_8 = 0,55 * 156,48 \text{ kg/hari} = 86,07 \text{ kg/hari}$

Massa setiap komponen yang masuk dan keluar Distilasi Vakum disajikan seperti tabel berikut ini:

Masuk, (kg/hari)		Keluar, (kg/hari)	
CH ₃ OH	12,21	Produk:	
CH ₂ O	86,07	CH ₃ OH	2,35
H ₂ O	847,26	CH ₂ O	86,07
		H ₂ O	68,07
		Total = M₈	156,48
		Recycle:	
		CH ₃ OH	9,86
		H ₂ O	779,19
		Total = M₉	789,05
Total	945,54	Total = M₇	945,54

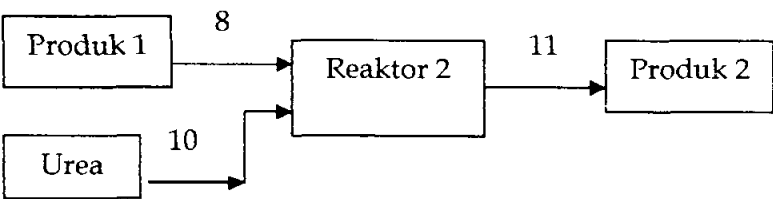
VI. Recycle.

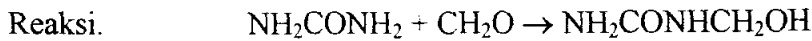
Komponen	(kg/hari)
CH ₃ OH	9,86
H ₂ O	779,19
Total = M₉	789,05

VIII. Produk 1.

Komponen	(kg/hari)
CH ₃ OH	2,35
CH ₂ O	86,07
H ₂ O	68,07
Total = M₈	156,48

IX. Reaktor 2 (R – 260).





Dimana:

Konversi reaksi = 99 % (Terhadap kmol Urea mula – mula)

$$\text{CH}_2\text{O}_{\text{mula - mula}} = \text{CH}_2\text{O}_{\text{produk yang keluar reaktor 1}} = 86,07 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Mol CH}_2\text{O}_{\text{mula - mula}} = \frac{\text{Massa CH}_2\text{O}}{\text{BM}_1} = \frac{86,07 \text{ kg/hari}}{30 \text{ kg/kmol}} = 2,87 \text{ kmol/hari}$$

Perbandingan mol Urea_{mula - mula} : Formaldehyde_{mula - mula} = 1 : 1,1

$$\begin{aligned} \text{Mol Urea}_{\text{mula - mula}} &= \frac{1}{1,1} * \text{kmol CH}_2\text{O}_{\text{mula - mula}} \\ &= \frac{1}{1,1} * 2,87 = 2,61 \text{ kmol/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Urea}_{\text{mula - mula}} &= \text{kmol} * \text{BM} \\ &= 2,61 \text{ kmol} * 60 \text{ kg/kmol} = 156,48 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NH}_2\text{CONH}_2_{\text{bereaksi}} &= 0,99 * \text{Mol NH}_2\text{CONH}_2_{\text{mula - mula}} \\ &= 0,99 * 2,61 = 2,58 \text{ kmol/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NH}_2\text{CONH}_2_{\text{sisa}} &= \text{NH}_2\text{CONH}_2_{\text{mula - mula}} - \text{NH}_2\text{CONH}_2_{\text{bereaksi}} \\ &= 2,61 - 2,58 = 0,03 \text{ kmol/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa NH}_2\text{CONH}_2_{\text{sisa}} &= \text{Mol NH}_2\text{CONH}_2_{\text{sisa}} * \text{BM} \\ &= 0,03 \text{ kmol/hari} * 60 \text{ kg/kmol} = 1,56 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$\text{CH}_2\text{O}_{\text{bereaksi}} = \text{NH}_2\text{CONH}_2_{\text{bereaksi}} = 2,58 \text{ kmol/hari}$$

$$\begin{aligned} \text{CH}_2\text{O}_{\text{sisa}} &= \text{CH}_2\text{O}_{\text{mula - mula}} - \text{CH}_2\text{O}_{\text{bereaksi}} \\ &= 2,87 - 2,58 = 0,29 \text{ kmol/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa CH}_2\text{O}_{\text{sisa}} &= \text{Mol CH}_2\text{O}_{\text{sisa}} * \text{BM} \\ &= 0,29 \text{ kmol/hari} * 30 \text{ kg/kmol} = 8,61 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$\text{NH}_2\text{CONHCH}_2\text{OH}_{\text{produk}} = \text{NH}_2\text{CONH}_2_{\text{bereaksi}} = 2,58 \text{ kmol/hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa NH}_2\text{CONHCH}_2\text{OH}_{\text{produk}} &= \text{Mol NH}_2\text{CONHCH}_2\text{OH}_{\text{produk}} * \text{BM} \\ &= 2,58 \text{ kmol/hari} * 90 \text{ kg/kmol} = 232,38 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Massa setiap komponen yang masuk dan keluar Reaktor 2 disajikan seperti tabel berikut ini:

Masuk, $\left(\frac{\text{kg}}{\text{hari}}\right)$		Keluar, $\left(\frac{\text{kg}}{\text{hari}}\right)$	
Dari Distilasi Vakum :		Produk 2:	
CH ₃ OH	2,35	CH ₃ OH	2,35
H ₂ O	68,07	H ₂ O	68,07
CH ₂ O	86,07	CH ₂ O	8,61
Total	156,48	NH ₂ CONH ₂	1,56
NH ₂ CONH ₂	156,48	NH ₂ CONHCH ₂ OH	232,38
Total	312,96	Total	312,96

A.2. Perhitungan Neraca Massa dengan menggunakan kapasitas produksi.

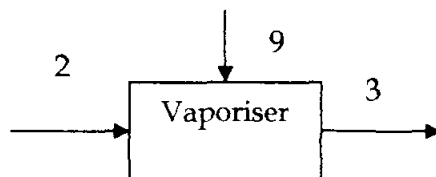
Dari perhitungan basis diatas didapatkan bahwa dari 100 $\frac{\text{kg}}{\text{hari}}$ larutan methanol 98 % berat bahan baku akan menghasilkan produk larutan Urea Formaldehyde sebanyak 312,96 $\frac{\text{kg}}{\text{hari}}$.

Asumsi : Hari kerja selama 1 tahun = 330 hari.

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas produksi} &= 31.680 \frac{\text{ton}}{\text{th}} = 31.680.000 \frac{\text{kg}}{\text{th}} \\
 &= 31.680.000 \frac{\text{kg}}{\text{th}} * \frac{1}{330} \frac{\text{th}}{\text{hari}} * \frac{1}{24} \frac{\text{hari}}{\text{jam}} \\
 &= 4.000 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 96 \frac{\text{ton}}{\text{hari}}
 \end{aligned}$$

Sehingga dapat dilakukan perhitungan massa di masing – masing alat berikut:

I. Vaporiser (V – 210).



1) Bahan baku.

$$\begin{aligned} \text{Massa CH}_3\text{OH}_{\text{bahan baku}} &= \frac{\text{Massa CH}_3\text{OH}_{\text{basis}}}{\text{Massa total keluar reaktor II}_{\text{basis}}} * \text{Kapasitas produksi} \\ &= \frac{100 \text{ kg/hari}}{312,96 \text{ kg/hari}} * 96.000 \text{ kg/hari} = 30.674,48 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$\text{Dimana : } X_{A2} = \frac{98}{100} = 0,98.$$

$$\begin{aligned} \text{Massa CH}_3\text{OH}_{\text{murni}} &= \% \text{ berat} * \text{massa CH}_3\text{OH}_{\text{bahan baku}} \\ &= 0,98 * 30.674,48 \text{ kg/hari} = 30.061 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol CH}_3\text{OH} &= \frac{\text{Massa CH}_3\text{OH}}{\text{BM}} \\ &= \frac{30.061 \text{ kg/hari}}{32 \text{ kg/kmol}} = 939,41 \text{ kmol/hari} \end{aligned}$$

$$X_{C2} = \frac{2}{100} = 0,02.$$

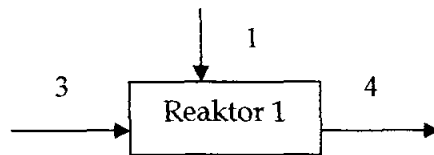
$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O} &= \% \text{ berat} * \text{massa CH}_3\text{OH}_{\text{bahan baku}} \\ &= 0,02 * 30.674,48 \text{ kg/hari} = 613,49 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} M_2 &= \text{Massa CH}_3\text{OH} + \text{Massa H}_2\text{O} \\ &= 30.061 \text{ kg/hari} + 613,49 \text{ kg/hari} = 30.674,48 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

. Dengan cara perhitungan yang sama akan didapatkan massa untuk masing – masing komponen. Hasil perhitungan massa dan mol masuk Vaporiser untuk masing – masing komponen disajikan seperti tabel dibawah ini :

Komponen	Massa _{basis} (kg/hari)	BM (kg/kmol)	Masuk Vaporiser	
			Massa (kg/hari)	Mol (kmol/hari)
Dari bahan baku:				
CH ₃ OH	98	32	30.061	939,41
H ₂ O	2	18	613,49	34,08
Total = M₂	100		30.674,48	973,49
Dari recycle:				
CH ₃ OH	9,86	32	3.025,48	94,55
H ₂ O	779,19	18	239.012,86	13.278,49
Total = M₉	789,05		242.038,34	13.373,04
Total = M₃	889,05		272.712,82	14.436,53

II. Reaktor 1 (R – 220).



$$M_3 = \text{Massa keluar Vaporiser} = 272.712,82 \text{ kg/hari}$$

Dengan cara perhitungan yang sama dengan diatas akan didapatkan juga massa udara yang masuk Reaktor 1 sebagai berikut:

$$O_2 \text{ masuk Reaktor 1} = 15.782,02 \text{ kg/hari}$$

$$N_2 \text{ masuk Reaktor 1} = 51.949,16 \text{ kg/hari}$$

$$\text{maka : } M_1 = 15.782,02 + 51.949,16 = 67.731,18 \text{ kg/hari}$$

Massa masuk Reaktor 1 dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 6 :

$$M_4 = M_3 + M_1 = 67.731,18 + 272.712,82 = 340.444 \text{ kg/hari}$$

Massa keluar reaktor 1 untuk masing – masing komponen didapatkan sesuai reaksi yang terjadi didalam reaktor, adalah sebagai berikut:

*) Massa CH_3OH keluar reaktor 1.

$$\text{Massa } CH_3OH_{\text{keluar reaktor 1}} = \frac{\text{Massa } CH_3OH_{\text{keluar reaktor 1 basis}}}{\text{Massa total keluar reaktor 2}_{\text{basis}}} * \text{Kapasitas produksi}$$

*) Massa H_2O keluar reaktor 1:

$$\text{Massa } H_2O_{\text{keluar reaktor 1}} = \frac{\text{Massa } H_2O_{\text{keluar reaktor 1 basis}}}{\text{Massa total keluar reaktor 2}_{\text{basis}}} * \text{Kapasitas produksi}$$

*) Massa N_2 keluar reaktor 1:

$$\text{Massa } N_{2\text{keluar reaktor 1}} = \frac{\text{Massa } N_{2\text{keluar reaktor 1 basis}}}{\text{Massa total keluar reaktor 2}_{\text{basis}}} * \text{Kapasitas produksi}$$

*) Massa CO keluar reaktor 1:

$$\text{Massa } CO_{\text{keluar reaktor 1}} = \frac{\text{Massa } CO_{\text{keluar reaktor 1 basis}}}{\text{Massa total keluar reaktor 2}_{\text{basis}}} * \text{Kapasitas produksi}$$

*) Massa CO_2 keluar reaktor 1:

$$\text{Massa CO}_2 \text{ keluar reaktor 1} = \frac{\text{Massa CO}_2 \text{ keluar reaktor 1 basis}}{\text{Massa total keluar reaktor 2}_{\text{basis}}} * \text{Kapasitas produksi}$$

*) Massa CH₂O keluar reaktor 1:

$$\text{Massa CH}_2\text{O}_{\text{ keluar reaktor 1}} = \frac{\text{Massa CH}_2\text{O}_{\text{ keluar reaktor 1 basis}}}{\text{Massa total keluar reaktor 2}_{\text{basis}}} * \text{Kapasitas produksi}$$

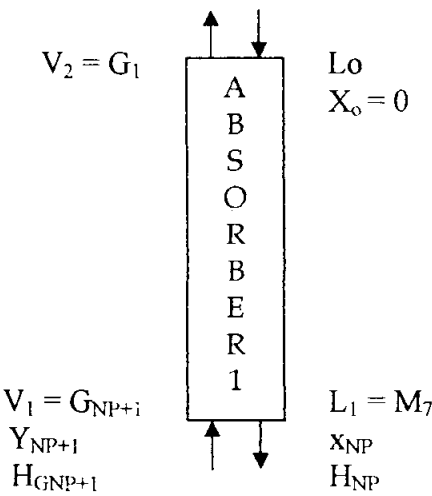
*) Massa H₂ keluar reaktor 1:

$$\text{Massa H}_2 \text{ keluar reaktor 1} = \frac{\text{Massa H}_2 \text{ keluar reaktor 1 basis}}{\text{Massa total keluar reaktor 2}_{\text{basis}}} * \text{Kapasitas produksi}$$

Hasil perhitungan massa setiap komponen yang masuk dan keluar Reaktor 1 adalah sebagai berikut:

Komponen	BM ($\frac{\text{kmol}}{\text{kg}}$)	Masuk Reaktor 1		Keluar Reaktor 1		
		Massa ($\frac{\text{kg}}{\text{hari}}$)	Kmol ($\frac{\text{kmol}}{\text{hari}}$)	Massa _{basis} ($\frac{\text{kg}}{\text{hari}}$)	Massa ($\frac{\text{kg}}{\text{hari}}$)	Kmol ($\frac{\text{kmol}}{\text{hari}}$)
CH ₃ OH	32	33.086,47	1.033,95	12,21	3.745,48	117,05
H ₂ O	18	239.626,35	13.312,69	837,03	256.755,89	14.264,22
N ₂	28	51.949,16	493,19	169,36	51.949,16	1.855,33
O ₂	32	15.782,02	1.855,31	0	-	-
CO	28	-	-	0,20	60,79	2,17
CO ₂	44	-	-	4,98	1.528,35	34,74
CH ₂ O	30	-	-	86,07	26.400	880
H ₂	2	-	-	0,01	4,34	2,17
Total		340.444	174,21	1.109,86	340.444	17.155,67

III. Absorber 1 (D – 230).



*) Massa masuk Distilasi Vakum (M₇).

$$\text{Massa } M_7 = \frac{\text{Massa } M_{7 \text{ Basis}}}{\text{Massa total keluar reaktor 2}_{\text{basis}}} * \text{Kapasitas produksi}$$

$$= \frac{945,54 \text{ kg/hari}}{312,96 \text{ kg/hari}} * 96.000 \text{ kg/hari} = 290.038,34 \text{ kg/hari}$$

Dengan cara perhitungan yang sama akan didapatkan massa setiap komponen. Massa setiap komponen yang masuk dan keluar Absorber 1:

Masuk Absorber 1			Keluar Absorber 1			
Komponen	Massa (kg/hari)	Kmol (kmol/hari)	Komponen	Massa _{basis} (kg/hari)	Massa (kg/hari)	Kmol (kmol/hari)
Dari Reaktor 1:			Masuk Absorber 2:			
CH ₃ OH	3.745,48	117,05	CH ₃ OH	0,37	112,36	3,51
H ₂ O	256.755,89	14.264,22	CH ₂ O	2,58	792	26,40
N ₂	51.949,16	1.855,33	H ₂ O	837,03	256.755	14.264,22
CO	60,79	2,17	N ₂	169,36	51.949,16	1.855,33
CO ₂	1.528,35	34,74	CO ₂	4,98	1.528,35	34,74
CH ₂ O	26.400	880	CO	0,20	60,79	2,17
H ₂	4,34	2,17	H ₂	0,01	4,34	2,17
Total	340.444	17.155,67	Total	1.014,53	311.202,89	16.188,53
Dari Absorber 2:			Distilasi Kolom:			
CH ₃ OH	112,36	3,51	CH ₃ OH	12,21	3.745,48	117,05
CH ₂ O	792	26,40	CH ₂ O	86,07	26.400	880
H ₂ O	259.892,86	14.438,49	H ₂ O	847,26	259.892,86	14.438,49
Total	260.797,22	14.468,40	Total	1.014,53	290.038,34	15.435,54
Total	601.241,23	31.624,07	Total	1.960,07	601.241,23	31.624,07

*) Perhitungan Y_{NP+1}.

$$\text{CH}_2\text{O yang terserap} = 78,41 \text{ lbmol/jam}$$

$$\text{Gas masuk Absorber} = 1.575,92 \text{ lbmol/jam}$$

$$Y_{NP+1} = \frac{\text{CH}_2\text{O}_{\text{Yang terserap}}}{\text{Gas masuk Absorber}} = \frac{78,41 \text{ lbmol/jam}}{1.575,92 \text{ lbmol/jam}} = 0,05$$

*) Perhitungan Y_{A1}.

$$G_1 = \text{Gas yang tidak terserap} + \text{CH}_3\text{OH}_{\text{yang tidak terserap}} + \text{CH}_2\text{O}_{\text{yang tidak terserap}}$$

$$= G_1^{**} + G_1^*$$

$$= 310.298,52 + 904,36 = 311.202,89 \text{ kg/hari} = 1.487,07 \text{ lbmol/jam}$$

$$\text{CH}_2\text{O yang tidak terserap} = 792 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 26,4 \frac{\text{kmol}}{\text{hari}} = 2,43 \frac{\text{lbmol}}{\text{jam}}$$

$$Y_{A1} = \frac{\text{CH}_2\text{O}_{\text{Yang tidak terserap}}}{G_1} = \frac{2,43 \frac{\text{lbmol}}{\text{jam}}}{1.487,07 \frac{\text{lbmol}}{\text{jam}}} = 0,0016.$$

*) Perhitungan penyerap yang dibutuhkan untuk penyerap formaldehyde (Lo)

$$L_o + V_2 = L_1 + V_1$$

$$L_o = L_1 + V_1 - V_2$$

$$= 290.038,34 + (310.298,52 + 904,36) - 340.444 = 260.797,22 \frac{\text{kg}}{\text{hari}}$$

Dimana : L_1 = Gas masuk Distilasi (M_7).

$$V_1 = \text{Total gas yang tidak terserap } (G_1) = G_1^* + G_1^{**}.$$

$$V_2 = \text{Gas masuk Absorber } (G_{NP+1})$$

*) Perhitungan x_{NP} .

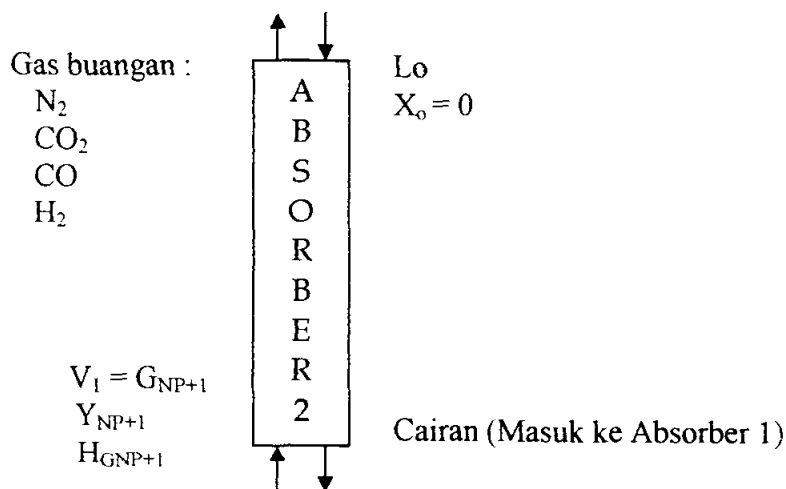
$$L_{NP} (L_1) = \text{CH}_3\text{OH}_{\text{yang terserap}} + \text{CH}_2\text{O}_{\text{yang terserap}} + \text{H}_2\text{O}_{\text{penyerap}} \\ = L_{NP}^* + L_o$$

$$= 29.241,11 + 260.797,22 = 290.038,34 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 1.417,90 \frac{\text{lbmol}}{\text{jam}}$$

$$\text{CH}_2\text{O yang terserap} = 25.608 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 853,60 \frac{\text{kmol}}{\text{hari}} = 78,41 \frac{\text{lbmol}}{\text{jam}}$$

$$x_{NP} = \frac{\text{CH}_2\text{O}_{\text{Yang terserap}}}{L_1} = \frac{78,41 \frac{\text{lbmol}}{\text{jam}}}{1.417,90 \frac{\text{lbmol}}{\text{jam}}} = 0,06.$$

IV. Absorber 2 (D – 240).



*) Massa masuk Absorber 2:

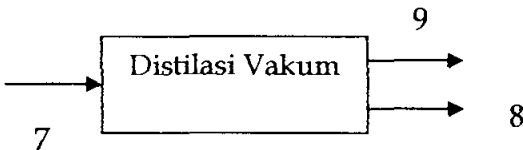
Massa masuk Absorber 2 = $\frac{\text{Massa masuk Absorber 2}_{\text{basis}}}{\text{Massa total keluar reaktor 2}_{\text{basis}}} \times \text{Kapasitas produksi}$

$= \frac{1.024,76 \text{ kg/hari}}{312,96 \text{ kg/hari}} \times 96.000 \text{ kg/hari} = 311.202,89 \text{ kg/hari}$

Dengan cara perhitungan yang sama seperti diatas akan didapatkan massa setiap komponen. Massa masuk dan keluar Absorber 2 adalah sebagai berikut:

Masuk Absorber 2			Keluar Absorber 2			
Komponen	Massa (kg/hari)	Kmol (kmol/hari)	Komponen	Massa _{basis} (kg/hari)	Massa (kg/hari)	Kmol (kmol/hari)
Dari Absorber 1:			Gas buangan:			
CH ₃ OH	112,36	3,51	N ₂	169,36	51.949,16	1.855,33
CH ₂ O	792	26,40	CO ₂	4,98	1.528,35	34,74
H ₂ O	256.755,89	14.262,22	CO	0,20	60,79	2,17
N ₂	51.949,16	1.855,33	H ₂	0,01	4,34	2,17
CO ₂	1.528,35	34,74	Total	174,55	53.542,63	1.894,40
CO	60,79	2,17	Masuk Absorber 1:			
H ₂	4,34	2,17	CH ₃ OH	0,37	112,36	3,51
Total	311.202,89	16.188,53	CH ₂ O	2,58	792	26,40
Dari Air proses :			H ₂ O	847,26	259.892,86	14.438,49
H ₂ O	3.136,97	174,28	Total	850,21	260.797,22	14.468,40
Total	314.339,86	16.362,81	Total	1.024,76	314.339,86	16.362,81

V. Distilasi Vakum (D – 250).



Massa CH₃OH pada produk 1.

Massa CH₃OH_{Produk 1} = $\frac{\text{Massa CH}_3\text{OH}_{\text{Produk 1 basis}}}{\text{Massa total keluar reaktor 2}_{\text{basis}}} \times \text{Kapasitas produksi}$

Massa H₂O pada produk 1.

Massa H₂O_{Produk 1} = $\frac{\text{Massa H}_2\text{O}_{\text{Produk 1 basis}}}{\text{Massa total keluar reaktor 2}_{\text{basis}}} \times \text{Kapasitas produksi}$

Massa CH₂O pada produk 1.

$$\text{Massa CH}_2\text{O}_{\text{Produk 1}} = \frac{\text{Massa CH}_2\text{O}_{\text{Produk 1 basis}}}{\text{Massa total keluar reaktor 2}_{\text{basis}}} * \text{Kapasitas produksi}$$

Massa setiap komponen yang masuk dan keluar Distilasi Vakum adalah sebagai berikut:

Masuk Distilasi Vakum			Keluar Distilasi Vakum			
Komponen	Massa (kg/hari)	Kmol (kmol/hari)	Komponen	Massa _{basis} (kg/hari)	Massa (kg/hari)	Kmol (kmol/hari)
CH ₃ OH	3.745,48	117,05	Produk 1:			
CH ₂ O	26.400	880	CH ₃ OH	2.35	720	22,50
H ₂ O	259.892,86	14.438,49	H ₂ O	68,07	20.880	1.160
			CH ₂ O	86,07	26.400	880
			Total	156,48	48.000	2.062,50
			Recycle:			
			CH ₃ OH	9.86	3.025,48	94,55
			H ₂ O	779.19	239.012,86	13.278,49
			Total	789,05	242.038,34	13.373,04
Total	290.038,34	15.435,54	Total	945,54	290.038,34	13.373,04

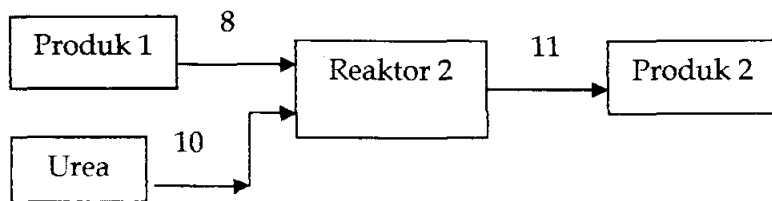
V. Recycle.

Komponen	(kg/hari)
CH ₃ OH	3.025,48
H ₂ O	239.012,86
Total = M₉	242.038,34

VI. Produk 1.

Komponen	(kg/hari)
CH ₃ OH	720
H ₂ O	20.880
CH ₂ O	26.400
Total = M₈	48.000

VII. Reaktor 2 (R – 260).



Massa produk 1 = 48.000 kg/hari

Kapasitas produksi yang diinginkan = 96.000 kg/hari

Massa Urea masuk reaktor 2:

$$\begin{aligned} \text{Massa Urea}_{\text{masuk reaktor 2}} &= \frac{\text{Massa Urea}_{\text{masuk reaktor 2 pada basis}}}{\text{Massa total keluar reaktor 2}_{\text{basis}}} * \text{kapasitas produksi} \\ &= \frac{151,07}{302,15} * 96.000 \text{ kg/hari} = 48.000 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Massa Urea keluar reaktor 2:

$$\text{Massa Urea}_{\text{keluar reaktor 2}} = \frac{\text{Massa Urea}_{\text{keluar reaktor 2 pada basis}}}{\text{Massa total keluar reaktor 2}_{\text{basis}}} * \text{kapasitas produksi}$$

Massa Formaldehyde keluar reaktor 2:

$$\text{Massa Formaldehyde}_{\text{keluar reaktor 2}} = \frac{\text{Massa Formaldehyde}_{\text{keluar reaktor 2 basis}}}{\text{Massa total keluar reaktor 2}_{\text{basis}}} * \text{kapasitas produksi}$$

Massa Urea Formaldehyde (UF) keluar reaktor 2:

$$\text{Massa UF}_{\text{produk}} = \frac{\text{Massa UF}_{\text{produk pada basis}}}{\text{Massa total keluar reaktor 2}_{\text{basis}}} * \text{kapasitas produksi}$$

Hasil perhitungan massa setiap komponen yang masuk dan keluar Reaktor 2 disajikan pada tabel berikut ini:

Masuk reaktor 2			Keluar Reaktor 2			
Komponen	Massa (kg/hari)	Kmol (kmol/hari)	Komponen	Massa _{basis} (kg/hari)	Massa (kg/hari)	Kmol (kmol/hari)
CH ₃ OH	720	22,50	CH ₃ OH	2,27	720	22,5
H ₂ O	20.880	1.160	H ₂ O	68,07	20.880	1.160
CH ₂ O	26.400	880	CH ₂ O	8,61	2.640	88
NH ₂ CONH ₂	48.000	800	NH ₂ CONH ₂	1,56	480	8
			NH ₂ CONHCH ₂ OH	232,38	71.280	792
Total	96.000	2.862,50	Total	312,96	96.000	2.070,50

14-00000

APPENDIKS B

PERHITUNGAN NERACA PANAS

APPENDIX B

PERHITUNGAN NERACA PANAS

B.1. Penentuan kapasitas panas, Cp.

Harga Cp untuk setiap komponen dapat dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$C_p = a + \left[\left(\frac{b}{2} \right) * (T_2 + T_1) \right] + \left[\left(\frac{c}{3} \right) * (T_2^2 + (T_2 * T_1) + T_1^2) \right] + \left[\left(\frac{d}{4} \right) * (T_2 + T_1) * (T_2^2 + T_1^2) \right] + \left[\left(\frac{e}{5} \right) * (T_2^3 + T_1^3) * (T_2 + T_1) \right]$$

dengan harga konstanta untuk masing – masing komponen adalah sebagai berikut:

Komponen	a	b	c	d	e
CH ₃ OH _(L)	40,1520	3,1046.10 ⁻¹	-1,0291.10 ⁻³	1,4598.10 ⁻⁶	–
CH ₃ OH _(V)	40,0460	-3,8280.10 ⁻²	2,4529.10 ⁻⁴	-2,1679.10 ⁻⁷	5,990.10 ⁻¹¹
CH ₂ O _(V)	34,2800	0,0427	0	-8,694.10 ⁻⁹	0
H ₂ O _(L)	92,053	-3,9953.10 ⁻²	-2,1103.10 ⁻⁴	5,3469.10 ⁻⁷	–
H ₂ O _(V)	33,9330	-8,4186.10 ⁻³	2,9906.10 ⁻⁵	-1,7825.10 ⁻⁸	3,693.10 ⁻¹²
O ₂ (V)	29,526	-8,8999.10 ⁻³	3,8083.10 ⁻⁵	-3,2629.10 ⁻⁸	8,8607.10 ⁻¹²
N ₂ (V)	29,342	-3,5395.10 ⁻³	1,10076.10 ⁻⁵	-4,3116.10 ⁻⁹	2,5935.10 ⁻¹³
CO _(V)	29,5560	-6,5807.10 ⁻³	2,013.10 ⁻⁵	-1,2227.10 ⁻⁸	2,2617.10 ⁻¹²
CO ₂ (V)	27,437	4,2315.10 ⁻²	-1,9555.10 ⁻⁵	3,9968.10 ⁻⁹	-2,9872.10 ⁻¹³
H ₂ (V)	25,3990	0,0202	-3,8549.10 ⁻⁵	3,188.10 ⁻⁸	-8,7585.10 ⁻¹²
NH ₂ CONH ₂ (S)	965,507	-5,0993	0,010028	-6,3799.10 ⁻⁶	0

(Chemical properties handbook, Mc.Graw Hill Handbooks, 1999, halaman 30 – 82)

B.2. Penentuan suhu keluar Distilasi Vakum.

Suhu yang keluar menara Distilasi Vakum dilakukan dengan trial and error.

- 1) Data yang tersedia untuk masing – masing komponen yang keluar Distilasi Vakum ditunjukkan seperti tabel dibawah ini:

Komponen	Feed		Distilasi		Bottom	
	x _F	x _F .F	y _D	y _D .D	x _W	x _W .W
CH ₂ O	0,09	26.400	0,55	26.400	–	–
CH ₃ OH (L)	0,0129	3.745,48	0,015	720	0,0125	3.025,48
H ₂ O (H)	0,89	259.892,86	0,435	20.880	0,9875	239.012,86
Total	1	290.038,34	1	48.000	1	242.038,34

- 2) Perhitungan Dew Point (T_{Produk I}).

Dimana : $P_{\text{Distilasi}} = 0,5 \text{ atm} = 0,5 \text{ atm} * \frac{1,01325 \cdot 10^2 \text{ kPa}}{1 \text{ atm}} = 50,66 \text{ kPa}.$

Data Konstanta Antoine untuk masing – masing komponen adalah sebagai berikut :

Komponen	A	B	C
CH ₂ O	9,28176	959,43	243,392
CH ₃ OH	16,5938	3.644,30	239,76
H ₂ O	16,2620	3.799,89	226,35

Tekanan masing – masing komponen dapat diperoleh dengan menggunakan persamaan : $\ln P = A - \frac{B}{C + T}$

*) Misalkan untuk komponen CH₃OH.

Trial 1: T = 60 °C

$$\ln P = A - \frac{B}{C + T}$$

$$\ln P = 16,5938 - \frac{3.644,30}{239,76 + 60} = 4,44$$

$$\rightarrow P = 84,4709 \text{ kPa} = 0,8337 \approx 0,83 \text{ atm}$$

$$K_i = \frac{P}{P_{\text{tot}}} = \frac{0,8337 \text{ atm}}{0,5 \text{ atm}} = 1,667$$

*) Hasil perhitungan tekanan dan harga konstanta (K) pada suhu 60 °C untuk masing – masing komponen ditunjukkan seperti tabel dibawah ini:

Komponen	y _{iD}	K _{i (60 °C)}	$\alpha_i = \frac{K_i}{K_c}$	$\frac{y_i}{\alpha_i}$	$x_i = \frac{y_i}{K_i}$
CH ₂ O	0,55	8,973	22,8146	0,024	0,0613
CH ₃ OH	0,015	1,667	4,2385	$3,5389 \cdot 10^{-3}$	$8,998 \cdot 10^{-3}$
H ₂ O	0,435	0,3933	1	0,435	1,1060
Total				0,4625	1,1763

Harga $x_i = \frac{y_i}{K_i}$ dari hasil perhitungan $\neq 1$, maka harus ditrial suhu yang baru.

*) Trial suhu dilakukan terus sampai didapatkan harga $x_i = \frac{y_i}{K_i} \approx 1$. Dari hasil

perhitungan didapatkan T = 63 °C. Hasil perhitungan untuk masing – masing komponen pada suhu 63 °C disajikan seperti tabel dibawah ini:

Komponen	y_{iD}	P (kPa)	$K_{i(63\text{ }^{\circ}\text{C})}$	$\alpha_i = \frac{K_i}{K_c}$	$\frac{y_i}{\alpha_i}$	$x_i = \frac{y_i}{K_i}$
CH ₂ O	0,55	468,8952	9,26	20,51	0,03	0,0594
CH ₃ OH	0,015	95,2851	1,88	4,17	$36 \cdot 10^{-4}$	0,0036
H ₂ O	0,435	22,8625	0,45	1	0,44	0,9639
Total						$1,02 \approx 1$

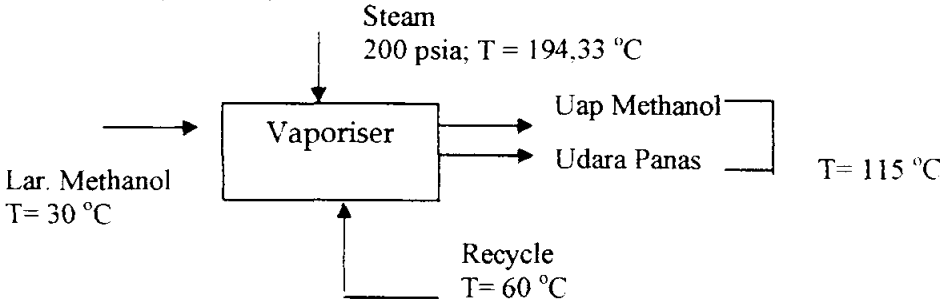
3) Perhitungan BUBL (T_{recycle}).

*) Dilakukan trial suhu sampai didapatkan harga $y_i = K_i \cdot x_i \approx 1$. Dari hasil perhitungan didapatkan $T = 81\text{ }^{\circ}\text{C}$. Hasil perhitungan untuk masing – masing komponen pada suhu $81\text{ }^{\circ}\text{C}$ disajikan seperti tabel dibawah ini:

Komponen	x_{iW}	P (kPa)	$K_{i(81\text{ }^{\circ}\text{C})}$	$\alpha_i = \frac{K_i}{K_c}$	$\alpha_i \cdot x_i$	$y_i = K_i \cdot x_i$
CH ₂ O	–	187,2315	11,0116	11,3082	0	0
CH ₃ OH (L)	0,0125	557,8749	3,6957	3,7952	0,0474	0,0462
H ₂ O (H)	0,9875	49,3335	0,9738	1	0,9875	0,9616
Total						$1,0078 \approx 1$

B.3. Perhitungan Neraca Panas untuk masing – masing alat:

I. VAPORISER (V – 210).



1) Panas masuk Vaporiser.

Bahan masuk vaporiser terdiri dari:

a. Larutan Methanol (CH₃OH) bahan baku terdiri dari:

CH₃OH dalam fasa liquid.

H₂O dalam fasa liquid.

dengan: $T_1 = \text{Suhu reference} = 25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298\text{ }^{\circ}\text{K}$.

$T_2 = \text{Suhu masuk Vaporiser} = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303\text{ }^{\circ}\text{K}$.

b. Larutan Methanol (CH₃OH) recycle:

Karena jarak dari Distilasi Vakum menuju Vaporiser sangat jauh maka diasumsi suhu Recycle yang semula 81 °C turun menjadi 60 °C ketika masuk Vaporiser.

CH₃OH dalam fasa liquid.

H₂O dalam fasa liquid.

dengan : T₁ = Suhu reference = 25 °C = 298 °K.

T₂ = Suhu masuk Vaporiser = 60 °C = 333 °K = T₂.

✓ Perhitungan Cp dan Panas masuk Vaporiser.

Misal untuk CH₃OH bahan baku:

$$\begin{aligned} C_{p_{M(L)}} &= 40,152 + \left[\left(\frac{3,1046 \cdot 10^{-1}}{2} \right) * (303 + 298) \right] - \left[\left(\frac{1,029 \cdot 10^{-3}}{3} \right) * (303^2 + (303 * 298)) \right] \\ &\quad + \left[\left(\frac{1,4598 \cdot 10^{-6}}{4} \right) * (303 + 298) * (303^2 + 298^2) \right] \\ &= 80,1298 \text{ J/mol} \cdot ^\circ\text{K} = 2,5041 \text{ J/g} \cdot ^\circ\text{K} = 0,5985 \approx 0,60 \text{ kkal/kg} \cdot ^\circ\text{K} \end{aligned}$$

$$m_{M(L)} = \text{Massa CH}_3\text{OH}_{(L)} \text{ bahan baku masuk Vaporiser} = 30.061 \left(\frac{\text{kg}}{\text{hari}} \right).$$

$$\begin{aligned} Q_{M(L)} &= m_{M(L)} * C_{p_{M(L)}} * \Delta T. \\ &= 30.061 \left(\frac{\text{kg}}{\text{hari}} \right) * 0,60 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{K}} \right) * (303 - 298) ^\circ\text{K} \\ &= 89.952,98 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{hari}} \right). \end{aligned}$$

Dengan cara perhitungan yang sama akan didapat nilai Cp dan panas untuk masing – masing komponen. Nilai Cp dan panas masuk Vaporiser disajikan seperti tabel dibawah ini:

Komponen	Massa ($\frac{\text{kg}}{\text{hari}}$)	Cp ($\frac{\text{kkal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{K}}$)	ΔT (°K)	Q ($\frac{\text{kkal}}{\text{hari}}$)
Bahan Baku :				
CH ₃ OH _(L)	30.061	0,60	5	89.952,98
H ₂ O _(L)	613,49	1	5	3.075,05
Recycle :				
CH ₃ OH _(L)	3.025,48	0,61	35	64.493,19
H ₂ O _(L)	239.012,86	1	35	8.359.904,60
Total	272.712,82			8.517.425,82

2) Panas keluar Vaporiser.

1. Panas keluar.

Suhu uap Methanol dan udara panas keluar vaporizer = 115 °C,

maka : T_1 = Suhu reference = 25 °C = 298 °K.

T_2 = Suhu keluar Vaporiser = 115 °C = 388 °K.

Harga Cp dan panas keluar Vaporiser disajikan seperti tabel dibawah ini:

Komponen	Massa (kg/hari)	Cp (kkal/kg. °K)	ΔT (°K)	Q (kkal/hari)
CH ₃ OH _(v)	33.086,47	0,35	90	1.046.202,60
H ₂ O _(v)	239.626,35	0,45	90	9.706.049,62
Total	272.712,82			10.752.252,22

2. Panas Penguapan.

✓ CH₃OH.

$T_c = 512,6 \text{ °K} = 239,6 \text{ °C}$ (App B, Smith Van Ness Abbott edisi 5)

$T = 115 \text{ °C}$

$\Delta T = T_c - T = 239,6 \text{ °C} - 115 \text{ °C} = 124,6 \text{ °C}$.

λ_M pada suhu 124,6 °C = 225 (kal/gr) = 225 (kkal/kg) (Figur 3.9, Perry edisi 5)

$Q_M = \lambda_M * m_M$

$= 225 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{kg}} \right) * 33.086,47 \left(\frac{\text{kg}}{\text{hari}} \right) = 7.444.456,74 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{hari}} \right)$

✓ H₂O

$T_c = 674,1 \text{ °K} = 374,1 \text{ °C}$ (App B, Smith Van Ness Abbott edisi 5)

$T = 115 \text{ °C}$.

$\Delta T = T_c - T = 374,1 \text{ °C} - 115 \text{ °C} = 259,1 \text{ °C}$.

λ_A pada suhu 259,1 °C = 510 (kkal/kg) → (Figur 3.9, Perry edisi 5)

$Q_A = \lambda_A * m_A$

$= 510 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{kg}} \right) * 239.626,35 \left(\frac{\text{kg}}{\text{hari}} \right) = 122.209.438,09 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{hari}} \right)$.

✓ Total Panas penguapan = $Q_M + Q_A$

$= 7.444.456,74 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{hari}} \right) + 122.209.438,09 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{hari}} \right)$.

$$= 129.653.894,83 \left(\frac{\text{kcal}}{\text{hari}} \right).$$

Total panas keluar Vaporiser.

Total panas keluar Vaporiser = Panas penguapan + Panas Keluar

$$\begin{aligned} &= 129.653.894,83 \left(\frac{\text{kcal}}{\text{hari}} \right) + 10.752.252,22 \left(\frac{\text{kcal}}{\text{hari}} \right) \\ &= 140.406.147,05 \left(\frac{\text{kcal}}{\text{hari}} \right). \end{aligned}$$

3) Panas yang harus disupply (Q).

$$\begin{aligned} Q &= \text{Total panas keluar Vaporiser} - \text{Total panas yang masuk vaporizer} \\ &= 140.406.147,05 \left(\frac{\text{kcal}}{\text{hari}} \right) - 8.517.425,82 \left(\frac{\text{kcal}}{\text{hari}} \right) \\ &= 131.888.721,23 \left(\frac{\text{kcal}}{\text{hari}} \right). \end{aligned}$$

4) Kebutuhan steam.

Steam yang dipakai : Tekanan (P) = 200 psi = 1.378,95 kPa

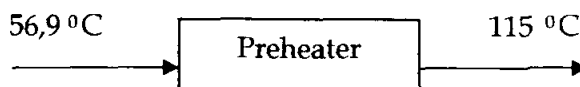
$$\lambda_{\text{Steam pada tekanan 200 psi}} = 468,5387 \left(\frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \right).$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam} &= \frac{Q_{\text{Supply}}}{\lambda_{\text{Steam pada tekanan 200 psi}}} \\ &= \frac{131.888.721,23 \left(\frac{\text{kcal}}{\text{hari}} \right)}{468,54 \left(\frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \right)} = 281.489,49 \left(\frac{\text{kg}}{\text{hari}} \right) \end{aligned}$$

Neraca panas masuk dan keluar Vaporiser ditunjukkan seperti tabel dibawah ini:

Masuk, $\left(\frac{\text{kcal}}{\text{hari}} \right)$		Keluar, $\left(\frac{\text{kcal}}{\text{hari}} \right)$	
Q_{Masuk}	8.517.425,82	Q_{Keluar}	140.406.147,05
Q_{Supply}	131.888.721,23		
Total	140.406.147,05	Total	140.406.147,05

B.3.2. PREHEATER (E - 221).



1) Panas masuk Preheater.

O₂ dan N₂ masuk preheater dalam fasa gas.

Panas masuk preheater dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$Q = m * C_p * \Delta T$$

Dimana:

$$T_1 = \text{Suhu reference} = 25^\circ\text{C} = 298^\circ\text{K}.$$

$$T_2 = \text{Suhu masuk preheater} = 56,9^\circ\text{C} = 329,90^\circ\text{K}.$$

C_p = Konstanta panas.

m = Massa masing – masing komponen.

$$\Delta T = T_2 - T_1 = 329,90 - 298 = 31,90^\circ\text{K}.$$

Harga C_p dan panas setiap komponen yang masuk Preheater disajikan seperti tabel dibawah ini :

Komponen	Massa (kg/hari)	C_p (kkal/kg.°K)	ΔT (°K)	Q (kkal/hari)
$O_{2(v)}$	15.782,02	0,22	31,90	111.095,83
$N_{2(v)}$	51.949,16	0,25	31,90	412.826,70
Total	67.731,18			523.922,53

2) Panas keluar Preheater.

$$\text{Suhu reference} = T_1 = 25^\circ\text{C} = 298^\circ\text{K}.$$

$$\text{Suhu keluar Preheater} = \text{Suhu masuk Vaporiser} = T_2 = 115^\circ\text{C} = 388^\circ\text{K}.$$

Dengan cara perhitungan yang sama dengan diatas maka dapat dihitung harga C_p dan panas keluar Preheater untuk masing – masing komponen, yang disajikan seperti tabel berikut ini:

Komponen	Massa (kg/hari)	C_p (kkal/kg.°K)	ΔT (°K)	Q (kkal/hari)
$O_{2(v)}$	15.782,02	0,23	90	324.467,85
$N_{2(v)}$	51.949,16	0,25	90	1.167.568,95
Total	67.731,18			1.492.036,80

3) Panas yang disupply (Q_{supply}).

$$\begin{aligned}
 Q &= \text{Total panas keluar Preheater} - \text{Total panas yang masuk Preheater} \\
 &= 1.492.036,80 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{hari}} \right) - 523.922,53 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{hari}} \right) \\
 &= 968.114,27 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{hari}} \right).
 \end{aligned}$$

4) Kebutuhan steam.

Steam yang dipakai : Tekanan (P) = 200 psi = 1.378,95 kPa.

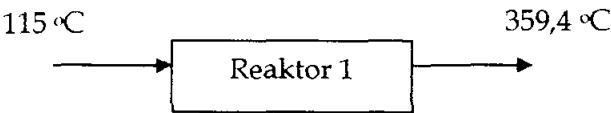
$$\lambda_{\text{Steam pada tekanan 200 psi}} = 468,5387 \left(\frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \right).$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam} &= \frac{Q_{\text{Supply}}}{\lambda_{\text{Steam pada tekanan 200 psi}}} \\ &= \frac{968.114,27 \left(\frac{\text{kcal}}{\text{hari}} \right)}{468,54 \left(\frac{\text{kcal}}{\text{kg}} \right)} = 2.066,24 \left(\frac{\text{kg}}{\text{hari}} \right) \end{aligned}$$

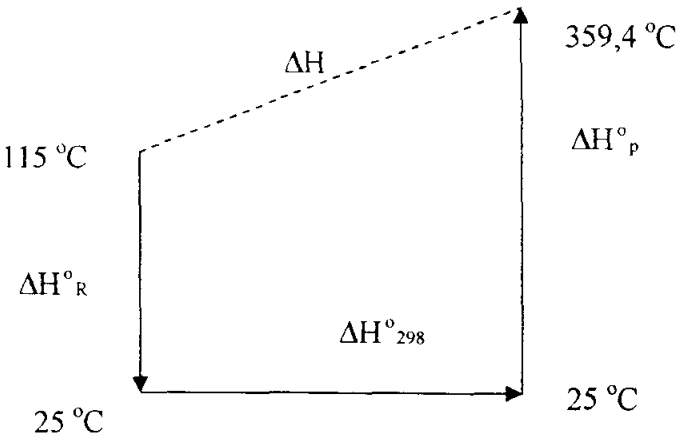
Panas masuk dan keluar Preheater ditunjukkan seperti tabel dibawah ini:

Masuk, $\left(\frac{\text{kcal}}{\text{hari}} \right)$		Keluar, $\left(\frac{\text{kcal}}{\text{hari}} \right)$	
Q_{Masuk}	523.922,53	Q_{Keluar}	1.492.036,80
Q_{Supply}	968.114,27		
Total	1.492.036,80	Total	1.492.036,80

B.3.3. REAKTOR 1 (R – 220).



Dimana : Fasa komponen masuk Reaktor 1 = gas.

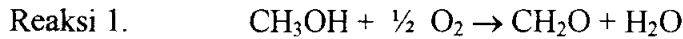


1) Panas masuk Reaktor 1.

Harga panas masuk Reaktor 1 diasumsi sama dengan panas yang keluar Vaporiser karena fasa komponen yang masuk Reaktor 1 sama dengan fasa komponen yang keluar Vaporiser.

$$Q \text{ masuk Reaktor 1} = 140.406.147,05 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{hari}} \right).$$

2) Panas Pembentukan, ΔH_F 298.



Dimana :

Konversi reaksi = 87 %.

$$\text{CH}_3\text{OH}_{\text{mula - mula}} = \text{kmol CH}_3\text{OH}_{\text{masuk reaktor 1.}}$$

$$\text{CH}_3\text{OH}_{\text{yang bereaksi}} = \text{konversi reaksi} * \text{kmol CH}_3\text{OH}_{\text{mula - mula}}$$

$$\text{CH}_3\text{OH}_{\text{sisa}} = \text{CH}_3\text{OH}_{\text{mula - mula}} - \text{CH}_3\text{OH}_{\text{bereaksi2 mula - mula}} = \text{kmol O}_{2\text{masuk reaktor 1.}}$$

$$\text{O}_2 \text{ bereaksi} = 0,5 * \text{CH}_3\text{OH}_{\text{yang bereaksi}}$$

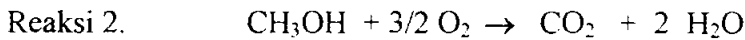
$$\text{O}_2 \text{ sisa} = \text{O}_2 \text{ mula - mula} - \text{O}_2 \text{ yang bereaksi}$$

$$\text{CH}_2\text{O}_{\text{produk}} \approx \text{CH}_3\text{OH}_{\text{yang bereaksi}}$$

$$\text{H}_2\text{O}_{\text{produk di reaksi 1}} \approx \text{CH}_3\text{OH}_{\text{yang bereaksi}}$$

Hasil perhitungan mol pada reaksi 1 adalah sebagai berikut:

Komponen	Massa mula - mula ($\frac{\text{kmol}}{\text{hari}}$)	Bereaksi ($\frac{\text{kmol}}{\text{hari}}$)	Setimbang ($\frac{\text{kmol}}{\text{hari}}$)
$\text{CH}_3\text{OH}_{(V)}$	1.033,95	899,54	134,41
$\text{O}_{2(V)}$	493,19	449,77	43,42
$\text{CH}_2\text{O}_{(V)}$	0	899,54	899,54
$\text{H}_2\text{O}_{(V)}$	0	899,54	899,54



Dimana :

$$\text{O}_2 \text{ mula - mula} = \text{O}_2 \text{ sisa dari reaksi 1}$$

$$\text{Perbandingan : } \frac{\text{O}_2 \text{ pada reaksi 3}}{\text{O}_2 \text{ pada reaksi 2}} = \frac{1}{3/2} = \frac{2}{3}$$

$$\text{O}_2 \text{ pada reaksi 3} = 2 \text{ O}_2 \text{ pada reaksi 2}$$

$$\text{O}_{2\text{pada reaksi 2}} = \frac{3}{5} * (\text{kmol O}_2 \text{ sisa dari reaksi 1})$$

$$= \frac{3}{5} * 0,49 \text{ kmol/hari}$$

$$= 0,291998447 \approx 0,29 \text{ kmol/hari}$$

$$\text{O}_2 \text{ sisa reaksi 2} = \text{O}_2 \text{ mula - mula} - \text{O}_2 \text{ yang bereaksi}$$

$$\text{CH}_3\text{OH}_{\text{mula - mula reaksi 2}} = \text{CH}_3\text{OH}_{\text{sisa pada reaksi 1}}$$

$$\text{CH}_3\text{OH}_{\text{yang bereaksi}} = 2/3 * \text{O}_2 \text{ yang bereaksi}$$

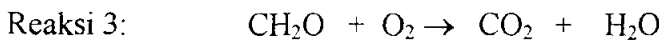
$$\text{CH}_3\text{OH}_{\text{sisa reaksi 2}} = \text{CH}_3\text{OH}_{\text{mula}} - \text{mula} - \text{CH}_3\text{OH}_{\text{bereaksi}}$$

$$\text{CO}_2 \text{ produk pada reaksi 2} \approx \text{CH}_3\text{OH}_{\text{yang bereaksi}}$$

$$\text{H}_2\text{O}_{\text{produk di reaksi 2}} \approx 2 * \text{CH}_3\text{OH}_{\text{yang bereaksi}}$$

Hasil perhitungan kmol pada reaksi 2 adalah sebagai berikut:

Komponen	Massa mula - mula (kmol/hari)	Bereaksi (kmol/hari)	Setimbang (kmol/hari)
CH ₃ OH _(v)	134,41	17,37	117,05
O _{2(v)}	43,42	26,05	17,37
CO _{2(v)}	0	17,37	17,37
H ₂ O _(v)	0	34,73	34,73



Dimana:

$$\text{O}_2 \text{ mula} - \text{mula} = \text{O}_2 \text{ sisa dari reaksi 2}$$

$$\begin{aligned} \text{O}_2 \text{ pada reaksi 3} &= \frac{2}{5} * (\text{kmol O}_2 \text{ sisa dari reaksi 1}) \\ &= \frac{2}{5} * 0,49 \text{ kmol/hari} = 0,19 \text{ kmol/hari} \end{aligned}$$

$$\text{O}_2 \text{ sisa} = \text{O}_2 \text{ mula} - \text{mula} - \text{O}_2 \text{ yang bereaksi}$$

$$\text{CH}_2\text{O}_{\text{mula}} - \text{mula} = \text{CH}_2\text{O}_{\text{produk reaksi 1}}$$

$$\text{CH}_2\text{O}_{\text{yang bereaksi}} = \text{O}_2 \text{ yang bereaksi}$$

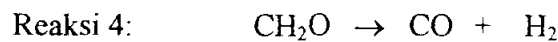
$$\text{CH}_2\text{O}_{\text{sisa}} = \text{CH}_2\text{O}_{\text{mula}} - \text{mula} - \text{CH}_2\text{O}_{\text{yang bereaksi}}$$

$$\text{CO}_2 \text{ produk reaksi 3} = \text{O}_2 \text{ yang bereaksi}$$

$$\text{H}_2\text{O}_{\text{produk reaksi 3}} = \text{O}_2 \text{ yang bereaksi}$$

Hasil perhitungan kmol pada reaksi 3 adalah sebagai berikut:

Komponen	Massa mula - mula (kmol/hari)	Bereaksi (kmol/hari)	Setimbang (kmol/hari)
CH ₂ O _(v)	899,54	17,37	882,17
O _{2(v)}	17,37	17,37	0
CO _{2(v)}	0	17,37	17,37
H ₂ O _(v)	0	17,37	17,37



Dimana :

$$\text{CH}_2\text{O}_{\text{mula}} - \text{mula pada reaksi 4} = \text{CH}_2\text{O}_{\text{sisa pada reaksi 3}}$$

$$\text{CO}_2 \text{ hasil reaksi} = \text{CO}_2 \text{ pada reaksi 2} + \text{CO}_2 \text{ pada reaksi 3}$$

$$= 0,19 + 0,19 = 0,39 \left(\frac{\text{kmol}}{\text{hari}} \right)$$

→ 4,8 % mol total gas keluar absorber.

CO keluar absorber = 0,3 % = CO hasil reaksi, dapat dihitung dengan:

$$\begin{aligned} \text{CO}_{\text{keluar absorber}} &= \frac{\% \text{ massa CO}_{\text{keluar Absorber}}}{\% \text{ massa CO}_{2 \text{ keluar Absorber}}} * \text{massa CO}_{2 \text{ keluar Absorber}} \\ &= \frac{0,3 \%}{4,8 \%} * 0,39 \frac{\text{kmol}}{\text{hari}} = 0,02 \frac{\text{kmol}}{\text{hari}} \end{aligned}$$

Mol H_2 reaksi 4 = Mol $\text{CO}_{\text{keluar reaktor}}$

CH_2O yang bereaksi pada reaksi 4 $\approx$ Mol CO produk reaksi 4

CH_2O sisa pada reaksi 4 = CH_2O mula - mula - CH_2O yang bereaksi pada reaksi 4

Hasil perhitungan kmol pada reaksi 4 adalah sebagai berikut:

Komponen	Massa mula - mula ($\frac{\text{kmol}}{\text{hari}}$)	Bereaksi ($\frac{\text{kmol}}{\text{hari}}$)	Setimbang ($\frac{\text{kmol}}{\text{hari}}$)
$\text{CH}_2\text{O}_{(v)}$	882,17	2,17	880
$\text{CO}_{(v)}$	0	2,17	2,17
$\text{H}_2_{(v)}$	0	2,17	2,17

Harga $\Delta H_{f 298}$ untuk masing - masing reaksi dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

$$\Delta H_{f 298} = \sum_{\text{Produk}} n_i * \Delta H_{fi} - \sum_{\text{Reaktan}} n_i * \Delta H_{fi}$$

Dimana :

$\Delta H_{f 298}$		
Komponen	($\frac{\text{J}}{\text{kmol}}$)	($\frac{\text{kkal}}{\text{kmol}}$)
$\text{CH}_3\text{OH}_{(v)}$	- 200.660	- 47.957,7400
$\text{H}_2\text{O}_{(v)}$	- 241.818	- 57.794,5020
$\text{CO}_{(v)}$	- 110.525	- 26.415,4750
$\text{CO}_{2(v)}$	- 393.509	- 94.048,6510
$\text{CH}_2\text{O}_{(v)}$	- 108.570	- 25.948,2300
$\text{H}_2_{(v)}$	0	0
$\text{N}_2_{(v)}$	0	0
$\text{O}_2_{(v)}$	0	0

App. C, Smith Van Ness Abbott edisi 5
maka $\Delta H_{f 298}$ untuk masing - masing reaksi adalah sebagai berikut :

Reaksi 1.

$$\Delta H_{f 298} = [(n_{\text{CH}_2\text{O}} * \Delta H_{f \text{CH}_2\text{O}}) + (n_{\text{H}_2\text{O}} * \Delta H_{f \text{H}_2\text{O}})] - [(n_{\text{CH}_3\text{OH}} * \Delta H_{f \text{CH}_3\text{OH}}) + (n_{\text{O}_2} * \Delta H_{f \text{O}_2})]$$

Reaksi 2.

$$\Delta H_{f\ 298} = [(n_{CO_2} * \Delta H_{f\ CO_2}) + (n_{H_2O} * \Delta H_{f\ H_2O})] - [(n_{CH_3OH} * \Delta H_{f\ CH_3OH}) + (n_{O_2} * \Delta H_{f\ O_2})]$$

Reaksi 3.

$$\Delta H_{f\ 298} = [(n_{CO_2} * \Delta H_{f\ CO_2}) + (n_{H_2O} * \Delta H_{f\ H_2O})] - [(n_{CH_2O} * \Delta H_{f\ CH_2O}) + (n_{O_2} * \Delta H_{f\ O_2})]$$

Reaksi 4.

$$\Delta H_{f\ 298} = [(n_{CO} * \Delta H_{f\ CO}) + (n_{H_2} * \Delta H_{f\ H_2})] - [(n_{CH_2O} * \Delta H_{f\ CH_2O})]$$

➤ Misal: Perhitungan $\Delta H_{f\ 298}$ untuk reaksi 1.

$$\Delta H_{f\ 298} = \sum_{\text{Produk}} n_i * \Delta H_{f\ i} - \sum_{\text{Reaktan}} n_i * \Delta H_{f\ i}$$

$$\Delta H_{f\ 298} = [(n_{CH_2O} * \Delta H_{f\ CH_2O}) + (n_{H_2O} * \Delta H_{f\ H_2O})] - [(n_{CH_3OH} * \Delta H_{f\ CH_3OH}) + (n_{O_2} * \Delta H_{f\ O_2})]$$

Dimana :

$$\begin{aligned} n_{CH_2O} * \Delta H_{f\ CH_2O} &= 899,54 \left(\frac{\text{kmol}}{\text{hari}} \right) * -259,48 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{kmol}} \right) \\ &= -233.412,6392 \approx -233.412,64 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{hari}} \right). \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} n_{H_2O} * \Delta H_{f\ H_2O} &= 899,54 \left(\frac{\text{kmol}}{\text{hari}} \right) * -577,95 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{kmol}} \right) \\ &= -519.889,143 \approx -519.889,14 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{hari}} \right). \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} n_{CH_3OH} * \Delta H_{f\ CH_3OH} &= 899,54 \left(\frac{\text{kmol}}{\text{hari}} \right) * -479,58 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{kmol}} \right) \\ &= -431.401,3932 \approx -431.401,39 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{hari}} \right) \end{aligned}$$

$$n_{O_2} * \Delta H_{f\ O_2} = 449,77 \left(\frac{\text{kmol}}{\text{hari}} \right) * 0 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{kmol}} \right) = 0 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{hari}} \right)$$

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta H_{f\ 298\ \text{Reaksi 1}} &= [-233.412,64 - 519.889,14] - [-431.401,39 + 0] \\ &= -32.189.978,84 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{jam}} \right). \end{aligned}$$

Dengan cara perhitungan yang sama akan didapatkan harga $\Delta H_{f\ 298}$ untuk masing – masing reaksi, yang ditunjukkan seperti dalam tabel berikut ini:

Reaksi	(kkal/jam)
1	- 32.189.978,84
2	- 2.807.987,31
3	- 2.186.488,94
4	- 1.014,36
Total	- 37.185.469,46

3) Panas Keluar Reaktor 1.

Panas keluar Reaktor 1 untuk masing – masing komponen dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

$\Delta H = m * Cp * \Delta T$

Dimana :

- ΔH = Panas keluar Reaktor 1.
- T_1 = Suhu reference = 25 °C = 298 °K.
- T_2 = Suhu bahan keluar Reaktor 1 = 359,4 °C = 632,4 °K.
- ΔT = $T_2 - T_1 = 632,4 - 298 = 334,40$ °K.

Harga Cp dan $\Delta H_{\text{keluar reaktor 1}}$ untuk masing – masing komponen disajikan seperti tabel dibawah ini:

Komponen	Massa (kg/hari)	Massa (kmol/hari)	Cp (kkal/kmol.° K)	ΔT (°K)	ΔH (kkal/jam)
CH ₃ OH _(v)	3.745,51	117,05	13,40	334,40	524.576,12
CH ₂ O _(v)	26.400	880	12,70	334,40	3.737.840,35
H ₂ O _(v)	256.755,89	14.264,22	8,35	334,40	39.824.294,26
N _{2(v)}	51.949,16	1.855,33	6,99	334,40	4.337.644,78
H _{2(v)}	4,34	2,17	7,10	334,40	5.153,72
CO _(v)	60,79	2,17	7,11	334,40	5.164,60
CO _{2(v)}	1.528,35	34,74	10,31	334,40	119.778,85
Total	340.444	17.155,67			48.554.452,68

4) Panas yang hilang, Q_{Loss}.

Karena suhu keluar Reaktor 1 sangat besar (359,4 °C), maka dianggap ada Q_{loss}.

$\Delta H_{\text{Bahan masuk Reaktor I}} + \Delta H_{f\ 298} = \Delta H_{\text{Bahan Keluar Reaktor I}} + Q_{\text{loss}}$

$Q_{\text{loss}} = \Delta H_{\text{Bahan masuk Reaktor I}} + \Delta H_{f\ 298} - \Delta H_{\text{Bahan Keluar Reaktor I}}$

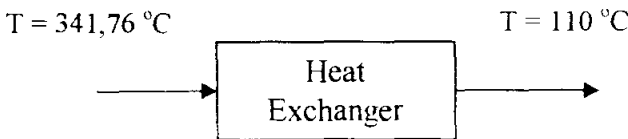
$= 140.406.147,05 + 37.185.469,46 - 48.554.452,68$

$= 129.037.163,83 \text{ (kkal/hari)}$

Panas masuk dan keluar Reaktor 1 ditunjukkan seperti tabel dibawah ini:

Masuk, (kkal/hari)		Keluar, (kkal/hari)	
ΔH_{Masuk}	140.406.147,05	ΔH_{Keluar}	48.554.452,68
ΔH_{Reaksi}	37.185.469,46	Q_{loss}	129.037.163,83
Total	177.591.616,51	Total	177.591.616,51

B.3.4. HEAT EXCHANGER (E – 231).



1) Panas masuk HE.

Panas yang keluar dari Reaktor 1 dialirkan terlebih dahulu ke Heater kemudian baru dialirkan ke Heat Exchanger. Dari hasil perhitungan Neraca Panas di heater didapatkan suhu keluar Heater adalah 341,76 °C.

Panas masuk HE untuk masing – masing komponen dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

$$\Delta \dot{H} = m * C_p * \Delta T$$

Dimana :

- ΔH = Panas masuk HE.
- m = Massa masing – masing komponen.
- C_p = Konstanta panas.
- T_1 = Suhu reference = 25 °C = 298 °K.
- T_2 = Suhu bahan masuk HE = 341,76 °C = 614,76 °K.
- ΔT = $T_2 - T_1 = 614,76 - 298 = 316,76$ °K.

Harga C_p dan ΔH_{Masuk} Heat Exchanger untuk masing – masing komponen disajikan seperti tabel dibawah ini:

Komponen	Massa (kg/hari)	Massa (kmol/hari)	C_p (kkal/kmol.°K)	ΔT (°K)	ΔH (kkal/jam)
CH ₃ OH _(v)	3.745,48	117,05	0,41	316,76	491.414,61
CH ₂ O _(v)	26.400	880	0,42	316,76	3.519.742,22
H ₂ O _(v)	256.755,89	14.264,22	0,46	316,76	37.629.486,43
H _{2(v)}	4,34	1.855,33	3,49	316,76	4.805,34
N _{2(v)}	51.949,16	2,17	0,25	316,76	4.166.627,20
CO _(v)	60,79	2,17	0,25	316,76	4.884,30
CO _{2(v)}	1.528,35	34,74	1,85	316,76	896.521,36
Total	340.444	17.155,67			46.713.481,45

2) Panas keluar HE.

T₁ = Suhu reference = 25 °C = 298 °K

T₂ = Suhu keluar HE = 110 °C = 383 °K

Dengan cara perhitungan yang sama akan didapatkan harga Cp dan Δ H keluar HE untuk masing – masing komponen berikut ini :

Komponen	Massa (kg/hari)	Cp (kkal/kg.° K)	Δ T (°K)	Δ H (kkal/hari)
CH ₃ OH _(v)	3.745,48	0,36	85	113.137,80
CH ₂ O _(v)	26.400	0,27	85	606.599,04
H ₂ O _(v)	256.755,89	0,45	85	9.817.287,77
H ₂ _(v)	4,34	3,46	85	1.277,06
N ₂ _(v)	51.949,16	0,25	85	1.102.449,81
CO _(v)	60,79	0,23	85	1.184,18
CO ₂ _(v)	1.528,35	0,22	85	28.030,43
Total	340.444			11.669.966,09

3) Panas yang diserap pendingin, Q_{Pendingin}.

Δ H Bahan masuk Heat Exchanger = Δ H_{Bahan Keluar Heat Exchanger} + Q_{Pendingin}

Q_{Pendingin} = Δ H Bahan masuk Heat Exchanger – Δ H_{Keluar HE (menuju Absorber I)}
= 46.713.481,45 (kkal/hari) - 11.669.966,09 (kkal/hari)
= 35.043.515,36 (kkal/hari).

Pendingin yang dipakai adalah air, dimana:

T_{pendingin masuk} = 30 °C = 303 °K.

T_{pendingin keluar} = 45 °C = 318 °K.

Cp_{Pendingin pada suhu 30 °C} = 75,31 J/mol.°K = 4,18 J/gr.°K = 1 (kkal/kg.°K)

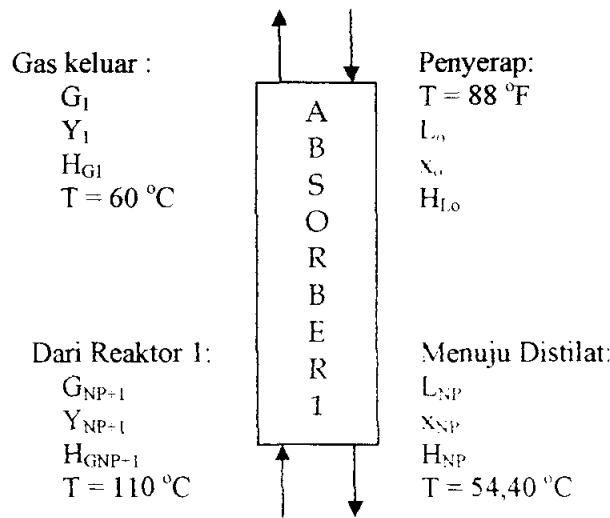
maka : Q_{pendingin} = massa_{pendingin} * Cp * Δ T

massa_{pendingin} = $\frac{Q_{pendingin}}{Cp * \Delta T}$
= $\frac{35.043.515,36 \text{ kkal/hari}}{1,0025 \text{ kkal/kg.°K} * (318 - 303) \text{ °K}}$ = 2.336.238,62 kg/hari.

Panas masuk dan keluar HE adalah sebagai berikut:

Masuk, (kkal/hari)		Keluar, (kkal/hari)	
ΔH_{Masuk}	46.713.481,45	ΔH_{Keluar}	11.669.966,09
		$Q_{\text{Pendingin}}$	35.043.515,36
Total	46.713.481,45	Total	46.713.481,45

B.3.5. ABSORBER I (D – 230).



1) Data yang diketahui.

Campuran gas yang masuk absorber = Gas dari Reaktor 1, adalah sebagai berikut:

Komponen	Massa (kg/hari)	Massa (kmol/hari)	Massa (lbmol/jam)
CH ₃ OH _(v)	3.745,48	117,05	10,75
CH ₂ O _(v)	26.400	880	80,84
H ₂ O _(v)	256.755,89	14.264,22	1.310,31
N _{2(v)}	51.949,16	1.855,33	170,43
CO _(v)	60,79	2,17	0,20
CO _{2(v)}	1.528,35	34,74	3,19
H _{2(v)}	4,34	2,17	0,20
Total = $G_{\text{NP-1}}$	340.444	17.155,67	1.575,92

Hasil perhitungan Cp untuk masing – masing komponen pada suhu 88 °F adalah sebagai berikut:

Komponen	Cp (btu/lb.°F)
CH ₃ OH _(L)	0,61
CH ₃ OH _(v)	0,42
CH ₂ O _(L)	0,51
CH ₂ O _(v)	0,26
H ₂ O _(L)	1
H ₂ O _(v)	0,44

N _{2(v)}	0,25
CO _(v)	0,25
CO _{2(v)}	0,21
H _{2(v)}	3,42

Harga m dicari dengan menggunakan Hukum Raoult.

$$Y = \frac{P}{P_{Total}} = m$$

Dimana : P_{Total} = Tekanan Total = 1 atm.

P = Tekanan Parsial CH₂O.

Data m untuk berbagai suhu dan tekanan disajikan pada tabel dibawah ini:

T, F	T, °K	P, psia	m
86	303	1,25	0,085
95	308	1,72	0,117
104	313	2,12	0,144
113	318	2,35	0,16
122	323	2,71	0,184
131	328	3,5	0,238
140	333	4,62	0,314
149	338	4,95	0,337
158	343	9,27	0,631
167	348	9,57	0,651
176	353	9,85	0,67
185	358	9,9	0,674
194	363	10,86	0,739
203	368	14,11	0,96

Figure 8 halaman 811, Kern

2) Entalpi uap Formaldehyde, Hv.

Dimana:

Panas Pelarutan CH₂O = Hs =124 (btu/lb) = 3.723,72 (btu/lbmol).

Tc CH₂O = 408 °K = 135 °C = 735 °R.

T_{Campuran gas masuk Absorber} = T = 110 °C = 383 °K = 230 °R = 230 °F.

R = 1,986 btu/lbmol.°R

maka : $Tr = \frac{T}{Tc} = \frac{383^{\circ}K}{408^{\circ}K} = 0,93872549 \approx 0,94$

$\frac{Hv}{R * Tc} = [7,08 * (1 - Tr)^{0,354}] + [10,95 * W * (1 - Tr)^{0,456}]$

$$\frac{H_v}{1,986 * 753} = \left[7,08 * (1 - 0,94)^{0,354} \right] + \left[10,95 * 0,282 * (1 - 0,94)^{0,456} \right]$$

$$H_v = 5.110,08 \frac{\text{btu}}{\text{lbmol} \cdot ^\circ \text{R}}$$

3) Campuran gas yang tidak terserap (Gs).

Komponen	Massa (kg/hari)	Massa (kmol/hari)	Massa (lbmol/jam)	Fraksi mol (Y _i)
N _{2(v)}	51.949,16	1.855,33	170,43	0,1146
CO _(v)	60,79	2,17	0,20	0,0001
CO _{2(v)}	1.528,35	34,74	3,19	0,0021
H _{2(v)}	4,34	2,17	0,20	0,0001
CH ₃ OH _(v)	112,36	3,51	0,32	0,0002
CH ₂ O _(v)	792	26,40	2,43	0,0016
H ₂ O _(v)	256.755,89	14.264,22	1.310,31	0,8811
Total	311.202,89	16.188,53	1.487,07	1

$$C_p \text{ campuran gas} = \sum C_{p_i} * Y_i = 0,42 \left(\frac{\text{btu}}{\text{lb} \cdot ^\circ \text{F}} \right)$$

$$BM \text{ campuran gas} = \sum BM_i * Y_i = 19,22 \left(\frac{\text{lb}}{\text{lbmol}} \right)$$

$$H_L = [(1 - x) * C_{p_{H_2O}} * BM_{H_2O} * (T_L - 32)] + x * [C_{p_{CH_2O(L)}} * BM_{CH_2O} * (T_L - 32) + \Delta H_s]$$

$$H_L = [(1 - x) * 1 * 18 * (T_L - 32)] + x * [0,51 * 30 * (T_L - 32) + 3.723,72]$$

$$= [(1 - x) * 18 * (T_L - 32)] + x * [15,3153 * (T_L - 32) + 3.723,72]$$

$$H_L = T_L * (-2,7 x + 18) + [3.810,12 x - 576] \dots \dots \dots (1)$$

$$T_L (^\circ \text{F}) = \frac{H_L + 576 - 3.810,12 x}{18 - 2,7 x} \dots \dots \dots (2)$$

$$H_G = [(1 - y) * C_{p_{gas}} * BM_{gas} * (T_G - 32)] + y * [C_{p_{CH_2O(g)}} * BM_{CH_2O} * (T_G - 32) + \Delta H_v]$$

$$= [(1 - y) * 0,42 * 19,22 * (T_G - 32)] + y * [0,255 * 30 * (T_G - 32) + 5.110,08]$$

$$H_G = T_G * (-0,38 y + 8,03) - 257,01 + 5.122,29 \dots \dots \dots (3)$$

$$T_G (^\circ \text{F}) = \frac{H_G - 5.122,29 y + 257,01}{8,03 - 0,38 y} \dots \dots \dots (4)$$

*) Neraca Panas.

$$L_N * H_{LN} + G_{NP+1} * H_{GNP+1} = L_{NP} * H_{NP} + G_{N+1} * H_{GN+1} \dots \dots \dots (a)$$

*) Neraca Panas Total Absorber.

$$L_o * H_{L_o} + G_{NP+1} * H_{G_{NP+1}} = L_{NP} * H_{L_{NP}} + G_1 * H_{G_1} \dots \dots \dots (b)$$

4) Gas masuk Absorber.

$$T_G = 110 \text{ } ^\circ\text{C} = 230 \text{ } ^\circ\text{F}.$$

G_{NP+1} = Mol total gas masuk Absorber

$$= 340.444 \left(\frac{\text{kg}}{\text{hari}} \right) = 17.155,67 \left(\frac{\text{kmol}}{\text{hari}} \right) = 1.575,92 \left(\frac{\text{lbmol}}{\text{jam}} \right).$$

$$Y_{NP+1} = \frac{\text{CH}_2\text{O}_{\text{Yang terserap}}}{G_{NP+1}} = \frac{0,97 * 80,84 \text{ lbmol} \cdot \text{jam}}{1.575,92 \text{ lbmol} \cdot \text{jam}} = \frac{78,41}{1.575,92} = 0,05$$

Dari persamaan 3:

$$H_{G_{NP+1}} = T_G * (-0,38 y + 8,03) - 257,01 + 5.122,29$$

$$H_{G_{NP+1}} = 230 * ((-0,38 * 0,05) + 8,03) - 257,01 + 5.122,29$$

$$H_{G_{NP+1}} = 1.836,97 \left(\frac{\text{btu}}{\text{lbmol}} \right).$$

5) Larutan Penyerap.

$$L_o = 260.797,22 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 1.329,06 \left(\frac{\text{lbmol}}{\text{jam}} \right).$$

$$x_o = 0.$$

$$T_L = 31 \text{ } ^\circ\text{C} = 88 \text{ } ^\circ\text{F}.$$

Dari persamaan 1:

$$H_{L_o} = T_L * (-2,7 x + 18) + [3.810,12 x - 576]$$

$$= 88 * (-2,7 * 0 + 18) + [3.810,12 * 0 - 576] \rightarrow H_{L_o} = 972 \left(\frac{\text{btu}}{\text{lbmol}} \right).$$

6) Perhitungan gas keluar Absorber dan Liquid keluar Absorber.

a. Gas keluar absorber (Gas buangan).

$$G_1 = 1.487,07 \left(\frac{\text{lbmol}}{\text{jam}} \right).$$

$$Y_1 = \frac{\text{CH}_2\text{O}_{\text{Yang tidak terserap}}}{G_1} = \frac{2,43 \text{ lbmol} \cdot \text{jam}}{1.487,07 \text{ lbmol} \cdot \text{jam}} = 0,02.$$

Dilakukan trial T_{G1} agar didapatkan harga $Y_1 \approx 0,02$.

b. Liquid keluar absorber.

$$L_{NP} = 1.417,90 \left(\frac{\text{lbmol}}{\text{jam}} \right).$$

$$x_{NP} = \frac{CH_2O_{\text{Yang terserap}}}{L_{NP}} = \frac{0,97 * 80,84 \text{ lbmol/jam}}{1.417,90 \text{ lbmol/jam}} = 0,06$$

→ harga T_{LNP} didapat dari trial T_{G1} .

Untuk mencari suhu gas keluar dilakukan trial and error, yaitu dengan mengestimasi harga suhu gas keluar absorber (T_{G1}) kemudian dimasukkan kedalam persamaan (3) dan (4) untuk mendapatkan harga $Y_N \leq Y_1 \approx 0,02$. Sedangkan untuk mencari suhu liquid yang keluar pada dasar Absorber, digunakan persamaan (2). Dari hasil perhitungan trial, didapatkan bahwa harga $T_{G1} = 140^\circ\text{F} = 60^\circ\text{C}$.

*) Perhitungan komponen keluar Absorber dengan menggunakan hasil trial T_{G1} .

harga $T_{G1} = 60^\circ\text{C} = 140^\circ\text{F}$.

Dari persamaan (3): $H_G = T_G * (-0,38y + 8,03) - 257,01 + 5.122,29$

$$H_{G1} = 140 * (-0,38 * 0,02 + 8,03) - 257,01 + 5.122,29$$

$$\rightarrow H_{G1} = 948,53 \left(\text{btu/lbmol} \right).$$

Dari persamaan (b):

$$L_o * H_{L0} + G_{NP+1} * H_{GNP+1} = L_{NP} * H_{LNP} + G_1 * H_{G1}$$

$$(1.329,06 * 972) + (1.575,92 * 1.836,97) = (1.417,90 * H_{LNP}) + (1.487,07 * 948,53)$$

$$\rightarrow H_{LNP} = 1.957,98 \left(\text{btu/lbmol} \right).$$

Dari persamaan (2):

$$T_L = \frac{(H_L + 576 - 3.810,12x)}{18 - 2,7x}$$

$$\rightarrow T_{LNP} = 130,20^\circ\text{F} = 54,40^\circ\text{C}.$$

$$T_{LNP} = 130,20^\circ\text{F} \rightarrow m = 0,30$$

(figure 8 halaman 811, Kern)

$$Y_{NP} = m_{NP} * x_{NP}$$

$$= 0,30 * 0,06 = 0,02 \quad (Y_P \approx Y_1) \rightarrow \text{trial suhu memenuhi syarat.}$$

$$\text{Gas dari Reaktor 1} = G_{NP+1} * H_{GNP+1}$$

$$= 1.575,92 \left(\text{lbmol/jam} \right) * 1.836,97 \left(\text{btu/lbmol} \right)$$

$$= 2.894.911,78 \left(\text{btu/jam} \right) = 729.980,95 \left(\text{kkal/jam} \right).$$

Gas keluar Absorber 1 (menuju Absorber 2) = $G_1 \cdot H_{G1}$

$$= 1.487,07 \left(\frac{\text{lbmol}}{\text{jam}} \right) \cdot 948,53 \left(\frac{\text{btu}}{\text{lbmol}} \right)$$
$$= 1.410.534,43 \left(\frac{\text{btu}}{\text{jam}} \right) = 355.680,36 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{jam}} \right).$$

Larutan penyerap (dari Absorber 2).

$$= 1.347.731,06 \left(\frac{\text{lbmol}}{\text{jam}} \right) = 339.843,86 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{jam}} \right).$$

Produk menuju Distilat (menuju Distilasi Vakum) = $L_{NP} \cdot H_{NP}$.

$$= 1.417,90 \left(\frac{\text{lbmol}}{\text{jam}} \right) \cdot 1.957,98 \left(\frac{\text{btu}}{\text{lbmol}} \right)$$
$$= 2.776.225,29 \left(\frac{\text{btu}}{\text{lbmol}} \right) = 700.052,97 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{jam}} \right).$$

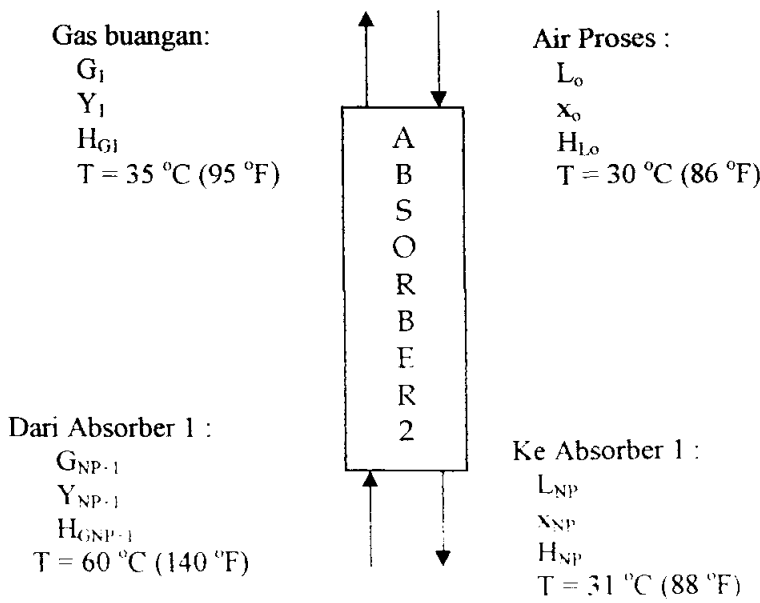
Neraca Panas total Absorber 1 :

$$L_o \cdot H_{L,o} + G_{NP+1} \cdot H_{GNP+1} = L_{NP} \cdot H_{L,NP} + G_1 \cdot H_{G1} + Q_T \quad (\text{Treybal, hal 293})$$
$$1.347.731,06 + 2.894.911,78 = 2.776.225,29 + 1.410.534,43 + Q_T$$
$$Q_T = 14.091,49 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{hari}} \right).$$

Panas yang masuk dan keluar Menara Absorber 1 dapat disajikan seperti tabel dibawah ini:

Masuk, $\left(\frac{\text{kkal}}{\text{jam}} \right)$		Keluar, $\left(\frac{\text{kkal}}{\text{jam}} \right)$	
Gas dari reaktor	729.980,95	Ke Absorber 2	355.680,36
Penyerap (dari absorber 2)	339.843,86	Menuju Distilasi	700.052,97
		Panas yang hilang	14.091,49
Total	1.069.824,82	Total	1.069.824,82

B.3.6. ABSORBER 2 (D – 240).



1) Data yang diketahui :

Massa H₂O penyerap = $3.136,97 \left(\frac{\text{kg}}{\text{hari}} \right) = 16,01 \left(\frac{\text{lbmol}}{\text{jam}} \right)$.

Cp H₂O_{penyerap} selama proses absorpsi dianggap konstan = $1 \left(\frac{\text{btu}}{\text{lb} \cdot ^\circ\text{F}} \right)$.

Campuran gas yang masuk absorber 2 adalah sebagai berikut:

Komponen	Massa $\left(\frac{\text{kg}}{\text{hari}} \right)$	Massa $\left(\frac{\text{kmol}}{\text{hari}} \right)$	Massa $\left(\frac{\text{lbmol}}{\text{jam}} \right)$
CH ₃ OH	112,36	3,51	0,32
CH ₂ O	792	26,40	2,43
H ₂ O	256.755,89	14.264,22	1.310,31
N ₂	51.949,16	1.855,33	170,43
CO	60,79	2,17	0,20
CO ₂	1.528,35	34,74	3,19
H ₂	4,34	2,17	0,20
Total	311.202,88	16.188,53	1.487,07

Harga m dapat dihitung dengan menggunakan Hukum Raoult.

$$Y = \frac{P}{P_{\text{Total}}} = m$$

Dimana : P_{Total} = Tekanan Total = 1 atm.

P = Tekanan Parsial CH₂O.

Data m untuk berbagai suhu dan tekanan parsial CH_2O adalah sebagai berikut :

T, F	T, °K	P, psia	m
86	303	1,25	0,085
95	308	1,72	0,117
104	313	2,12	0,144
113	318	2,35	0,16
122	323	2,71	0,184
131	328	3,5	0,238
140	333	4,62	0,314
149	338	4,95	0,337
158	343	9,27	0,631
167	348	9,57	0,651
176	353	9,85	0,67
185	358	9,9	0,674
194	363	10,86	0,739
203	368	14,11	0,96

figur 8 halaman 811, Kern

Harga C_p untuk masing – masing komponen pada suhu $30\text{ }^\circ\text{C}$ disajikan seperti tabel dibawah ini :

Komponen	C_p ($\text{btu}/\text{lb.}^\circ\text{F}$)
$\text{CH}_3\text{OH}_{(L)}$	0,61
$\text{CH}_3\text{OH}_{(v)}$	0,42
$\text{CH}_2\text{O}_{(L)}$	0,51
$\text{CH}_2\text{O}_{(v)}$	0,26
$\text{H}_2\text{O}_{(L)}$	1
$\text{H}_2\text{O}_{(v)}$	0,44
$\text{N}_{2(v)}$	0,25
$\text{CO}_{(v)}$	0,25
$\text{CO}_{2(v)}$	0,21
$\text{H}_{2(v)}$	3,42

2) Entalpi uap Formaldehyde, H_v .

Dimana:

$$R = 1,986 \text{ btu}/\text{lbmol.}^\circ\text{R}$$

$$T_c = 408\text{ }^\circ\text{K} = 135\text{ }^\circ\text{C} = 735\text{ }^\circ\text{R}$$

$$T_{\text{Campuran gas masuk Absorber}} = T = 60\text{ }^\circ\text{C} = 140\text{ }^\circ\text{F} = 333\text{ }^\circ\text{K}.$$

maka :
$$Tr = \frac{T}{T_c} = \frac{333\text{ }^\circ\text{K}}{408\text{ }^\circ\text{K}} = 0,82$$

$$\frac{H_v}{R \cdot T_c} = \left[7,08 \cdot (1 - Tr)^{0,354} \right] + \left[10,95 \cdot W \cdot (1 - Tr)^{0,456} \right]$$
$$\frac{H_v}{1,986 \cdot 408} = \left[7,08 \cdot (1 - 0,82)^{0,354} \right] + \left[10,95 \cdot 0,28 \cdot (1 - 0,82)^{0,456} \right]$$
$$H_v = 7760,09 \frac{\text{btu}}{\text{lbmol} \cdot ^\circ \text{R}}$$

3) Campuran gas yang tidak terserap (Gs).

Komponen	Massa (kg/hari)	Massa (kmol/hari)	Massa (lbmol/jam)
N _{2(v)}	51.949,16	1.855,33	170,43
CO _(v)	60,79	2,17	0,20
CO _{2(v)}	1.528,35	34,74	3,19
H _{2(v)}	4,34	2,17	0,20
Total	53.542,63	1.894,40	174,02

$$C_p \text{ campuran gas} = \sum C_{p_i} \cdot Y_i = 0,25 \left(\frac{\text{btu}}{\text{lb} \cdot ^\circ \text{F}} \right)$$
$$BM \text{ campuran gas} = \sum BM_i \cdot Y_i = 28,26 \left(\frac{\text{lb}}{\text{lbmol}} \right)$$
$$H_L = [(1 - x) \cdot C_{p_{H_2O}} \cdot BM_{H_2O} \cdot (T_L - 32)] + x \cdot [C_{p_{CH_3OH}} \cdot BM_{CH_3O} \cdot (T_L - 32) + \Delta H_s]$$
$$H_L = [(1 - x) \cdot 1 \cdot 18 \cdot (T_L - 32)] + x \cdot [0,51 \cdot 30 \cdot (T_L - 32) + 3.723,72]$$
$$= [(1 - x) \cdot 18 \cdot (T_L - 32)] + x \cdot [15,3153 \cdot (T_L - 32) + 3.723,72]$$
$$H_L = T_L \cdot (-2,7 x + 18) + [3.810,12 x - 576] \dots\dots\dots (1)$$
$$T_L (^\circ \text{F}) = \frac{H_L + 576 - 3.810,12 x}{18 - 2,7 x} \dots\dots\dots (2)$$
$$H_G = [(1 - y) \cdot C_{p_{\text{gas}}} \cdot BM_{\text{gas}} \cdot (T_G - 32)] + y \cdot [C_{p_{CH_3OH}} \cdot BM_{CH_3O} \cdot (T_G - 32) + \Delta H_v]$$
$$= [(1 - y) \cdot 0,25 \cdot 28,26 \cdot (T_G - 32)] + y \cdot [0,255 \cdot 30 \cdot (T_G - 32) + 7.760,09]$$
$$H_G = T_G \cdot (0,50 y + 7,15) - 228,73 + 7.744,02 \dots\dots\dots (3)$$
$$T_G (^\circ \text{F}) = \frac{H_G - 7.744,02 y + 228,73}{7,15 - 0,50 y} \dots\dots\dots (4)$$

Neraca panas

$$L_N \cdot H_{LN} + G_{NP+1} \cdot H_{GNP+1} = L_{NP} \cdot H_{NP} + G_{N+1} \cdot H_{GN+1} \dots\dots\dots (a)$$

Neraca Panas total Absorber:

$$L_o * H_{L_o} + G_{NP+1} * H_{G_{NP+1}} = L_{NP} * H_{L_{NP}} + G_1 * H_{G_1} \dots \dots \dots (b)$$

4) Gas masuk Absorber 2.

G_{NP+1} = Mol total gas masuk Absorber 2.

$$= 311.202,88 \left(\frac{\text{kg}}{\text{hari}} \right) = 16.188,53 \left(\frac{\text{kmol}}{\text{hari}} \right) = 1.487,07 \left(\frac{\text{lbmol}}{\text{jam}} \right).$$

$$Y_{NP+1} = \frac{CH_2O_{\text{Yang terserap}}}{G_{NP+1}} = \frac{0,97 * 80,84 \text{ lbmol} \cdot \text{jam}}{1.487,07 \text{ lbmol} \cdot \text{jam}} = \frac{2,43}{1.487,07} = 0,0016$$

$$T_G = 60^\circ\text{C} = 140^\circ\text{F}.$$

Dari persamaan 3:

$$H_{G_{NP+1}} = T_G * (0,50 y + 7,15) - 228,73 + 7.744,02$$

$$H_{G_{NP+1}} = 140 * ((0,50 * 0,0016) + 7,15) - 228,73 + 7.744,02$$

$$H_{G_{NP+1}} = 948,53 \left(\frac{\text{btu}}{\text{lbmol}} \right).$$

5) Air Penyerap.

$$L_o = 3.136,97 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 16,01 \left(\frac{\text{lbmol}}{\text{jam}} \right).$$

$$x_o = 0.$$

$$T_L = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}.$$

Dari persamaan 1:

$$H_{L_o} = T_L * (-2,7 x + 18) + [3.810,12 x - 576]$$

$$= 86 * (-2,7 * 0 + 18) + [3.810,12 * 0 - 576] \rightarrow H_{L_o} = 972 \left(\frac{\text{btu}}{\text{lbmol}} \right).$$

6) Perhitungan gas keluar Absorber dan Liquid keluar Absorber.

a. Gas keluar absorber (Gas buangan).

$$G_1 = 174,02 \left(\frac{\text{lbmol}}{\text{jam}} \right).$$

$$Y_1 = \frac{CH_2O_{\text{Yang tidak terserap}}}{G_1} = \frac{0 \text{ lbmol} \cdot \text{jam}}{1.487,07 \text{ lbmol} \cdot \text{jam}} = 0.$$

Dilakukan trial T_{G1} agar didapatkan harga $Y_1 \approx 0$.

b. Liquid keluar absorber.

$$L_{NP} = 1.329,06 \left(\text{lbmol} / \text{jam} \right).$$

$$x_{NP} = \frac{CH_2O_{\text{Yang terserap}}}{L_{NP}} = \frac{2,43 \left(\text{lbmol} / \text{jam} \right)}{1.417,90 \left(\text{lbmol} / \text{jam} \right)} = 0,0018.$$

→ harga T_{LNP} didapat dari trial T_{G1} .

Untuk mencari suhu gas keluar dilakukan trial and error, yaitu dengan mengestimasi harga suhu gas keluar absorber (T_{G1}) kemudian dimasukkan kedalam persamaan 3 dan 4 untuk mendapatkan harga $Y_N \leq Y_1 \approx 0$. Sedangkan untuk mencari suhu liquid yang keluar pada dasar Absorber, digunakan persamaan (2). Dari hasil perhitungan trial, didapatkan bahwa harga $T_{G1} = 35^\circ\text{C} = 95^\circ\text{F}$.

*) Perhitungan komponen keluar Absorber dengan menggunakan hasil trial T_{G1} .

harga $T_{G1} = 35^\circ\text{C} = 95^\circ\text{F}$.

Dari persamaan (3):

$$H_G = T_G * (0,50 y + 7,15) - 228,73 + 7.744,02$$

$$H_G = 95 * (0,50 * 0 + 7,15) - 228,73 + 7.744,02$$

$$\rightarrow H_{G1} = 450,32 \left(\text{btu} / \text{lbmol} \right).$$

Dari persamaan (b):

$$L_o * H_{Lo} + G_{NP+1} * H_{GNP+1} = L_{NP} * H_{LNP} + G_1 * H_{G1}$$

$$(16,01 * 972) + (1.487,07 * 948,53) = (1.329 * H_{LNP}) + (174,02 * 450,32)$$

$$\rightarrow H_{LNP} = 1.014,05 \left(\text{btu} / \text{lbmol} \right).$$

Dari persamaan (2):

$$T_L (^\circ\text{F}) = \frac{H_L + 576 - 3.810,12 x}{18 - 2,7 x}$$

$$\rightarrow T_{LNP} = 87,98 \approx 88^\circ\text{F}.$$

$$T_{LNP} = 88^\circ\text{F} \rightarrow m = 0,09$$

(figure 8 halaman 811, Kern)

$$Y_{NP} = m_{NP} * x_{NP}$$

$$= 0,09 * 0,0018 = 0,0001645 \approx 0 (Y_P \approx Y_1). \text{ (terbukti)}$$

$$\text{Gas dari Absorber I} = G_{NP+1} * H_{GNP+1}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1.487,07 \left(\text{lbmol} / \text{jam} \right) * 948,53 \left(\text{btu} / \text{lbmol} \right) \\
 &= 1.410.534,43 \left(\text{btu} / \text{jam} \right) = 355.680,36 \left(\text{kkal} / \text{jam} \right).
 \end{aligned}$$

Gas keluar Absorber (Gas buangan) = $G_1 * H_{G1}$

$$\begin{aligned}
 &= 174,02 \left(\text{lbmol} / \text{jam} \right) * 450,32 \left(\text{btu} / \text{lbmol} \right) \\
 &= 78.364,03 \left(\text{btu} / \text{jam} \right) = 19.760,27 \left(\text{kkal} / \text{jam} \right).
 \end{aligned}$$

Air penyerap (Air proses) = $L_o * H_{L,o}$

$$\begin{aligned}
 &= 16,01 \left(\text{lbmol} / \text{jam} \right) * 972 \left(\text{btu} / \text{lbmol} \right) \\
 &= 15.560,65 \left(\text{btu} / \text{jam} \right) = 3.923,77 \left(\text{kkal} / \text{jam} \right).
 \end{aligned}$$

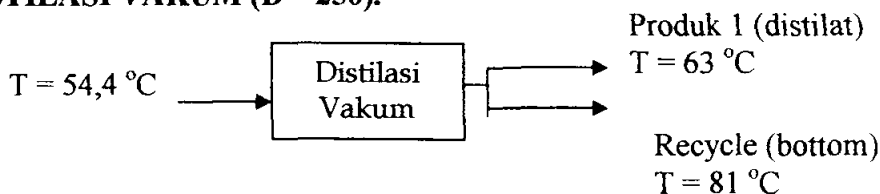
Menuju Absorber I = $L_{NP} * H_{NP}$.

$$\begin{aligned}
 &= 1.329,06 \left(\text{lbmol} / \text{jam} \right) * 1.014,05 \left(\text{btu} / \text{lbmol} \right) \\
 &= 1.347.731,06 \left(\text{btu} / \text{lbmol} \right) = 339.843,86 \left(\text{kkal} / \text{jam} \right).
 \end{aligned}$$

Panas masuk dan keluar Menara Absorber 2 dapat disajikan seperti tabel dibawah ini:

Masuk, $\left(\text{kkal} / \text{jam} \right)$		Keluar, $\left(\text{kkal} / \text{jam} \right)$	
Gas dari Absorber I	355.680,36	Gas buangan	19.760,27
Air proses	3.923,77	Menuju Absorber I	339.843,86
Total	359.604,14	Total	359.604,14

B.3.7. DISTILASI VAKUM (D – 250).



Dari spesifikasi alat didapatkan harga $R_{\min} = 1,09$.

Massa yang keluar distilasi kolom (destilat = D) = $48.000 \text{ kg} / \text{hari}$.

$L_o = R_{\min} * D = 1,09 * 48.000 \text{ kg} / \text{hari} = 52.267,20 \text{ kg} / \text{hari}$.

$$V = L_o + D = 52.267,20 \text{ kg/hari} + 48.000 \text{ kg/hari} = 100.267,20 \text{ kg/hari}$$

A. Perhitungan Panas yang dibawa uap masuk kondenser (Q_{V1}).

Panas yang dibawa uap masuk kondenser untuk masing – masing komponen dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$Q_{V1} = m * C_p * \Delta T$$

Dimana :

Q_{V1} = Panas yang dibawa uap masuk kondenser.

m = Massa tiap komponen masuk kondenser = $x_i * V$.

x_i = Fraksi masing – masing komponen.

V = Massa total masuk kondenser.

C_p = Konstanta panas masing – masing komponen.

T_2 = Suhu masuk kondenser = $63^\circ\text{C} = 336^\circ\text{K}$.

T_1 = Suhu reference = $25^\circ\text{C} = 298^\circ\text{K}$.

$\Delta T = T_2 - T_1 = 336 - 298 = 38^\circ\text{K}$.

Hasil perhitungan massa, C_p dan Q_{V1} untuk masing – masing komponen disajikan seperti pada tabel berikut ini:

Komponen	Fraksi berat, (x_i)	Masssa (kg/hari)	C_p ($\text{kkal/kg}^\circ\text{K}$)	ΔT , $^\circ\text{K}$	Q_{V1} (kkal/hari)
CH_2O	0,55	55.146,96	0,38	38	793.531,94
CH_3OH	0,015	1.504,01	0,61	38	34.874,05
H_2O	0,435	43.616,23	0,10	38	1.656.013,86
Total	1	100.267,20			2.484.419,86

B. Perhitungan panas laten penguapan (Q_{V2}).

H_v untuk masing – masing komponen dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$H_v = A \left[1 - \left(\frac{T}{T_c} \right)^n \right]$$

Sedangkan panas latent penguapan dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$Q_{V2} = m * \lambda$$

Dimana :

- T = Suhu distilat = suhu produk 1 = 63 °C = 336 °K.
- Tc = Suhu kritis masing – masing komponen.
- n = Konstanta.
- A = Konstanta.
- Hv = Entalpi fasa vapor.
- HL = Entalpi fasa liquid.
- λ = Hv – Hi.
- Qv2 = Panas latent penguapan.
- m = Massa masing – masing komponen.

Hasil perhitungan massa, Hv, λ dan Qv2 untuk masing – masing komponen disajikan seperti dalam tabel dibawah ini:

Komponen	Masssa (kg/hari)	Tc (°K)	A	n	HL (kkal/kg)	Hv (kkal/kg)	λ (kkal/kg)	Qv2 (kkal/hari)
CH2O	55.146,96	408	30,94	0,30	56,12	147,25	91,13	5.025.798,78
CH3OH	1.504,01	512,58	52,723	0,38	23,91	263,49	239,58	360.336,93
H2O	43.616,23	-	-	-	-	-	561,92	24.508.856,99
Total	100.267,20							29.894.992,70

C. Perhitungan panas yang dibawa Distilat (QD).

Panas yang dibawa Distilat untuk masing – masing komponen dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

QD = m * Cp * Δ T

Dimana :

- QD = Panas yang dibawa distilat.
- Cp = Konstanta panas.
- m = Massa masing – masing komponen.
- T2 = Suhu destilate = suhu produk 1 = 63 °C = 336 °K.
- T1 = Suhu reference = 25 °C = 298 °K.
- Δ T = T2 – T1.

Hasil perhitungan nilai Cp, massa dan panas (QD) yang dibawa Distilat untuk masing – masing komponen ditunjukkan seperti tabel dibawah ini:

Komponen	Masssa (kg/hari)	Cp (kkal/kg.°K)	Δ T, (°K)	Q _D (kkal/hari)
CH ₂ O	26.400	0,38	38	379.880,29
CH ₃ OH	720	0,61	38	16.694,94
H ₂ O	20.880	1	38	792.768,38
Total	48.000			1.189.343,61

D. Perhitungan panas yang dibawa reflux (Q_{L_o})

$$Q_{L_o} = R_{min} * Q_D$$
$$= 1,09 * 1.189.343,61 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{hari}} \right) = 1.295.076,25 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{hari}} \right).$$

E. Perhitungan panas yang diserap kondensor (Q_C).

$$Q_c = Q_{V1} + Q_{V2} - Q_D - Q_{L_o}$$
$$= 2.484.419,86 + 29.894.992,70 - 1.189.343,61 - 1.295.076,25$$
$$= 29.894.992,70 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{hari}} \right).$$

F. Kondisi dasar menara.

Massa yang keluar Distilasi (produk Bottom = W) = 242.038,34 kg/hari.

$$T_{BUBL} = 81 \text{ } ^\circ\text{C} = 354 \text{ } ^\circ\text{K}.$$

V_o = R * W, dimana R = refluks rasio.

$$V_o = R * W \dots\dots\dots (*)$$

$$L = W + V_o \dots\dots\dots (**)$$

Substitusi persamaan (*) ke persamaan (**):

$$L = W + V_o$$
$$= W + (R * W) = W (1+R)$$
$$= 242.038,34 * (1 + R) \frac{\text{kg}}{\text{hari}} \dots\dots\dots (***)$$

G. Panas yang dibawa cairan bottom.

Panas yang dibawa cairan bottom dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut ini:

$$Q_w = m * C_p * \Delta T$$

Dimana :

Q_w = Panas yang dibawa cairan bottom.

m = Massa masing – masing komponen.

C_p = Konstanta panas.

T_1 = Suhu reference = $25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298\text{ }^{\circ}\text{K}$.

T_2 = Suhu BUBL = Suhu bottom = $81\text{ }^{\circ}\text{C} = 354\text{ }^{\circ}\text{K}$.

$\Delta T = T_2 - T_1$

Hasil perhitungan nilai C_p , massa dan panas (Q_w) yang dibawa cairan bottom untuk masing – masing komponen ditunjukkan seperti tabel dibawah ini:

Komponen	Masssa (kg/hari)	C_p (kcal/kg. $^{\circ}\text{K}$)	ΔT , $^{\circ}\text{K}$	Q_w (kg/hari)
CH_3OH	3.025,48	0,62	56	104.615,84
H_2O	239.012,86	1	56	13.365.785,23
Total	242.038,34			13.470.401,06

H. Panas masuk Distilasi Vakum.

Panas yang masuk Distilasi Vakum dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut ini:

$$Q_F = m * C_p * \Delta T$$

Dimana :

Q_F = Panas masuk Distilasi Vakum.

m = Massa masing – masing komponen.

C_p = Konstanta panas.

T_1 = Suhu reference = $25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298\text{ }^{\circ}\text{K}$.

T_2 = Suhu masuk Distilasi Vakum = $54,4\text{ }^{\circ}\text{C} = 327,40\text{ }^{\circ}\text{K}$.

$\Delta T = T_2 - T_1$

Hasil perhitungan nilai C_p , massa dan panas (Q_F) untuk masing – masing komponen yang masuk Distilasi Vakum ditunjukkan seperti tabel dibawah ini:

Komponen	Masssa (kg/hari)	C_p (kcal/kg. $^{\circ}\text{K}$)	ΔT , ($^{\circ}\text{K}$)	Q_F (kcal/hari)
CH_2O	26.400	0,38	29,40	292.843,85
CH_3OH	720	0,61	29,40	12.848
H_2O	20.880	1	29,40	613.715,72
Total	48.000			919.407,56

I. Neraca Panas di Reboiler (Q_R).

$$Q_F + Q_R = Q_D + Q_C + Q_W$$

$$\begin{aligned} Q_R &= Q_D + Q_C + Q_W - Q_F \\ &= 1.189.343,61 + 29.894.992,70 + 13.470.401,06 - 919.407,56 \\ &= 43.635.329,80 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{hari}} \right). \end{aligned}$$

J. Panas yang dibawa masuk Reboiler (Q_{L1}).

Panas yang dibawa masuk Reboiler dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut ini:

$$Q_{L1} = m * C_p * \Delta T$$

Dimana :

Q_{L1} = Panas yang dibawa masuk Reboiler.

m = Massa masing – masing komponen masuk Reboiler
= massa bottom (1+R) → dari persamaan (***)

C_p = Konstanta panas.

T_1 = Suhu referensi = 25 °C = 298 °K.

T_2 = Suhu BUBL = Suhu bottom = 81 °C = 354 °K.

$$\Delta T = T_2 - T_1$$

Nilai massa, C_p , dan panas (Q_{L1}) untuk masing – masing komponen yang masuk Reboiler ditunjukkan seperti tabel dibawah ini:

Komponen	Massa * (1 + R) $\left(\frac{\text{kg}}{\text{hari}} \right)$	C_p $\left(\frac{\text{kkal}}{\text{kg} \cdot ^\circ \text{K}} \right)$	ΔT (°K)	$Q_{L1} * (1 + R)$ $\left(\frac{\text{kkal}}{\text{hari}} \right)$
CH ₃ OH	3.025,48	0,62	56	104.615,84
H ₂ O	239.012,86	1	56	13.365.785,23
Total	242.038,34			13.470.401,06

K. Panas Latent penguapan (Q_{L2}).

Panas latent penguapan dihitung dengan menggunakan persamaan berikut ini:

$$Q_{L2} = m * \lambda$$

Dimana :

Q_{L2} = Panas latent penguapan.

m = Massa masing – masing komponen
= massa bottom * R → dari persamaan (*)

$$\lambda_{\text{CH}_3\text{OH}} = 229,1179 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{kg}} \right).$$

$$\lambda_{\text{H}_2\text{O}} = 551,189 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{kg}} \right).$$

Massa, λ , dan panas (Q_{L2}) untuk masing – masing komponen ditunjukkan seperti tabel dibawah ini:

Komponen	Massa * R (kg/hari)	λ (kkal/kg)	$Q_{L2} * R$ (kkal/hari)
CH ₃ OH	3.025,48	229,1179	693.191,44
H ₂ O	239.012,86	551,189	131.741.259,01
Total	242.038,34		132.434.450,46

L. Menentukan Refluks rasio (R) Reboiler.

$$Q_R = Q_{L1} + Q_{L2} - Q_{V0} - Q_W \dots\dots\dots (1)$$

$$\text{Karena: } Q_{V0} = Q_{L2} \dots\dots\dots (2)$$

Substitusi persamaan (2) dan (1), akan didapatkan:

$$Q_R = Q_{L1} + Q_{L2} - Q_{V0} - Q_W$$

$$Q_R = Q_{L1} - Q_W$$

$$43.635.329,80 = 13.470.401,06 (1+R) - 13.470.401,06$$

$$(1+R) = 4,24 \rightarrow R = 3,24.$$

M. Panas yang dibawa refluks Reboiler (Q_{V0}).

$$Q_{V0} = Q_{L2} = 132.434.450,46 * R$$

$$= 132.434.450,46 * 3,24 = 429.001.400,64 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{hari}} \right).$$

N. Menentukan kebutuhan pemanas.

Pemanas yang digunakan adalah steam.

Dimana : $T_{\text{steam}} = 194,33^\circ\text{C}$.

$$P_{\text{steam}} = 200 \text{ psi.}$$

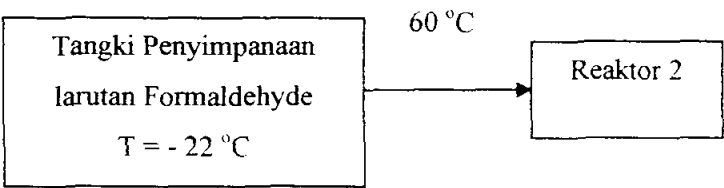
$$\lambda_{\text{Pada suhu } 194,33^\circ\text{C}} = 468,5387 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{kg}} \right).$$

$$\text{maka: Kebutuhan steam} = \frac{Q_R}{\lambda} = \frac{43.635.329,80 \text{ kkal/hari}}{468,5387 \text{ kkal/kg}} = 93.130,68 \text{ kg/hari}.$$

Neraca panas masuk dan keluar Distilasi Vakum disajikan seperti tabel dibawah ini :

Masuk, (kkal/hari)		Keluar, (kkal/hari)	
Dari reboiler (Q _R)	43.635.329,80	Panas yang dibawa distilat (Q _D).	1.189.343,61
Panas masuk (Q _F)	919.407,56	Panas yang dibawa produk bottom (Q _w).	13.470.401,06
		Panas yang diserap kondensor (Q _C).	29.894.992,70
Total	44.554.737,37	Total	44.554.737,37

B.3.8. HEATER (H – 255).



Fungsi : Digunakan untuk menaikkan suhu bahan sebelum masuk kedalam Reaktor 2.

Panas untuk heater diambil dari panas bahan yang keluar Reaktor 1.

1) Dari tangki penyimpanan larutan Formaldehyde.

a. Panas masuk.

Panas bahan masuk yang berasal dari tangki penyimpanan Formaldehyde dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut ini:

$$Q = m * Cp * \Delta T$$

Dimana :

Q = Panas bahan masuk yang berasal dari tangki penyimpanan Formaldehyde.

m = Massa masing – masing komponen.

Cp = Konstanta panas.

T₁ = Suhu reference = 25 °C = 298 °K.

T₂ = Suhu bahan masuk = Suhu penyimpanan = – 22 °C = 251 °K.

Δ T = T₂ – T₁ = 251 – 298 = – 47 °K.

Hasil perhitungan Cp dan panas untuk masing – masing komponen yang berasal dari tangki penyimpanan Formaldehyde adalah sebagai berikut:

Komponen	Masssa (kg/hari)	Mol (kmol/hari)	Cp (kkal/kmol.°K)	$\Delta T, ^\circ K$	$Q_{\text{bahan masuk}}$ (kkal/hari)
CH ₃ OH _(L)	720	22,50	18,66	- 47	- 19.728,11
CH ₂ O _(v)	26.400	880	10,95	- 47	- 452.878,35
H ₂ O _(L)	20.880	1.160	18,23	- 47	- 994.031,64
Total	48.000	2.062,50			- 1.466.638,09

b. Panas keluar.

$$T_{\text{bahan keluar}} = 60 ^\circ C = 333 ^\circ K.$$

$$T_{\text{Ref}} = 25 ^\circ C = 298 ^\circ K.$$

Dengan cara perhitungan yang sama seperti diatas akan didapatkan harga Cp dan panas untuk masing – masing komponen keluar Heater, yang disajikan seperti tabel dibawah ini:

Komponen	Masssa (kg/hari)	Mol (kmol/hari)	Cp (kkal/kmol.°K)	$T - T_{\text{ref}}$ (°K)	$Q_{\text{bahan keluar}}$ (kkal/hari)
CH ₂ O _(v)	26.400	880	11,35	35	349.448,42
CH ₃ OH _(L)	720	22,50	19,49	35	15.348,01
H ₂ O _(L)	20.880	1.160	17,99	35	730.315,55
Total	48.000	2.062,50			1.095.111,99

c. Steam yang dibutuhkan.

$$\text{Panas keluar} = \text{Panas masuk} + \text{Steam}$$

$$\text{Panas steam} = \Delta H \text{ steam} = \text{Panas keluar} - \text{Panas masuk}$$

$$= 1.095.111,99 - (- 1.466.638,09) = 25.617.50,08 \text{ (kkal/hari)}.$$

2) Dari Reaktor 1.

Komponen – komponen yang keluar Reaktor I adalah sebagai berikut:

Komponen	Masssa (kg/hari)	Mol (kmol/hari)	Cp (kkal/kmol.°K)	Fraksi mol	$T - T_o$ (°K)	Q_{bahan} (kkal/hari)
CH ₃ OH _(L)	3.745,48	117,05	13,40	0,0068	334,40	524.576,12
CH ₂ O _(v)	26.400	880	12,70	0,0513	334,40	3.737.840,35
H ₂ O _(L)	256.755,89	14.264,22	8,35	0,8315	334,40	39.824.294,26
N ₂	51.949,16	1.855,33	6,99	0,1081	334,40	4.337.644,78
H ₂	4,34	2,17	7,10	0,0001	334,40	5.153,72
CO	60,79	2,17	7,11	0,0001	334,40	5.164,60
CO ₂	1.528,35	34,74	10,31	0,0020	334,40	119.778,85
Total	340.444	17.155,67		1,0		48.554.452,68

$$C_p \text{ campuran} = \sum x_i * C_{p_i} = 8,46 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{kmol} \cdot ^\circ \text{K}} \right)$$

3) Panas yang masuk HE.

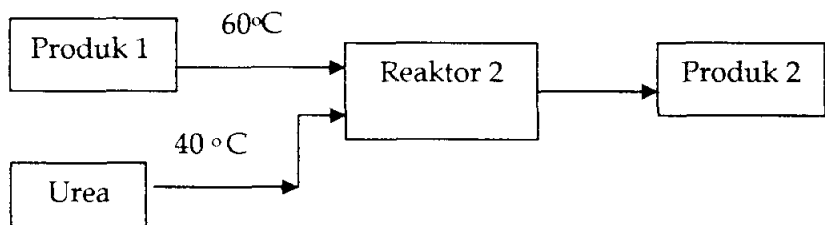
Karena panas yang keluar Reaktor 1 dimanfaatkan terlebih dahulu untuk memanaskan Heater baru kemudian dimasukkan HE, maka besarnya panas yang masuk HE dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Panas masuk HE} &= \text{panas keluar Reaktor I} - \text{panas yang dibutuhkan Heater} \\ &= 48.554.452,68 - 25.617.50,08 \\ &= 45.992.702,60 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{hari}} \right). \end{aligned}$$

*) Suhu masuk HE.

$$\begin{aligned} (m * C_p * \Delta T)_{\text{Larutan Formaldehyde}} &= (m * C_p * \Delta T)_{\text{Reaktor I}} \\ 2.062,50 * 15,15 * (60 + 22) &= 17.155,67 * 8,46 * (359,40 - T) \\ \rightarrow T &= 341,76 ^\circ \text{C}. \end{aligned}$$

B.3.9. REAKTOR 2 (R - 260).



1) Panas masuk Reaktor 2.

Bahan masuk Reaktor 2 terdiri dari :

1. Larutan Formaldehyde.

Larutan formaldehyde ini terdiri atas 55 % berat CH_2O , 1,5 % berat CH_3OH , dan 43,5 % berat H_2O . Larutan Formaldehyde (produk 1) masuk Reaktor 2 dalam fasa liquid, dengan :

$$\text{Suhu reference} = 25 ^\circ \text{C} = 298 ^\circ \text{K} = T_1.$$

$$\text{Suhu larutan Formaldehyde masuk Reaktor 2} = 60 ^\circ \text{C} = 333 ^\circ \text{K} = T_2.$$

2. Urea ($\text{CH}_4\text{N}_2\text{O}$).

$$\text{Suhu reference} = 25 ^\circ \text{C} = 298 ^\circ \text{K} = T_1.$$

$$\text{Suhu masuk Reaktor 2} = 40 ^\circ \text{C} = 313 ^\circ \text{K} = T_2.$$

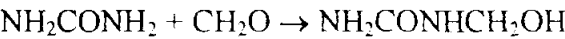
Panas untuk masing – masing komponen yang masuk Reaktor 2 dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\Delta H = \text{mol} * C_p * \Delta T$$

Hasil perhitungan Cp dan panas yang masuk Reaktor 2 untuk masing – masing komponen yang lainnya dapat dilihat seperti tabel dibawah ini:

Komponen	Masssa (kg/hari)	Mol (kmol/hari)	Cp (kkal/kmol.° K)	T - T _o (° K)	ΔH (kkal/hari)
CH ₃ OH _(L)	720	22,5	19,49	35	15.348,01
CH ₂ O _(L)	26.400	880	11,35	35	349.448,42
H ₂ O _(L)	20.880	1.160	17,99	35	730.315,55
NH ₂ CONH ₂ _(S)	48.000	800	38,66	15	463.924,19
Total	96.000	2.862,50			1.559.036,17

2) Panas reaksi pembentukan.



Dimana :

Konversi reaksi = 99 % terhadap mol Urea mula – mula.

Mol yang bereaksi = mol_{mula – mula} * konversi reaksi.

Mol sisa = mol_{mula – mula} – mol_{yang bereaksi}.

Hasil perhitungan mol untuk masing – masing komponen untuk reaksi tersebut adalah sebagai berikut :

Komponen	Mula – mula (kmol/hari)	Bereaksi (kmol/hari)	Sisa (kmol/hari)
CH ₂ O	880	792	88
NH ₂ CONH ₂	800	792	8
NH ₂ CONHCH ₂ OH	0	792	792

Data ΔH_{F 298} untuk masing – masing komponen disajikan seperti tabel dibawah ini:

Komponen	ΔH _{F 298}	
	(J/kmol)	(kkal/kmol)
CH ₃ OH _(L)	- 23.866	- 5.703,97
CH ₂ O _(v)	- 10.857	- 2.594,82
H ₂ O _(L)	285.830	68.313,37
NH ₂ CONH ₂ _(S)	- 333.600	- 79.730,40
NH ₂ CONHCH ₂ OH _(L)	- 2.621.600	- 626.562,40

Appendix C, Smith Van Ness Abbott edisi 5

$\Delta H_{f\ 298}$ reaksi pembentukan Urea Formaldehyde (UF) dapat dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$\Delta H_{f\ 298} = \sum_{\text{Produk}} n_i * \Delta H_{fi} - \sum_{\text{Reaktan}} n_i * \Delta H_{fi}$$

maka :

$$\begin{aligned} \Delta H_{f\ 298} &= (n_{\text{NH}_2\text{CONHCH}_2\text{OH}} * \Delta H_{f\ \text{NH}_2\text{CONHCH}_2\text{OH}}) - [(n_{\text{NH}_2\text{CONH}_2} * \Delta H_{f\ \text{NH}_2\text{CONH}_2}) + (n_{\text{CH}_2\text{O}} * \Delta H_{f\ \text{CH}_2\text{O}})] \\ &= (792 * -626.562,40) - [(792 * -79.730,40) + (792 * -2.594,82)] \\ &= -431.035.844,20 \left(\frac{\text{kkal}}{\text{hari}} \right) \rightarrow \text{Reaksi Eksotermis.} \end{aligned}$$

3) Panas bahan keluar reaktor 2.

Dimana :

$$T_1 = \text{Suhu standart} = 25\ ^\circ\text{C} = 298\ ^\circ\text{K}.$$

$$T_2 = \text{Suhu keluar Reaktor II} = 95\ ^\circ\text{C} = 368\ ^\circ\text{K}$$

Dengan cara perhitungan yang sama seperti panas masuk Reaktor 2, maka akan didapatkan juga harga Cp dan panas masing – masing komponen yang keluar Reaktor 2, yang disajikan seperti tabel berikut ini :

Komponen	Masssa (kg/hari)	Mol (kmol/hari)	Cp (kkal/kmol.°K)	ΔT (°K)	ΔH (kkal/hari)
CH ₃ OH _(L)	720	22,5	19,96	70	31.431,19
CH ₂ O _(L)	2.640	88	11,51	70	70.914,65
H ₂ O _(L)	20.880	1.160	17,98	70	1.459.850,74
CH ₄ N ₂ O _(S)	480	8	34,74	70	19.452,68
NH ₂ CONHCH ₂ OH _(L)	71.280	792	29,73	70	1.648.231,20
Total	96.000	2.070,50			3.229.880,46

4) Panas yang hilang, Q_{loss} .

Karena suhu keluar Reaktor 2 cukup besar (95 °C), maka dianggap ada Q_{loss} ke lingkungan. Q_{loss} dapat dihitung sebagai berikut:

$$\Delta H_{\text{bahan masuk}} + \Delta H_{\text{reaksi}} = \Delta H_{\text{bahan keluar}} + Q_{\text{loss}}$$

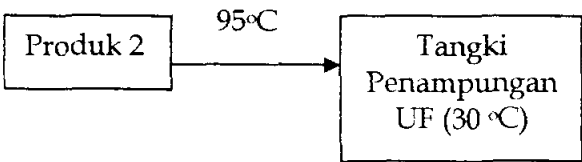
Maka :

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{bahan masuk}} + \Delta H_{\text{reaksi}} &= \Delta H_{\text{bahan keluar}} + Q_{\text{loss}} \\ \rightarrow Q_{\text{Loss}} &= 429.364.999,92 \end{aligned}$$

Hasil perhitungan neraca panas pada Reaktor 2 adalah sebagai berikut:

Masuk, (kkal/hari)		Keluar, (kkal/hari)	
Panas masuk	1.559.036,17	Panas keluar	3.229.880,46
Panas reaksi	431.035.844,20	Q _{Loss}	429.364.999,92
Total	432.594.880,37	Total	432.594.880,37

B.3.10. COOLER (E - 262).



1) Panas bahan masuk Cooler.

Harga panas yang masuk Cooler dapat dihitung dengan menggunakan persamaan seperti dibawah ini :

$$\Delta H = m * C_p * \Delta T$$

Dimana :

- ΔH = Panas masuk Cooler.
- m = Massa masing – masing komponen.
- C_p = Konstanta panas.
- T_1 = Suhu reference = 25 °C = 298 °K.
- T_2 = Suhu bahan masuk Cooler = 95 °C = 368 °K.
- ΔT = $T_2 - T_1 = 368 - 298 = 70$ °K.

Harga C_p dan panas untuk masing – masing komponen yang masuk Cooler disajikan seperti tabel dibawah ini:

Komponen	Massa (kg/hari)	Mol (kmol/hari)	C_p (kkal/kmol.°K)	ΔT (°K)	ΔH (kkal/hari)
CH ₃ OH _(L)	720	22,5	19,96	70	31.431,19
CH ₂ O _(L)	26.400	880	11,51	70	709.146,48
H ₂ O _(L)	20.880	1.160	17,98	70	1.459.850,74
CH ₄ N ₂ O _(S)	48.000	800	34,74	70	1.945.268,23
Total	48.000	2.862,50			4.145.696,64

2) Panas bahan keluar Cooler.

- T_1 = Suhu standart = 25 °C = 298 °K
- T_2 = Suhu bahan keluar = 30 °C = 303 °K

Dengan cara perhitungan yang sama dengan panas masuk Cooler, maka dapat dihitung juga panas masing – masing komponen yang keluar Cooler. Hasil perhitungan Cp dan panas untuk masing – masing komponen adalah sebagai berikut:

Komponen	Masssa ($\frac{\text{kg}}{\text{hari}}$)	Mol ($\frac{\text{kmol}}{\text{hari}}$)	Cp ($\frac{\text{kkal}}{\text{kmol} \cdot ^\circ\text{K}}$)	ΔT ($^\circ\text{K}$)	ΔH ($\frac{\text{kkal}}{\text{hari}}$)
$\text{CH}_3\text{OH}_{(\text{L})}$	720	22,5	19,26	15	6.499,75
$\text{CH}_2\text{O}_{(\text{L})}$	2.640	88	11,25	15	14.849,87
$\text{H}_2\text{O}_{(\text{L})}$	20.880	1.160	18,02	15	313.568,41
$\text{CH}_4\text{N}_2\text{O}_{(\text{S})}$	480	8	38,66	15	4.639,24
$\text{NH}_2\text{CONHCH}_2\text{OH}_{(\text{L})}$	71.280	792	29,73	15	353.183,01
Total	96.000	2.070,50			692.740,28

3) Kebutuhan pendingin.

$$\Delta H \text{ bahan masuk} = \Delta H \text{ bahan keluar} + \Delta H \text{ pendingin}$$

$$\Delta H \text{ pendingin} = \Delta H \text{ bahan masuk} - \Delta H \text{ bahan keluar}$$

$$= 4.145.696,64 - 692.740,28 = 3.452.956,35 \text{ kkal/hari}$$

$$= \text{Panas yang diserap oleh pendingin.}$$

Pendingin yang digunakan adalah air, dimana :

$$T_{\text{Pendingin masuk}} = T_1 = 30^\circ\text{C} = 303^\circ\text{K.}$$

$$T_{\text{Pendingin keluar}} = T_2 = 45^\circ\text{C} = 318^\circ\text{K.}$$

$$C_p \text{ pendingin} = 75,31 \frac{\text{J}}{\text{mol} \cdot ^\circ\text{K}} = 18 \frac{\text{kkal}}{\text{kmol} \cdot ^\circ\text{K}} = 1 \frac{\text{kkal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{K}}$$

$$\text{maka : } Q = m * C_p * \Delta T$$

$$m = \frac{Q}{C_p * \Delta T} = \frac{3.452.956,35 \frac{\text{kkal}}{\text{hari}}}{1 \frac{\text{kkal}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{K}} * (318 - 303)^\circ\text{K}} = 230.197,51 \frac{\text{kg}}{\text{hari}}$$

Hasil perhitungan neraca panas pada Cooler adalah sebagai berikut:

Masuk, ($\frac{\text{kkal}}{\text{hari}}$)		Keluar, ($\frac{\text{kkal}}{\text{hari}}$)	
Panas masuk	4.145.696,64	Panas keluar	692.740,28
		ΔH pendingin	3.452.956,35
Total	4.145.696,64	Total	4.145.696,64

B.3.11. BAROMETRIK KONDENSOR.

1) Panas Masuk.

Entalpi vapor untuk masing – masing komponen dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$H_v = A \left[1 - \left(\frac{T}{T_c} \right)^n \right]$$

Sedangkan panas latent untuk masing – masing komponen dapat dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$\Delta H = \text{massa} * \lambda$$

Dimana :

- T = Suhu masing – masing komponen = T = 63 °C = 336 °K.
- T_c = Suhu kritis.
- n = Konstanta.
- A = Konstanta.
- H_l = Entalpi liquid . (Perry`s edisi 5)
- H_v = Entalpi vapor.
- λ = Panas latent = H_v – H_i

Hasil perhitungan panas latent untuk setiap komponen disajikan seperti tabel dibawah ini:

Komponen	Masssa (kg/hari)	H _l (kkal/kg)	A	T _c (°K)	n	T (°K)	H _v (kkal/kg)	λ (kkal/kg)	ΔH (kkal/hari)
CH ₃ OH	720	23,91	52,72	512,58	0,38	336	263,49	239,58	172.500,81
CH ₂ O	26.400	56,12	30,94	408	0,3	336	147,25	91,13	2.405.954,70
H ₂ O	20.880	-	-	-	-	-	-	561,92	11.732.901,04
Total	48.000								14.311.356,55

2) Panas Keluar.

Dimana :

- Suhu keluar = T₂ = 63 °C = 336 °K.
- Suhu reference = T₁ = 25 °C = 298 °K.

Dengan cara perhitungan yang sama maka akan didapatkan juga panas keluar Kondenser untuk masing – masing komponen. Hasil perhitungan Cp dan panas untuk masing – masing komponen ditunjukkan seperti tabel dibawah ini:

Komponen	Masssa (kg/hari)	Mol (kmol/hari)	Cp (kkal/kmol.°K)	T - T _o (°K)	ΔH (kkal/hari)
CH ₃ OH _(L)	720	22,5	19,53	38	16.694,94
CH ₂ O _(L)	26.400	880	11,36	38	379.880,29
H ₂ O _(L)	20.880	1.160	17,98	38	792.768,38
Total	96.000	2.062,50			1.189.343,61

3) Panas yang diserap oleh pendingin.

Neraca panas total:

$$\Delta H \text{ bahan masuk} = \Delta H \text{ bahan keluar} + \Delta H \text{ pendingin}$$

$$\Delta H \text{ pendingin} = \Delta H \text{ bahan masuk} - \Delta H \text{ bahan keluar}$$

$$= 14.311.356,55 - 1.189.343,61$$

$$= 13.122.012,94 \text{ kkal/hari}$$

Pendingin yang digunakan adalah air, dimana :

$$T_{\text{Pendingin masuk}} = T_1 = 30^\circ\text{C} = 303^\circ\text{K.}$$

$$T_{\text{Pendingin keluar}} = T_2 = 45^\circ\text{C} = 318^\circ\text{K.}$$

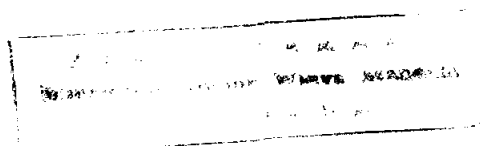
$$C_p \text{ pendingin} = 75,31 \text{ J/mol.}^\circ\text{K} = 18 \text{ kkal/kmol.}^\circ\text{K} = 1 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{K}$$

$$\text{maka : } Q = m * C_p * \Delta T$$

$$m = \frac{Q}{C_p * \Delta T} = \frac{13.122.012,94 \text{ kkal/hari}}{1 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{K} * (318 - 303)^\circ\text{K}} = 48.600,14 \text{ kg/hari.}$$

Hasil perhitungan neraca panas pada Kondensor adalah sebagai berikut:

Masuk, (kkal/hari)		Keluar, (kkal/hari)	
Panas masuk	14.311.356,55	Panas keluar	1.189.343,61
		Δ H pendingin	13.122.012,94
Total	14.311.356,55	Total	14.311.356,55



APPENDIKS C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

APPENDIX C

SPESIFIKASI ALAT

I. Tangki Penampung Methanol Bahan Baku (F – 110).

Fungsi : Untuk menyimpan larutan CH_3OH bahan baku 98 %.

Waktu penyimpanan : 7 hari (Ulrich, tabel 4 – 27).

Kondisi Operasi : $T_{\text{penyimpanan}} = 30^\circ\text{C}$.

$P_{\text{penyimpanan}} = 1 \text{ atm}$.

Dimensi tangki.

$$\text{Kebutuhan}_{\text{CH}_3\text{OH bahan baku}} = 30.674,48 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 67.637,24 \frac{\text{lb}}{\text{hari}}.$$

$$\rho_{\text{CH}_3\text{OH}} = 0,7821 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3} = 8 \cdot 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{cm}^3} = 48,84 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\text{Kapasitas Volumetrik } \text{CH}_3\text{OH} = \frac{\text{Kapasitas } \text{CH}_3\text{OH bahan baku}}{\rho_{\text{CH}_3\text{OH}}}$$

$$= \frac{67.637,24 \frac{\text{lb}}{\text{hari}} * 7 \text{ hari}}{48,84 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} = 9.694,37 \frac{\text{ft}^3}{\text{minggu}}$$

$$\text{Kapasitas Volumetrik tiap tangki} = \frac{9.694,37 \frac{\text{ft}^3}{\text{minggu}}}{2} = 4.847,19 \frac{\text{ft}^3}{\text{minggu}}$$

Asumsi: Volume bahan = 80 % volume tangki.

$$\text{Volume tangki} = \frac{\text{Volume bahan}}{80 \%} = \frac{4.847,19 \text{ ft}^3}{80 \%} = 6.058,98 \approx 6.059 \text{ ft}^3.$$

Dimana : $\frac{H}{D} = 1,5$ (Ulrich tabel 4 – 27).

$$\text{Volume Dish head} = V_{\text{Dish}} = 0,000049 * D_s^3 \text{ (Brownel and Young, hal 88).}$$

$$\text{Volume Silinder} = V_s = \frac{\pi}{4} * D_s^2 * H_s.$$

$$\text{Straight flange} = S_f = 2 \text{ in.}$$

$$V_{Sf} = \frac{\pi}{4} * D_s^2 * S_f = 0,130900 D_s^2$$

$$\text{Volume tangki} = V_{\text{Dish}} + V_s + V_{Sf}$$

$$= (0,000049 * D_s^3) + \left(\frac{\pi}{4} * D_s^2 * H_s\right) + (0,130900 D_s^2)$$

maka :

$$\text{Volume tangki} = 1,178149 * D_s^3 + 0,1309 * D_s^2$$

$$6.059 \text{ ft}^3 = 1,178149 * D_s^3 + 0,1309 * D_s^2$$

$$\rightarrow D_s = 17,22 \text{ ft} = 206,69 \text{ in} \approx 206,7 \text{ in.}$$

$$H = 1,5 * ID = 17,72 * 1,5 = 25,84 \text{ ft} = 310,03 \text{ in} \approx 310,1 \text{ in.}$$

$$\text{Tinggi larutan dalam tangki} = H_1 = \frac{4 * \text{Volume cairan}}{\pi * D^2}$$

$$= \frac{4 * 4.847,19 \text{ ft}^3}{\pi * 17,22^2} = 41,61 \text{ ft} = 499,28 \text{ in.}$$

$$P_{\text{Total}} = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{dalam tangki}} = \frac{\rho * g * H_1}{144} + 14,7$$

$$= \frac{48,84 \text{ lb} \text{ ft}^3 * 1 * 41,61 \text{ ft}}{144} + 14,7 = 28,81 \text{ psi.}$$

$$P_{\text{Desain}} = 1,05 * P_{\text{Total}} = 1,05 * 28,81 \text{ psi} = 30,25 \text{ psi.}$$

a. Tebal tangki bagian Silinder.

Dipilih bahan konstruksi:

Stainless stell SA – 167 (Brownell and Young, p.342).

S : 18.750 psi.

C : 0,125 (Perry's edisi 7).

Pengelasan yang digunakan : double welded butt joint.

Efisiensi pengelasan (E) : 80 %.

$$\text{Tebal tangki} = t = \frac{P_{\text{Desain}} * ID}{2 * [(f * E) - (0,6 * P_{\text{Desain}})]} + C$$

$$t = \frac{30,25 \text{ psi} * 206,7 \text{ in}}{2 * [(18.750 \text{ psi} * 0,8) - (0,6 * 130,25 \text{ psi})]} + 0,125 = 0,33 \text{ in}$$

$$\rightarrow \text{Diambil tebal tangki standart} = \frac{7}{16} \text{ in} (0,44 \text{ in}).$$

Check :

$$\bullet \text{ OD} = ID + 2T$$

$$= 206,7 + (2 * 0,44) = 207,56 \text{ in.}$$

Diambil OD standar = 216 in.

- $ID = OD - 2T$
 $= 216 - (2 \times 0,44) = 215,13 \text{ in} \approx 17,93 \text{ ft}$
- $H_{\text{Tangki}} = 1,5 \times ID$
 $= 1,5 \times 17,93 = 26,89 \text{ ft}$
- Tinggi larutan dalam tangki (H_1) = 38,41 ft.

b. Tinggi tutup atas berupa standart Dished Head.

$R_c = ID = 17,93 \text{ ft} = 215,13 \text{ in.}$

$l_{cr} = 13 \text{ in} = 1,08 \text{ ft}$ (Brownell and Young table 5,6).

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{17,93 \text{ ft}}{2} = 8,96 \text{ ft}$$

$$AB = a - l_{cr} = 8,96 - 1,08 = 7,88 \text{ ft.}$$

$$BC = R_c - l_{cr} = 17,93 - 1,08 = 16,84 \text{ ft.}$$

$$b = R_c - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 17,93 - \sqrt{16,84^2 - 7,88^2} = 3,04 \text{ ft.}$$

$$\text{Tebal tutup atas} = t = \frac{0,885 * P_{\text{Desain}} * R_c}{(f * E) - (0,1 * P_{\text{Desain}})} + C$$

$$t = \frac{0,885 * 29,11 \text{ psi} * 215,13 \text{ in}}{(18.750 * 0,8) - (0,1 * 29,11 \text{ psi})} + 0,0125 = 0,49 \text{ in.}$$

→ Diambil tebal standart tutup alas = 0,5 in.

$$\text{Tinggi tutup atas} = OA = b + sf + t = 3,04 + 0,17 + 0,04 = 3,25 \text{ ft.}$$

Tinggi tangki total = tinggi tangki + tinggi tutup

$$= 26,89 + 3,25 = 30,14 \text{ ft} = 9,19 \text{ m} \approx 9,2 \text{ m.}$$

Spesifikasi Alat :

Nama	: Tangki penyimpanan larutan methanol (F-110)
Fungsi	: Menyimpan larutan methanol 98 %
Kapasitas	: 6,059 ft ³
Bentuk	: Tangki silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berupa plat datar.
Jenis las	: double welded butt joint.
Jumlah	: 2 buah

II. Filter Udara (H – 211).

Fungsi : Untuk menyaring debu pengotor yang akan masuk blower.

Tipe filter : Dry filter.

Kondisi operasi : $T_{\text{Udara masuk}} = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$.

$P_{\text{Udara masuk}} = 1\text{ atm}$.

Dimensi filter.

$$\text{Kapasitas Udara masuk Vaporiser} = 67.731,18 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 2.822,13 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}.$$

$$\rho_{\text{Udara}} = 1,17 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 0,07 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Volumetrik Udara} &= \frac{\text{Kapasitas Udara}}{\rho_{\text{Udara}}} \\ &= \frac{2.822,13 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1,17 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 2.417,04 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}. \end{aligned}$$

Dari Perry edisi 6, tabel 20 – 40, didapatkan data sebagai berikut:

Ukuran Dry filter : 24 * 24.

Kapasitas filter : 1.000 ft^3/menit .

$$\text{Jumlah Dry filter yang digunakan : } \frac{1.422,46}{1.000} = 1,42 \approx 2 \text{ buah.}$$

Spesifikasi Alat :

Nama : Fiter Udara (H – 211).

Fungsi : Menyaring debu pengotor yang akan masuk kompressor.

Type : Dry filter.

Ukuran : 24 x 24

Kapasitas : 1.000 ft^3/menit

Jumlah : 2 buah

III. Kompresor (G – 212).

Fungsi : Untuk mensuplai udara sebagai bahan baku.

Kondisi operasi : $T_{\text{Udara masuk}} = 30^{\circ}\text{C}$.

$P_{\text{Udara masuk}} = 1 \text{ atm}$.

Dimensi Kompresor

$$\text{Kapasitas Udara masuk Vaporiser} = 67.731,18 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 2.822,13 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol udara masuk} &= \frac{\text{Udara masuk vaporiser}}{\text{BM}_{\text{udara}}} \\ &= \frac{67.731,18 \frac{\text{kg}}{\text{hari}}}{28,97 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} * 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} * 3600 \frac{\text{detik}}{\text{jam}}} = 0,03 \text{ kmol/detik.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Volumetrik Udara} &= \frac{\text{Kapasitas Udara}}{\rho_{\text{Udara}}} \\ &= \frac{0,03 \text{ kmol/detik} * 22,4 * 303^{\circ}\text{K}}{273^{\circ}\text{K}} = 0,67 \text{ m}^3/\text{detik.} \end{aligned}$$

Dari figure 3.6 hal 75, Coulson, didapatkan efisiensi kompresor = 67 %.

$$W = z_1 * \left(\frac{R * T}{\text{BM}} \right) * \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\left(\frac{n-1}{n} \right)} - 1 \right] \quad (\text{Coulson, pers 3.31})$$

Dimana :

z_1 = Faktor kompresibel (untuk gas ideal, $z = 1$)

R = Tetapan gas = $8,314 \frac{\text{J}}{\text{mol}^{\circ}\text{K}}$

T_1 = Suhu masuk ($^{\circ}\text{K}$).

Karena kompresor beroperasi pada tekanan rendah ($< 5 \text{ bar}$), maka diasumsikan gas tersebut mendekati sifat gas ideal, $z = 1$.

1) Mencari harga P_2 (tekanan discharge udara).

Karena udara akan bercampur dengan Methanol, maka tekanan udara dianggap sama dengan tekanan Methanol masuk Vaporiser.

$P_{\text{udara masuk}} = P_2 = 18 \text{ psi}$.

Dari persamaan 3.36 a dan persamaan 3.38 a, Coulson:

$$m = \frac{\gamma - 1}{\gamma * E_p} \dots\dots\dots 3.36 a$$

$$n = \frac{1}{1 - m} \dots\dots\dots 3.38 a$$

Dimana :

$$\gamma_{\text{Udara}} = 1,40 \text{ (Diatomic gas).}$$

$$P_1 = 14,7 \text{ psi.}$$

$$m = 0,43.$$

$$P_2 = 18 \text{ psi.}$$

$$n = 1,74.$$

$$W = 532,82 \text{ kJ/kmol.}$$

$$R = 8,31 \text{ J/mol.}^\circ\text{K.}$$

$$\text{Power compressor} = 21,52 \text{ kJ/detik.}$$

$$\text{Power pompa} = \frac{21,52 \text{ kJ/detik}}{0,75 \text{ kJ/detik}} = 28,86 \text{ Hp.}$$

Spesifikasi Alat :

Nama	: Kompresor (G – 212)
Fungsi	: Untuk mensuplai udara sebagai bahan baku.
Tipe	: Centrifugal.
Bahan konstruksi	: Carbon steel.
Power kompresor	: 21,52 kJ/detik
Jumlah	: 1 buah

IV. Vaporiser (V – 210).

Fungsi	: Untuk menguapkan Methanol bahan baku.
Tipe	: Vaporiser dengan coil pemanas.
Kondisi operasi	: $T_{\text{Udara masuk}} = 30^\circ\text{C.}$ $P_{\text{Udara masuk}} = 1 \text{ atm.}$
Jumlah	: 1 buah.

Dimensi Vaporiser

1) Dari neraca panas didapat:

a. Preheater.

Dari neraca massa dan panas didapatkan:

$$\Delta H \text{ bahan masuk pada suhu } 30^\circ\text{C} (86^\circ\text{F}) = 81,15 \text{ Btu/lb}$$

$$\Delta H \text{ bahan keluar pada suhu } 115^\circ\text{C} (239^\circ\text{F}) = 105,16 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Massa bahan masuk} = 272.712,82 \text{ kg/hari} = 25.055,49 \text{ lb/jam}$$

Maka :

$$\begin{aligned} Q_P &= m * (\Delta H_{\text{bahan keluar}} - \Delta H_{\text{bahan masuk}}) \\ &= 25.055,49 \text{ lb/jam} * (105,16 - 81,15) \text{ Btu/lb} \\ &= 601.582,33 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

b. Vaporiser.

$$Q_V = 141.898.183,85 \text{ kkal/hari} = 23.462.001,30 \text{ Btu/jam}$$

$$Q_{\text{Steam}} = 127.810.832,22 \text{ kkal/hari}$$

2) ΔT_{LMTD} .

Dimana:

$$T_1 = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{uap CH}_3\text{OH}} = 115^\circ\text{C} = 239^\circ\text{F}$$

$$T_{\text{steam}} = 381,86^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 101^\circ\text{F}$$

$$(\Delta T)_p = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = \frac{(381,86 - 86) - (381,86 - 101)}{\ln\left(\frac{381,86 - 86}{381,86 - 101}\right)} = 288,29 \text{ } ^\circ\text{F}.$$

$$(\Delta T)_v = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = \frac{(381,86 - 239) - (381,86 - 101)}{\ln\left(\frac{381,86 - 239}{381,86 - 101}\right)} = 204,14 \text{ } ^\circ\text{F}.$$

$$\frac{Q_p}{(\Delta T)_p} = \frac{601.582,33 \text{ Btu}}{288,29 \text{ } ^\circ\text{F}} = 2.086,69 \text{ Btu/jam.} ^\circ\text{F}.$$

$$\frac{Q_v}{(\Delta T)_v} = \frac{23.462.001,30 \text{ Btu}}{204,14 \text{ } ^\circ\text{F}} = 114.928,31 \text{ Btu/jam.} ^\circ\text{F}.$$

$$\Delta t = \frac{Q_{\text{steam}}}{\sum(Q)} = 160,48 \text{ } ^\circ\text{F}.$$

3) Mencari suhu rata – rata.

$$t_c = t_a = \frac{T_2 + T_1}{2} = \frac{101 + 239}{2} = 170 \text{ } ^\circ\text{F}.$$

$$T_c = T_{\text{steam}} = 381,86 \text{ } ^\circ\text{F}.$$

Tube side, hot fluid (steam)	Shell side, cold fluid (Methanol)
Jumlah = Nt : 52 buah	ID : 10 in
Panjang : 16 ft	Baffle space = B : 8 in
OD : 0,75 in ($\frac{3}{4}$ in)	Passes : 1
BWG : 16	$C' = Pt - OD = 1 - 0,75 = 0,25$ in
Pitch : 1 in (triangular)	$as = \frac{ID * C' * B}{144 * Pt} = 0,14$ ft ²
Passes = m : 2	$Gs = \frac{W}{as} = \frac{\text{rate bahan masuk}}{as} = 180.399,53$ lb/ja
Untuk jenis pipa $\frac{3}{4}$ in 16 BWG, didapat:	

$$a'' : 0,1963 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}}$$

$$a't : 0,302 \text{ in}^2$$

$$\text{ID} : 0,62 \text{ in} \quad (\text{Kern, tabel 10, p.843})$$

* Daerah Preheat.

$$\frac{Nt * a't}{at} = 144 * m = 0,05$$

$$Gt = \frac{W}{at} = \frac{\text{rate steam}}{at} = 456.141,54 \frac{\text{lb}}{\text{jam.ft}^2}$$

Pada $T_{\text{steam}} = 381,86 \text{ oF}$, didapatkan :

$$\mu = 0,023 \text{ cp} = 0,06 \frac{\text{lb}}{\text{jam.ft}^2} \quad (\text{Kern, fig. 15, p.825})$$

$$D = 0,62 \text{ in} = 0,05 \text{ ft}$$

$$N_{\text{ret}} = \frac{D * G_t}{\mu} = 423.415,61$$

hio untuk steam yang terkondensasi =

$$= 1.500 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

$$U_p = \frac{hio * ho}{hio + ho} = 81,14 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

* Daerah Vaporiser

Pada $T_c = 239 \text{ }^\circ\text{F}$, didapatkan :

$$\mu = 0,01 \frac{\text{lb}}{\text{jam.ft}^2} \quad (\text{Kern, fig. 14, p.823})$$

$$\text{Res} = \frac{De * G_s}{\mu} = 877.944,39$$

$$J_H = 700 \quad (\text{Kern, fig. 28, p. 838})$$

$$k = 0,17 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/ft}} \quad (\text{Kern, tabel. 4, p.800})$$

$$C_p = 0,71 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/ft}} \quad (\text{Kern, fig. 2, p.804})$$

Karena Methanol termasuk fluida non viscous

$$\rightarrow O_s = 1$$

$$ho = J_H * \frac{k}{De} * \sqrt[3]{\frac{C_p * \mu}{k}} = 33,95 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

Pada $T_c = 170 \text{ oF}$, didapatkan :

$$\mu = 0,22 \text{ cp} = 0,53 \frac{\text{lb}}{\text{jam.ft}^2} \quad (\text{Kern, fig. 14, p.823})$$

$$De = 0,73 \text{ in} = 0,06 \text{ ft}$$

$$J_H = 95 \quad (\text{Kern, fig. 28})$$

$$\frac{De * G_s}{\mu}$$

$$\text{Res} = \frac{\mu}{\mu} = 20.612,89$$

$$C_p = 0,749 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/ft}}$$

$$k = 0,149 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/ft}}$$

(Kern, tabel. 4, p.800)

Karena Methanol termasuk fluida non viscous $\rightarrow O_s = 1$

$$ho = J_H * \frac{k}{De} * \sqrt[3]{\frac{C_p * \mu}{k}} = 85,78$$

$$h_{io} \text{ untuk kondensasi steam} = 1.500 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$U_v = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} + h_o} = 33,19 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Luas permukaan bersih yang dibutuhkan untuk penguapan :

$$A_v = \frac{Q_v}{U_v * \Delta t_v} = 346,23 \text{ ft}^2$$

Luas total permukaan bersih:

$$A_c = A_p + A_v = 494,36 \text{ ft}^2$$

$$U_c = \frac{\sum \left(\frac{Q}{\Delta t} \right)}{A_c} = 236,70 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

4) Design Overall Coefisien

$$a'' = 0,20 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Total permukaan area} = A = 163,32 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A * \Delta t} = 806,29 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$R_D \text{ liquid organik} = 0,001 \rightarrow R_D \text{ min} = 0,002 \quad (\text{Kern, tabel 2, p.845})$$

$$R_D \text{ steam} = 0,001 \rightarrow R_D \text{ min} = 0,002 \quad (\text{Kern, tabel 2, p.845})$$

$$R_D = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D} = 0,0086 \rightarrow \text{lebih besar daripada } R_D \text{ min (memenuhi)}$$

5) Pressure drop.

a. Tube side

$$N_{re_t} : 423.415,61$$

$$F : 0,00014 \quad (\text{figure 26})$$

Steam pada 200 psi

$$\text{Volume spesifik} : 1,56 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$S : 0,01026$$

$$\Delta P_t = \frac{1}{2} * \frac{f * G^2 * L_N}{5,22 * 10^{10} * D_s} = 0,17 \text{ psi} \rightarrow \text{kurang dari 2 psi (memenuhi)}$$

b. Shell side

* Preheating.

1. Nre_t : 20.612,89
 f : 0,0018 (figure 29)

2. Panjang daerah preheating.

$$L_P = L \frac{A_P}{A_C} = 16 * \frac{148,13}{494,36} = 4,79 \text{ ft.}$$

3. Jumlah crosses.

$$N + 1 = 12 * \frac{L_P}{B} = 12 * \frac{4,79}{8} = 7,19.$$

4. Densitas komponen.

Densitas untuk masing – masing komponen dapat dicari dengan menggunakan persamaan:

$$\rho = A * B^{-\left(1 + \frac{T}{T_c}\right)^n} \quad (\text{Chemical properties handbook})$$

dengan harga konstanta masing – masing komponen adalah sebagai berikut:

Komponen	A	B	n	Tc	T
CH ₃ OH	0,27197	0,27192	0,2331	512,58	388
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	388

$$\rho_{\text{CH}_3\text{OH}} = 0,79 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}.$$

$$\rho_{\text{H}_2\text{O}} = 1,01 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}.$$

$$S = \frac{\rho_{\text{CH}_3\text{OH}}}{\rho_{\text{H}_2\text{O}}} = 0,78.$$

$$Ds = 10 \text{ in} = 0,83 \text{ ft.}$$

$$\Delta P = \frac{f * Gs^2 * Ds * (N + 1)}{5,22 * 10^{10} * De * S} = 0,14 \text{ psi.}$$

* Vaporiser.

1. Nre_s : 877.944,39
 f : 0,0009 (figure 29)

2. Panjang daerah vaporiser.

$$L_V = L - L_P = 16 - 4,79 = 11,21 \text{ ft}$$

3. Jumlah crosses.

$$N + 1 = 12 * \frac{L_V}{B} = 12 * \frac{11,21}{8} = 16,81.$$

4. Pressure.

$$\rho_{\text{CH}_3\text{OH}} = 0,08 \text{ lb/ft}^3 \quad S_{\text{outlet liquid}} = 0,78.$$

$$\rho_{\text{outlet liquid}} = 48,95 \text{ lb/ft}^3 \quad \text{Campuran } S_{\text{outlet liquid}} = 0,00123.$$

$$S_{\text{inlet}} = 0,78325. \quad S_{\text{rata-rata}} = 0,39224$$

$$\Delta P_t = \frac{1}{2} * \frac{f * G^2 * L_N}{5,22 * 10^{10} * De * S} = 0,33 \text{ psi} \rightarrow \text{kurang dari 2 psi (memenuhi).}$$

6) Perhitungan coil.

Dari neraca panas didapatkan :

$$Q_{\text{steam}} = 126.842.717,95 \text{ kkal/hari}$$

$$\text{Massa steam} = 270.719,83 \text{ kg/hari} = 11,279,99 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas steam pada suhu } 194,37^\circ\text{C} = 6,95 \text{ kg/m}^3 = 0,43 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume steam} = \frac{\text{massa steam}}{\text{Densitas steam}} = \frac{11.279,99 \text{ kg/jam}}{6,95 \text{ kg/m}^3} = 1.622,06 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Diambil bahan coil jenis steel pipe dengan nominal size IPS = 1 in sch 40:

$$\text{OD} = 1,32 \text{ in} = 0,03 \text{ m.}$$

$$h_c = 0,00285 * \frac{L^2 * N * \rho}{\mu} \quad (\text{pers. 20.5 a, Kern})$$

$$= 184,11 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

Dimana : L = Panjang blade = 0,6 ft.

$$N = \text{Putaran blade} = 125 \text{ rpm} = 7.500 \text{ rev/jam.}$$

$$\mu = 0,01 \text{ cp} = 1.045,43 \text{ W/m}^2.\text{K} \quad (\text{Kern, fig. 14, p.823}).$$

Data untuk steam :

$$T_{\text{steam}} = 194,37^{\circ}\text{C} = 381,87^{\circ}\text{F}.$$

$$T_{\text{bahan masuk}} = 43,4^{\circ}\text{C} = 110,21^{\circ}\text{F}.$$

$$h_{oi} = 1.500 \text{ Btu} / \text{jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

$$R_D = 0,005.$$

$$h_D = \frac{1}{R_D} = 200.$$

$$\text{Maka : } U_c = \frac{h_c * h_{oi}}{h_c + h_{oi}} = 163,98 \text{ Btu} / \text{jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

$$U_D = \frac{U_c * h_D}{U_c + h_D} = 90,10 \text{ Btu} / \text{jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D * \Delta t} = 86,3 \text{ ft}^2.$$

$$\text{Panjang yang dibutuhkan} = \frac{A}{\pi * OD} = 76,19 \text{ m}.$$

$$\text{Diambil D coil} = 0,7 \text{ m}.$$

$$\text{Jumlah Coil} = \frac{\text{Panjang}}{\pi * D_{\text{Coil}}} = 34,67 \approx 35 \text{ putaran}.$$

Spesifikasi Alat :

Nama	: Vaporizer (V-210)
Fungsi	: Untuk menguapkan Methanol bahan baku.
Tipe	: Vaporiser dengan coil pemanas.
Bahan konstruksi	: Carbon steel.
Uc	: 236,70 Btu / jam.ft ² .°F
Ud	: 806,29 Btu / jam.ft ² .°F
Rd	: 0,0086
Diameter koil	: 0,7 m..
Jumlah putaran	: 35 putaran.
Jumlah	: 1 buah

V. Exchanger (E – 231).

Fungsi : Untuk menurunkan suhu campuran gas dari Reaktor I sebelum masuk ke Absorber I.

Type : Shell and tube 1 – 2 Exchanger (Horisontal).

1) Dari Neraca massa dan panas didapatkan :

$$\text{Rate campuran gas} : 31.278,29 \text{ lb/jam}.$$

$$\text{Rate air pendingin} : 214.641,92 \text{ lb/jam}.$$

$$Q_{\text{air pendingin}} : 35.043.515,36 \text{ kkal/hari} = 5.794.324 \text{ Btu/jam}.$$

2) Perhitungan ΔT_{LMTD} .

Hot liquid	Cold liquid
$T_1 = 341,76^\circ\text{C} = 647,17^\circ\text{F}.$	$t_2 = 45^\circ\text{C} = 113^\circ\text{F}.$
$T_2 = 110^\circ\text{C} = 230^\circ\text{F}.$	$t_1 = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}.$
$T_1 - T_2 = 417,17^\circ\text{F}.$	$t_2 - t_1 = 27^\circ\text{F}.$

Maka :

$$T_1 - t_2 = 647,17 - 113 = 534,17^\circ\text{F}.$$

$$T_2 - t_1 = 230 - 86 = 144^\circ\text{F}.$$

$$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 534,17 - 144 = 390,17^\circ\text{F}.$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = \frac{390,17}{\ln\left(\frac{534,17}{144}\right)} = 297,63^\circ\text{F}.$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{417,17}{27} = 15,45.$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{27}{647,17 - 86} = 0,05.$$

Dipilih HE 1 – 2 $\rightarrow$ FT = 0,98.

$$t = \text{FT} * \Delta T_{\text{LMTD}} = 0,98 * 297,63 = 291,68 \approx 291,7^\circ\text{F}.$$

*) Perhitungan suhu caloric.

$$\Delta t_c = T_{\text{avg}} = 144^\circ\text{F}.$$

$$\Delta t_h = t_{\text{avg}} = 534,17^\circ\text{F}.$$

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = \frac{144}{534,17} = 0,27.$$

Dari figure 17 Kern didapatkan :

$$K_c = 0,3.$$

$$F_c = 0,66.$$

$$\text{Maka : } T_c = T_2 + F_c * (T_1 - T_2)$$

$$= 230 + 0,66 * (647,17 - 230) = 505,33 \text{ } ^\circ\text{F}.$$

$$t_c = t_1 + F_c * (t_2 - t_1) = 86 + (0,66 * 27) = 103,82 \text{ } ^\circ\text{F}.$$

*) Perhitungan Koefisien Perpindahan panas.

1. Shell side:	2. Tube side:
* ID = $17\frac{1}{4}$ in = 17,25 in. * Baffle space = 24 in. * Passes = 1. * C' = 0,25 in. * $a_s = \frac{ID * C' * B}{144 * PT} = \frac{17,25 * 0,25 * 24}{144 * 1} = 0,72 \text{ ft}^2$. * $G_s = \frac{w}{a_s} = \frac{\text{Rate campuran gas}}{a_s}$ $= \frac{31.278,29 \text{ lb}}{0,72 \text{ ft}^2} = 43.517,62 \text{ lb/jam.ft}^2$. * $T_c = 505,33 \text{ } ^\circ\text{F}$. $\mu_{\text{campuran pada suhu } T_c} = 0,0183 \text{ cp} = 0,04 \text{ lb/ft.jam}$. * $De = \frac{0,73}{12} = 0,06$. * $Res = \frac{De * G_s}{\mu} = \frac{0,06 * 43.517,62 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,04 \text{ lb/ft.jam}}$ $= 59.777,86/\text{ft}.$	* Jumlah = $N_i = 196$. * Panjang = $L_N = 16 \text{ ft}$. * BWG = 16. * OD = $\frac{3}{4}$ in = 0,75 in. * Pitch = $P_t = 1 \text{ in}$ (pitch segitiga). * Passes = $n/s = 2$. * $a't = 0,302$ (Tabel 10, Kern). * $a_t = \frac{N_i * a't}{144 * P_t} = \frac{196 * 0,302}{144 * 1} = 0,41 \text{ ft}^2$. * $G_t = \frac{w}{a_t} = \frac{\text{Rate air pendingin}}{a_t}$ $= \frac{214.641,92 \text{ lb}}{0,41 \text{ ft}^2} = 522.172,54 \text{ lb/jam.ft}^2$. * $V = \frac{G_t}{3600 * \rho} = \frac{522.172,54 \text{ lb/jam.ft}^2}{3600 \text{ s/jam} * 62,5 \text{ lb/ft}^3}$ $= 2,32 \text{ ft/s}.$

* $J_h = 160$ (Figur 28, Kern) * C_p campuran pada suhu $T_c = 0,42 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$ * $k_{\text{campuran}} = 0,02 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$ * $h_o = J_h * \frac{k}{D_e} * \sqrt[3]{\frac{C_p * \mu}{k}} = 151,24 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$	* Pada $T = 96,23^\circ\text{F}$. $\mu_{\text{air}} = 0,71 \text{ cp} = 1,73 \text{ lb/ft.jam}$ $D_s = 0,05$ (tabel 10, Kern). * $Re_t = \frac{D * G_t}{\mu} = \frac{0,05 * 522.172,54 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,73 \text{ lb/jam.ft}} = 15.594,23$ * Dari figure 25, didapat: $h_i = 645 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$ $h_{io} = h_i * \frac{ID}{OD}$ $= 645 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F} * \frac{0,62 \text{ in}}{0,75 \text{ in}} = 533,20 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$
--	---

$$U_c = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{533,20 * 151,24}{533,20 + 151,24} = 117,82 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

$$a'' = 0,20 \text{ ft (tabel 10, Kern)}$$

$$A = 615,60 \text{ ft}^3$$

$$U_D = \frac{Q_{\text{air pendingin}}}{A * t} = \frac{5.794.324,01 \text{ Btu.jam}}{615,60 \text{ ft}^2 * 291,7^\circ\text{F}} = 32,27 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

*) Perhitungan Pressure Drop.

1. Shell side:	2. Tube side:
* $Re_s = 59.777,86$ * $f = 0,0018$ (figure 29, Kern) * $N + 1 = 12 * \frac{L}{B} = 12 * \frac{16 \text{ ft}}{24 \text{ in}} = \frac{192 \text{ in}}{24 \text{ in}} = 8$ * $P_s = \frac{17,25}{12} = 1,44$ * $S_{\text{campuran}} = 0,91$ * $\Delta P_s = \frac{f * G_s^2 * P_s * (N + 1)}{5,22 * 10^{10} * D_e}$	* $Re_t = 15.594,23$ * $f = 0,00025$ (figure 29, Kern) * $\Delta P_{t1} = \frac{f * G_t^2 * L_N * (n/s)}{5,22 * 10^{10} * D_s}$ $= \frac{0,00025 * 522.172,54^2 * 16 * 2}{5,22 * 10^{10} * 0,05} = 0,81 \text{ psi}$ * $G_t = 522.172,54 \text{ Btu/jam.ft}^2$

$$= \frac{0,0018 * 43.517,62^2 * 1,44 * 8}{5,22 * 10^{10} * 0,06}$$

$$= 0,01 \text{ psi} \rightarrow P_s < 2 \text{ (memenuhi)}$$

$$* \Delta P_r = 4 * (n/s) * \left(\frac{V^2}{2 * g} \right)$$

$$= 4 * 2 * \left(\frac{2,32^2}{2 * 32,174} \right) = 0,67 \text{ psi.}$$

$$* \Delta P_t = \Delta P_{t_1} + \Delta P_r$$

$$= 0,81 + 0,67$$

$$= 1,48 \text{ psi} \rightarrow \Delta P_t < 10 \text{ psi (memenuhi).}$$

Spesifikasi Alat :

Nama	: Exchanger (E-231)
Fungsi	: Untuk menurunkan suhu campuran gas dari reaktor I sebelum masuk ke Absorber I.
Type	: Shell and tube 1 – 2 Exchanger (Horisontal).
Diameter dalam shell (ID)	: 17,25 in.
Diameter luar tube (OD)	: 0,75 in.
Baffle spacing	: 24 in
Panjang tube	: 16 ft.
Jumlah tube	: 196.
Jumlah	: 1 buah

VI. Absorber 1 (D – 230).

*) Menentukan diameter kolom (D).

Diameter kolom ditentukan berdasarkan kecepatan flooding.

1. Kondisi bagian bawah.

a. Gas masuk Absorber 1.

$$T_{\text{masuk Absorber 1}} = 110 \text{ }^{\circ}\text{C.}$$

Feed masuk (V_1)	($\frac{\text{kg}}{\text{hari}}$)	($\frac{\text{kmol}}{\text{hari}}$)	Fraksi mol (z)
CH ₃ OH	3.745,48	117,05	0,0068
CH ₂ O	26.400	880	0,0513
H ₂ O	256.755,89	14.264,22	0,8315
N ₂	51.949,16	1.855,33	0,1081
CO	60,79	2,17	0,0001
CO ₂	1.528,35	34,74	0,0020
H ₂	4,34	2,17	0,0001
Total	340.444	17.155,67	1

$$BM \text{ rata - rata} = \sum BM_i * z_i = 19,84 \text{ kg/kmol.}$$

$$V_2 (G_g) = 340.444 \text{ kg/hari} = 31.278,29 \text{ lb/jam.}$$

$$\rho_{Gas} = \left(\frac{BM}{359} \right) * \left(\frac{P}{P^o} \right) * \left(\frac{273}{273 + t} \right) = \frac{19,84}{359} * 1 * \left(\frac{273}{273 + 110} \right) = 0,04 \text{ lb/ft}^3.$$

b. Liquid keluar Absorber 1.

$$T_{\text{liquid keluar Absorber I}} = T_1 = 54,5^\circ\text{C} = 327,50^\circ\text{K.}$$

$$\rho_{H_2O \text{ pada suhu } 54,5^\circ\text{C}} = 0,99 \text{ gr/cm}^3 = 27,92 \text{ kg/ft}^3 = 61,57 \text{ lb/ft}^3$$

$$sg \text{ CH}_2\text{O} = 0,82.$$

$$sg \text{ CH}_3\text{OH} = 0,79.$$

Maka :

$$\rho_{CH_3OH} = sg_{CH_3OH} * \rho_{H_2O \text{ pada suhu } 54,5^\circ\text{C}} = 0,79 * 61,57 \text{ lb/ft}^3 = 48,76 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{CH_2O} = sg_{CH_2O} * \rho_{H_2O \text{ pada suhu } 54,5^\circ\text{C}} = 0,82 * 61,57 \text{ lb/ft}^3 = 50,18$$

$$\text{lb/ft}^3$$

Liquid keluar	$L_i \left(\frac{\text{kg}}{\text{hari}} \right)$	$L_i \left(\frac{\text{kmol}}{\text{hari}} \right)$	$L_i \left(\frac{\text{lb}}{\text{jam}} \right)$	Fraksi mol ($x_{L,i}$)
CH ₃ OH	3.745,48	117,05	344,12	0,01
CH ₂ O	26.400	880	2.425,50	0,06
H ₂ O	259.892,86	14.438,49	23.877,66	0,94
Total	290.038,34	15.435,54	26.647,27	1

$$L_i = 26.647,27 \text{ lb/jam}$$

$$BM \text{ rata - rata} = \sum BM_i * x_{L,i} = 18,79 \text{ kg/kmol.}$$

$$\rho_{\text{Liquid}} = \sum x_{L,i} * \rho_i = 60,82 \text{ lb/ft}^3 = 0,97 \text{ gr/cm}^3$$

c. ΔP pada kondisi desain.

$$\text{Digunakan } 1 \frac{1}{2} \text{ ceramic rasching rings} \rightarrow Fp = 95 \text{ Fp} = 95 \text{ ft}^{-1}.$$

$$\Delta P_{\text{Flooding}} = 0,115 * Fp^{0,7} \text{ (Persamaan 10.6-1, Geankoplis hal 658)}$$

$$= 0,115 * 95^{0,7} = 2,79 \text{ in H}_2\text{O/ft.}$$

Dari figur 10.6-5 Geankoplis hal 658, didapat capacity parameter:

$$Vg^* = \left[\frac{\text{densitas gas}}{(\text{densitas liquid} - \text{densitas gas})} \right]^{0,5} * Fp^{0,5} * V^{0,05} = 2,15$$

Pada suhu 54,5 °C, didapatkan :

$$\mu = 0,51 \text{ cp}$$

$$V = \frac{\mu}{\rho_{\text{Liquid}}} = \frac{0,51}{0,97} = 0,52 \text{ centistokes}$$

$$V_g = \frac{2,3}{\left[\frac{\text{densitas gas}}{(\text{densitas liquid} - \text{densitas gas})} \right]^{0,5}} * F_p^{0,5} * V^{0,05}$$

$$= \frac{2,3}{\left[\frac{0,04}{(60,82 - 0,04)} \right]^{0,5}} * 95^{0,5} * 0,52^{0,05} = 9,57 \text{ ft/s.}$$

$$G_g = V_g * \rho_{\text{gas}} = 9,57 \text{ ft/s} * 0,04 \text{ lb/ft}^3 = 0,38 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s.}$$

$$\text{Asumsi : } G_{\text{op}} = 60 \% G_{\text{flooding}} = 60 \% * 0,38 = 0,23 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s.}$$

$$\frac{G_L}{G_g} = \frac{26.647,27 \text{ lb jam}}{31.278,29 \text{ lb jam}} = 0,85.$$

$$G_L = \frac{G_L}{G_g} * G_{\text{op}} = 0,85 * 0,23 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s} = 0,19 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s.}$$

ΔP pada kondisi desain:

Dimana : Capacity parameter = 1,29 ordinat.

$$\text{Flow parameter} = \frac{G_L}{G_{\text{g desain}}} * \left(\frac{\rho_{\text{gas}}}{\rho_{\text{liquid}}} \right)^{0,5}$$

$$= \frac{0,19 \text{ lb ft}^2 \cdot \text{s}}{0,23 \text{ lb ft}^2 \cdot \text{s}} * \left(\frac{0,04 \text{ lb ft}^3}{60,82 \text{ lb ft}^3} \right)^{0,5} = 0,02 \text{ absis}$$

Dari figure 10.6-5 didapat $\Delta P = 0,40 \text{ in H}_2\text{O/ft packing}$.

$$S = \frac{V_2}{G_{\text{op}}} = \frac{31.278,29 \text{ lb jam}}{0,23 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s} * 3.600 \text{ s jam}} = 38,40 \text{ ft}^2$$

$$S = \frac{1}{4} * \pi * D^2 \rightarrow D = 6,99 \text{ ft.}$$

2. Kondisi bagian atas.

a. $L_o = \text{air penyerap} = 260.797,22 \text{ kg/hari} = 23.960,74 \text{ lb/jam} = G_L$

b. Gas keluar Absorber 2.

Gas keluar (G_L)	(kg/hari)	(kmol/hari)	Fraksi mol (Y_i)
CH ₃ OH	112,36	3,51	0,0002
CH ₂ O	792	26,40	0,0016
H ₂ O	256.757,89	14.264,33	0,8811
N ₂	51.949,16	1.855,33	0,1146
CO	60,79	2,17	0,0001
CO ₂	1.528,35	34,74	0,0021
H ₂	4,34	2,17	0,0001
Total	311.204,89	16.188,64	1

$$T_{\text{gas keluar}} = 60^\circ\text{C} = 333^\circ\text{C}.$$

$$T_{\text{air penyerap}} = 30^\circ\text{C} = 303^\circ\text{C}.$$

$$BM_{\text{rata-rata}} = \sum BM_i \cdot z_i = 19,22 \text{ kg/kmol}.$$

$$V_1 (G_g) = 311.204,89 \text{ kg/hari} = 28.591,95 \text{ lb/jam}.$$

$$\rho_{\text{Gas}} = \left(\frac{BM}{359} \right) \cdot \left(\frac{P}{P^o} \right) \cdot \left(\frac{273}{273 + t} \right) = \frac{19,22}{359} \cdot 1 \cdot \left(\frac{273}{273 + 60} \right) = 0,04 \text{ lb/ft}^3.$$

$$\rho_{\text{H}_2\text{O pada suhu } 30^\circ\text{C}} = 0,99568 \text{ gr/cm}^3 = 62,18 \text{ lb/ft}^3.$$

$$\frac{L_o}{V_1} \cdot \left(\frac{\rho_{\text{gas}}}{\rho_{\text{liquid}}} \right)^{0,5} = \frac{23.960,74 \text{ lb jam}}{28.591,95 \text{ lb jam}} \cdot \left(\frac{0,04 \text{ lb ft}^3}{62,18 \text{ lb ft}^3} \right)^{0,5} = 0,02$$

$$\text{Digunakan } 1 \frac{1}{2} \text{ ceramic rasching rings} \rightarrow F_p = 95 \text{ } F_p = 95 \text{ ft}^{-1}.$$

$$\begin{aligned} \Delta P_{\text{Flooding}} &= 0,115 \cdot F_p^{0,7} \text{ (Persamaan 10.6-1, Geankoplis hal 658)} \\ &= 0,115 \cdot 95^{0,7} = 2,79 \text{ in H}_2\text{O/ft.} \end{aligned}$$

Dari figur 10.6-5 Geankoplis hal 658, didapat capacity parameter:

$$V_g^* = \left[\frac{\text{densitas gas}}{(\text{densitas liquid} - \text{densitas gas})} \right]^{0,5} \cdot F_p^{0,5} \cdot V^{0,05} = 2,30$$

Pada suhu 30°C , didapatkan :

$$\mu = 0,80 \text{ cp}$$

$$V = \frac{\mu}{\rho_{\text{Liquid}}} = \frac{0,80}{0,99568} = 0,8 \text{ centistokes}$$

$$V_g = \frac{2,3}{\left[\frac{\text{densitas gas}}{(\text{densitas liquid} - \text{densitas gas})} \right]^{0,5}} * F_p^{0,5} * V^{0,05}$$

$$= \frac{2,3}{\left[\frac{0,04}{(62,18 - 0,04)} \right]^{0,5}} * 95^{0,5} * 0,80^{0,05} = 8,97 \text{ ft/s.}$$

$$G_g = V_g * \rho_{\text{gas}} = 8,97 \text{ ft/s} * 0,04 \text{ lb/ft}^3 = 0,39 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s} = G_{\text{flooding.}}$$

$$\text{Asumsi : } G_{\text{op}} = 60 \% G_{\text{flooding}} = 60 \% * 0,39 = 0,24 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s.}$$

$$\frac{G_L}{G_g} = \frac{23.960,74 \text{ lb}_{\text{jam}}}{28.591,95 \text{ lb}_{\text{jam}}} = 0,84$$

$$G_L = \frac{G_L}{G_g} * G_{\text{op}} = 0,84 * 0,24 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s} = 0,20 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s.}$$

c. ΔP pada kondisi desain:

Capacity parameter : 1,38 ordinat.

$$\text{Flow parameter} = \frac{G_L}{G_{\text{g desain}}} * \left(\frac{\rho_{\text{gas}}}{\rho_{\text{liquid}}} \right)^{0,5}$$

$$= \frac{0,20 \text{ lb}_{\text{ft}^2 \cdot \text{s}}}{0,24 \text{ lb}_{\text{ft}^2 \cdot \text{s}}} * \left(\frac{0,04 \text{ lb}_{\text{ft}^3}}{62,18 \text{ lb}_{\text{ft}^3}} \right)^{0,5} = 0,02 \text{ absis}$$

Dari figure 10.6-5 didapat $\Delta P = 0,48 \text{ in H}_2\text{O/ft packing.}$

$$S = \frac{V_L}{G_{\text{op}}} = \frac{28.591,95 \text{ lb}_{\text{jam}}}{0,24 \text{ lb}_{\text{ft}^2 \cdot \text{s}} * 3.600 \text{ s}_{\text{jam}}} = 33,60 \text{ ft}^2$$

$$S = \frac{1}{4} * \pi * D^2 \rightarrow D = 6,54 \text{ ft}$$

*) Menentukan tinggi Packed Tower.

➤ Dari neraca massa didapat:

$$T_{\text{operasi}} = T_{\text{op}} = 120 \text{ }^\circ\text{C} = 393 \text{ }^\circ\text{K.}$$

Suhu rata – rata dalam kolom diambil lebih tinggi dari suhu umpan gas masuk karena dalam penyerapan mengeluarkan panas.

$$P_{\text{op}} = 760 \text{ mmHg.}$$

$$L_o = 674,54 \text{ kmol/jam} = 1.329,06 \text{ lbmol/jam.}$$

$$V_1 = 674,54 \text{ kmol/jam} = 1.487,07 \text{ lbmol/jam}$$

$$Y_{A1} = 0,0016.$$

$$V_2 = 714,84 \text{ kmol/jam} = 1.575,92 \text{ lbmol/jam}$$

$$Y_{NP+1} = 0,049.$$

$$L_{NP} = 643,16 \text{ kmol/jam} = 1.417,90 \text{ lbmol/jam}$$

$$x_{NP} = 0,055.$$

$$x_o = 0.$$

➤ Mencari harga N.

Harga m dicari dengan menggunakan Hukum Raoult.

$$Y = \frac{P}{P_{\text{Total}}} = m$$

Dimana : P_{Total} = Tekanan Total = 1 atm.

P = Tekanan Parsial CH_2O .

Data tekanan parsial CH_2O didapatkan dari figure 8 halaman 811,

Kern, adalah sebagai berikut :

T, F	T, °K	P, psia	m
86	303	1,25	0,085
95	308	1,72	0,117
104	313	2,12	0,144
113	318	2,35	0,16
122	323	2,71	0,184
131	328	3,5	0,238
140	333	4,62	0,314
149	338	4,95	0,337
158	343	9,27	0,631
167	348	9,57	0,651
176	353	9,85	0,67
185	358	9,9	0,674
194	363	10,86	0,739
203	368	14,11	0,96

m rata – rata = 0,42.

$$A_1 = \frac{L}{m * V} = \frac{L_o}{m * V_1} = \frac{674,54 \text{ kmol/jam}}{0,42 * 674,54 \text{ kmol/jam}} = 2,37$$

$$A_N = \frac{L_{NP}}{m \cdot V_2} = \frac{643,16 \text{ kmol/jam}}{0,42 \cdot 714,84 \text{ kmol/jam}} = 2,13$$

$$A = (A_1 \cdot A_N)^{0,5} = (2,37 \cdot 2,13)^{0,5} = 2,25$$

Dari persamaan 10.3-25 Geankoplis, hal 593:

$$N = \log \left[\left(\frac{Y_{N+1} - m \cdot x_o}{Y_1 - m \cdot x_o} \right) \cdot \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \left(\frac{1}{A} \right) \right]$$

Didapatkan harga $N = 1,24 \text{ stage} \approx 2 \text{ stage}$.

➤ Tinggi Packed Tower (z).

* Bagian atas.

$$\text{Diameter bagian atas} = 6,54 \text{ ft} = 1,99 \text{ m.}$$

$$\text{HETP} = D^{0,3} = 1,99^{0,3} = 1,23 \text{ m.}$$

$$\text{Tinggi packed tower (z)} = N \cdot \text{HETP} = 2 \cdot 1,23 \text{ m} = 2,46 \text{ m.}$$

* Bagian bawah.

$$\text{Diameter bagian bawah} = 6,99 \text{ ft} = 2,13 \text{ m.}$$

$$\text{HETP} = D^{0,3} = 2,13^{0,3} = 1,25 \text{ m.}$$

$$\text{Tinggi packed tower (z)} = N \cdot \text{HETP} = 2 \cdot 1,25 \text{ m} = 2,51 \text{ m.}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Packed Tower} &= \text{Tinggi Packed Tower atas} + \text{Tinggi Packed Tower bawah} \\ &= 2,46 \text{ m} + 2,51 \text{ m} = 4,97 \text{ m} = 16,30 \text{ ft.} \end{aligned}$$

*) Menentukan tinggi tutup.

Dipilih tutup atas dan tutup bawah berbentuk Torispherical.

Dimana : $R_C = ID$.

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup bawah} &= R_C - \left[R_C^2 - ID^{\frac{2}{4}} \right]^{0,5} \\ &= 2,13 - \left[2,13^2 - 2,13^{\frac{2}{4}} \right]^{0,5} = 0,29 \text{ m} = 0,94 \text{ ft.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup atas} &= R_C - \left[R_C^2 - ID^{\frac{2}{4}} \right]^{0,5} \\ &= 1,99 - \left[1,99^2 - 1,99^{\frac{2}{4}} \right]^{0,5} = 0,27 \text{ m} = 0,88 \text{ ft.} \end{aligned}$$

*) Menentukan tinggi tower bagian penampung liquid.

Diambil holding time = 5 menit.

Rasching ring = 2,5 – 4 Diameter tower atau 10 – 15 diberi redisdributor (Backhurst, hal 138)

$$\left(L_i * \text{Holding time} * \frac{1}{\rho_{\text{liquid}}} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= \left(26.647,27 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} * 5 \text{ menit} * \frac{1}{60} \frac{\text{detik}}{\text{menit}} * \frac{1}{60,82 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= (36,51)^{\frac{1}{3}} = 3,32 \frac{\text{ft}}{\text{menit}}$$

→ Rasching ring yang dipakai = 19,62 ft diberi redisdributor setiap 10 ft.

Spesifikasi Alat :

Nama	: Absorber I. (D – 230).
Tipe	: Packed Tower
Tinggi packed tower (z)	: 16,30 ft.
Jenis tutup atas dan bawah	: Trosperical
Holding time	: 5 menit
Jumlah stage	: 2 stage
Jumlah	: 1 buah

VII. Absorber 2 (D – 240).

*) Menentukan diameter kolom.

Diameter kolom ditentukan berdasarkan kecepatan flooding

1. Kondisi bagian bawah.

a. Gas masuk Absorber 2.

$$T_{\text{masuk Absorber II}} = 31,10 \text{ }^{\circ}\text{C}.$$

Gas masuk (V_1)	($\frac{\text{kg}}{\text{hari}}$)	($\frac{\text{kmol}}{\text{hari}}$)	Fraksi mol (z)
CH ₃ OH	112,36	3,51	0,0002
CH ₂ O	792	26,40	0,0016
H ₂ O	256.755,89	14.262,22	0,8811
N ₂	51.949,16	1.855,33	0,1146
CO	60,79	2,17	0,0001
CO ₂	1.528,35	34,74	0,0021
H ₂	4,34	2,17	0,0001
Total	311.202,89	16.188,53	1

$$\text{BM rata - rata} = \sum \text{BM}_i * z_i = 19,22 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}.$$

$$V_2 (G_g) = 311.202,89 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 28.591,77 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}$$

$$\rho_{\text{Gas}} = \left(\frac{\text{BM}}{359} \right) * \left(\frac{P}{P^o} \right) * \left(\frac{273}{273 + t} \right) = \frac{19,22}{359} * 1 * \left(\frac{273}{273 + 31,10} \right) = 0,05 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

b. Liquid keluar Absorber 2.

$$T_{\text{liquid keluar Absorber 2}} = T_1 = 31,10 \text{ } ^\circ\text{C} = 304,10 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$\rho_{\text{H}_2\text{O pada suhu } 31,10 \text{ } ^\circ\text{C}} = 0,9953 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3} = 28,19 \frac{\text{kg}}{\text{ft}^3} = 62,15 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\text{sg CH}_2\text{O} = 0,82.$$

$$\text{sg CH}_3\text{OH} = 0,79.$$

Maka :

$$\rho_{\text{CH}_3\text{OH}} = \text{sg CH}_3\text{OH} * \rho_{\text{H}_2\text{O pada suhu } 31,10 \text{ } ^\circ\text{C}} = 0,79 * 62,15 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} = 49,22 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\rho_{\text{CH}_2\text{O}} = \text{sg CH}_2\text{O} * \rho_{\text{H}_2\text{O pada suhu } 31,10 \text{ } ^\circ\text{C}} = 0,82 * 62,15 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} = 50,65 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

Liquid keluar	$L_i \left(\frac{\text{kg}}{\text{hari}} \right)$	$L_i \left(\frac{\text{kmol}}{\text{hari}} \right)$	$L_i \left(\frac{\text{lb}}{\text{jam}} \right)$	Fraksi mol (x_{Li})
CH ₃ OH	3.633,14	113,54	333,79	0,01
CH ₂ O	25.608	853,60	2.352,74	0,06
H ₂ O	260.799,30	14.488,85	23.960,94	0,94
Total	290.040,44	15.455,99	26.647,47	1

$$L_i = 26.647,47 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}$$

$$\text{BM rata - rata} = \sum \text{BM}_i * x_{Li} = 18,77 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

$$\rho_{\text{Liquid}} = \sum x_{Li} * \rho_i = 61,42 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} = 0,98 \frac{\text{gr}}{\text{cm}^3}$$

c. ΔP pada kondisi desain.

$$\begin{aligned} (L_1 * V_2) * \left(\frac{\rho_{\text{gas}}}{\rho_{\text{Liquid}}} \right)^{0,5} &= \\ &= \left(26.647,47 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} * 28.591,77 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} \right) * \left(\frac{0,05 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{61,42 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} \right)^{0,5} = 0,03 \end{aligned}$$

$$\text{Digunakan } 1 \frac{1}{2} \text{ ceramic rasching rings} \rightarrow F_p = 95 \text{ } F_p = 95 \text{ ft}^{-1}$$

$$\Delta P_{\text{Flooding}} = 0,115 * F_p^{0,7} \text{ (Persamaan 10.6-1, Geankoplis hal 658)}$$

$$= 0,115 * 95^{0,7} = 2,79 \text{ in H}_2\text{O/ft.}$$

Dari figur 10.6-5 Geankoplis hal 658, didapat capacity parameter:

$$V_g^* = \left[\frac{\text{densitas gas}}{(\text{densitas liquid} - \text{densitas gas})} \right]^{0,5} * F_p^{0,5} * V^{0,05} = 2,35$$

Pada suhu 31,10 °C, didapatkan :

$$\mu = 0,78 \text{ cp}$$

$$V = \frac{\mu}{\rho_{\text{liquid}}} = \frac{0,78}{0,98} = 0,80 \text{ centistokes}$$

$$V_g = \frac{2,3}{\left[\frac{\text{densitas gas}}{(\text{densitas liquid} - \text{densitas gas})} \right]^{0,5} * F_p^{0,5} * V^{0,05}}$$

$$= \frac{2,3}{\left[\frac{0,05}{(61,42 - 0,05)} \right]^{0,5} * 95^{0,5} * 0,80^{0,05}} = 8,53 \text{ ft/s.}$$

$$G_g = V_g * \rho_{\text{gas}} = 8,53 \text{ ft/s} * 0,05 \text{ lb/ft}^3 = 0,41 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s.}$$

$$\text{Asumsi : } G_{\text{op}} = 60 \% G_{\text{flooding}} = 60 \% * 0,41 = 0,25 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s} = G_{\text{g desain.}}$$

$$\frac{G_L}{G_g} = \frac{26.647,47 \text{ lb jam}}{28.591,77 \text{ lb jam}} = 0,93.$$

$$G_L = \frac{G_L}{G_g} * G_{\text{op}} = 0,93 * 0,25 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s} = 0,23 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s.}$$

Dimana:

* Capacity parameter : 1,41 ordinat.

* Flow parameter

$$\text{Flow parameter} = \frac{G_L}{G_{\text{g desain}}} * \left(\frac{\rho_{\text{gas}}}{\rho_{\text{liquid}}} \right)^{0,5}$$

$$= \frac{0,23 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s}}{0,25 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s}} * \left(\frac{0,05 \text{ lb/ft}^3}{61,42 \text{ lb/ft}^3} \right)^{0,5} = 0,03 \text{ absis}$$

Dari figure 10.6-5 didapat $\Delta P = 0,49 \text{ in H}_2\text{O/ft packing.}$

$$S = \frac{V_2}{G_{op}} = \frac{28.591,77 \text{ lb/jam}}{0,25 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s} * 3.600 \text{ s/jam}} = 32,29 \text{ ft}^2$$

$$S = \frac{1}{4} * \pi * D^2 \rightarrow D = 6,41 \text{ ft.}$$

d. Kondisi bagian atas.

$$1. \text{ Lo} = \text{air penyerap} = 3.136,97 \text{ kg/hari} = 288,21 \text{ lb/jam} = G_L$$

2. Gas keluar Absorber = Gas buangan.

Gas keluar (G_L)	(kg/hari)	(kmol/hari)	Fraksi mol (Y_i)
N_2	51.949,16	1.855,33	0,979
CO	60,79	2,17	0,001
CO_2	1.528,35	34,74	0,018
H_2	4,34	2,17	0,001
Total	53.542,10	1.894,39	1

$$T_{\text{gas keluar}} = 35^\circ\text{C} = 308^\circ\text{C.}$$

$$T_{\text{air penyerap}} = 30^\circ\text{C} = 303^\circ\text{C.}$$

$$\text{BM rata - rata} = \sum \text{BM}_i * z_i = 28,26 \text{ kg/kmol.}$$

$$V_1 (G_g) = 4.919,18 \text{ lb/jam.}$$

$$\rho_{\text{Gas}} = \left(\frac{\text{BM}}{359} \right) * \left(\frac{P}{P^o} \right) * \left(\frac{273}{273 + t} \right) = \frac{28,26}{359} * 1 * \left(\frac{273}{273 + 35} \right) = 0,07 \text{ lb/ft}^3.$$

$$\rho_{H_2O \text{ pada suhu } 30^\circ\text{C}} = 0,99568 \text{ gr/cm}^3 = 62,18 \text{ lb/ft}^3.$$

$$\frac{L_o}{V_1} * \left(\frac{\rho_{\text{gas}}}{\rho_{\text{liquid}}} \right)^{0,5} = \frac{288,21 \text{ lb/jam}}{4.919,18 \text{ lb/jam}} * \left(\frac{0,07 \text{ lb/ft}^3}{62,18 \text{ lb/ft}^3} \right)^{0,5} = 0,002$$

$$\text{Digunakan } 1 \frac{1}{2} \text{ ceramic rasching rings} \rightarrow F_p = 95 \text{ } F_p = 95 \text{ ft}^{-1}.$$

$$\Delta P_{\text{Flooding}} = 0,115 * F_p^{0,7} \text{ (Persamaan 10.6-1, Geankoplis hal 658)}$$

$$= 0,115 * 95^{0,7} = 2,79 \text{ in } H_2O/\text{ft.}$$

Dari figur 10.6-5 Geankoplis hal 658, didapat capacity parameter:

$$V_g * = \left[\frac{\text{densitas gas}}{(\text{densitas liquid} - \text{densitas gas})} \right]^{0,5} * F_p^{0,5} * V^{0,05} = 2,35$$

Pada suhu 30 °C, didapatkan :

$$\mu = 0,80 \text{ cp}$$

$$V = \frac{\mu}{\rho_{\text{Liquid}}} = \frac{0,80}{0,99568} = 0,8 \text{ centistokes}$$

$$V_g = \frac{2,3}{\left[\frac{\text{densitas gas}}{(\text{densitas liquid} - \text{densitas gas})} \right]^{0.5}} * F_p^{0.5} * V^{0.05}$$

$$= \frac{2,3}{\left[\frac{0,07}{(62,18 - 0,07)} \right]^{0.5}} * 95^{0.5} * 0,80^{0.05} = 7,27 \text{ ft/s}$$

$$G_g = V_g * \rho_{\text{gas}} = 7,27 \text{ ft/s} * 0,07 \text{ lb/ft}^3 = 0,51 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s} = G_{\text{flooding}}$$

$$\text{Asumsi : } G_{\text{op}} = 60 \% G_{\text{flooding}} = 60 \% * 0,51 = 0,30 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s}$$

$$\frac{G_L}{G_g} = \frac{288,21 \text{ lb jam}}{4.919,18 \text{ lb jam}} = 0,06$$

$$G_L = \frac{G_L}{G_g} * G_{\text{op}} = 0,06 * 0,30 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s} = 0,02 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s}$$

3. ΔP pada kondisi desain:

Capacity parameter : 1,41 ordinat.

$$\text{Flow parameter} = \frac{G_L}{G_{\text{g desain}}} * \left(\frac{\rho_{\text{gas}}}{\rho_{\text{liquid}}} \right)^{0.5}$$

$$= \frac{0,02 \text{ lb ft}^2 \cdot \text{s}}{0,30 \text{ lb ft}^2 \cdot \text{s}} * \left(\frac{0,07 \text{ lb ft}^3}{62,18 \text{ lb ft}^3} \right)^{0.5} = 0,002 \text{ absis}$$

Dari figure 10.6-5 didapat $\Delta P = 0,49 \text{ in H}_2\text{O/ft packing}$.

$$S = \frac{V_L}{G_{\text{op}}} = \frac{4.919,18 \text{ lb jam}}{0,30 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s} * 3.600 \text{ s/jam}} = 4,49 \text{ ft}^2$$

$$S = \frac{1}{4} * \pi * D^2 \rightarrow D = 2,39 \text{ ft}$$

*) Menentukan Tinggi Packed Tower.

➤ Dari neraca massa didapat:

$$T_{\text{operasi}} = T_{\text{op}} = 70 \text{ °C} = 343 \text{ °K}$$

$$P_{op} = 760 \text{ mmHg.}$$

$$L_o = 7,26 \text{ kmol/jam} = 16,01 \text{ lbmol/jam.}$$

$$V_1 = 78,93 \text{ kmol/jam} = 174,02 \text{ lbmol/jam.}$$

$$Y_{A1} = 0,001.$$

$$V_2 = 674,52 \text{ kmol/jam.}$$

$$Y_{NP+1} = 0,02.$$

$$L_{NP} = 602,85 \text{ kmol/jam} = 1.329,06 \text{ lbmol/jam.}$$

$$x_{NP} = 0,0018.$$

$$x_o = 0.$$

- Mencari harga N.

Harga m dicari dengan menggunakan Hukum Raoult.

$$Y = \frac{P}{P_{Total}} = m$$

Dimana : P_{Total} = Tekanan Total = 1 atm.

P = Tekanan Parsial CH_2O .

Data tekanan parsial CH_2O didapatkan dari figure 8 halaman 811, Kern, adalah sebagai berikut :

T, F	T, °K	P, psia	m
86	303	1,25	0,085
95	308	1,72	0,117
104	313	2,12	0,144
113	318	2,35	0,16
122	323	2,71	0,184
131	328	3,5	0,238
140	333	4,62	0,314
149	338	4,95	0,337
158	343	9,27	0,631
167	348	9,57	0,651
176	353	9,85	0,67
185	358	9,9	0,674
194	363	10,86	0,739
203	368	14,11	0,96

m rata – rata = 0,42.

$$A_1 = \frac{L}{m \cdot V} = \frac{L_o}{m \cdot V_1} = \frac{7,26 \text{ kmol/jam}}{0,42 \cdot 78,93 \text{ kmol/jam}} = 0,22$$

$$A_N = \frac{L_{NP}}{m \cdot V_2} = \frac{602,85 \text{ kmol/jam}}{0,42 \cdot 674,52 \text{ kmol/jam}} = 2,12$$

$$A = (A_1 \cdot A_N)^{0,5} = (0,22 \cdot 2,12)^{0,5} = 0,68$$

Dari persamaan 10.3-25 Geankoplis, hal 593:

$$N = \log \left[\left(\frac{Y_{N+1} - m \cdot x_o}{Y_1 - m \cdot x_o} \right) \cdot \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \left(\frac{1}{A} \right) \right]$$

Didapatkan harga $N = 3$ stage.

➤ Tinggi Packed Tower (z).

* Bagian atas.

$$\text{Diameter bagian atas} = 2,39 \text{ ft} = 0,73 \text{ m.}$$

$$\text{HETP} = D^{0,3} = 0,73^{0,3} = 0,91 \text{ m.}$$

$$\text{Tinggi packed tower (z)} = N \cdot \text{HETP} = 3 \cdot 0,91 \text{ m} = 2,73 \text{ m.}$$

* Bagian bawah.

$$\text{Diameter bagian bawah} = 6,41 \text{ ft} = 1,95 \text{ m.}$$

$$\text{HETP} = D^{0,3} = 1,95^{0,3} = 1,22 \text{ m.}$$

$$\text{Tinggi packed tower (z)} = N \cdot \text{HETP} = 2 \cdot 1,22 \text{ m} = 2,44 \text{ m.}$$

$$\text{Tinggi Packed Tower} = \text{Tinggi Packed Tower atas} + \text{Tinggi Packed Tower bawah}$$

$$= 2,73 \text{ m} + 2,44 \text{ m} = 5,17 \text{ m} = 16,96 \text{ ft.}$$

*) Menentukan tinggi tutup.

Dipilih tutup atas dan tutup bawah berbentuk Torispherical.

Dimana : $R_C = ID$.

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup bawah} &= R_C - \left[R_C^2 - ID^{\frac{2}{4}} \right]^{0,5} \\ &= 6,41 - \left[6,41^2 - 6,41^{\frac{2}{4}} \right]^{0,5} = 0,26 \text{ m} = 0,86 \text{ ft.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi tutup atas} &= R_c - \left[R_c^2 - ID^2 \right]^{0.5} \\ &= 2,39 - \left[2,39^2 - 2,39^2 \right]^{0.5} = 0,10 \text{ m} = 0,32 \text{ ft.}\end{aligned}$$

*) Menentukan tinggi tower bagian penampung liquid.

Diambil holding time = 5 menit.

Rasching ring = 2,5 – 4 Diameter tower atau 10 – 15 diberi redisdributor (Backhurst, hal 138)

$$\begin{aligned}&\left(L_1 * \text{Holding time} * \frac{1}{\rho_{\text{liquid}}} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= \left(26.647,47 \text{ lb/jam} * 5 \text{ menit} * \frac{1}{60} \text{ detik/menit} * \frac{1}{61,42 \text{ lb/ft}^3} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= (36,15)^{\frac{1}{3}} = 3,31 \text{ ft/menit}\end{aligned}$$

→ Diambil 7,17 ft diberi redisdributor setiap 10 ft.

Spesifikasi Alat :

Nama	: Absorber 2 (D-240)
Tipe	: Packed Tower
Tinggi packed tower (z)	: 19,20 ft
Jenis tutup atas dan bawah	: Torispherical
Holding time	: 5 menit
Jumlah stage	: 3 stage
Jumlah	: 1 buah

VIII. Accumulator (F – 241).

Fungsi : Untuk menampung Formaldehyde yang keluar dari Absorber 2.

Tipe : Horisontal accumulator.

1) Data yang diketahui :

a. Dari neraca massa didapatkan :

Komponen	Massa, kg/hari	Massa, kg/menit
CH ₃ OH	112,36	0,08
CH ₂ O	792	0,55
H ₂ O	259.892,86	180,48

b. Operasi:

$T_{\text{masuk Absorber 1}} = 31,10^{\circ}\text{C}$.

$$\text{H}_2\text{O} : \rho_{\text{H}_2\text{O}} \text{ pada 1 atm dan } T = 31,10^{\circ}\text{C} = 995,30 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{sg H}_2\text{O} = 1,08.$$

$$\text{CH}_2\text{O} : \rho_{\text{CH}_2\text{O}} = 1.069,95 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{CH}_3\text{OH} : \rho_{\text{CH}_3\text{OH}} = 788,68 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{sg CH}_3\text{OH} = 0,79.$$

$$\text{Volume liquid} = 262 \text{ m}^3/\text{hari} = 0,18 \text{ m}^3/\text{menit}$$

Holding time = 10 menit (Ulrich, tabel 4.27)

$$\text{Volume liquid selama 10 menit} = 1,82 \text{ m}^3 = 64,20 \text{ ft}^3.$$

$$\frac{H}{D} = 3, \text{ (Ulrich, tabel 4.27)}$$

2) Volume accumulator :

Asumsi : Volume liquid = 80 % Volume accumulator

$$\begin{aligned} \text{Volume accumulator} &= \frac{\text{Volume liquid}}{80 \%} \\ &= \frac{1,82 \text{ m}^3}{80 \%} = 2,27 \text{ m}^3 = 80,26 \text{ ft}^3. \end{aligned}$$

3) Densitas cairan.

$$\begin{aligned} \text{Densitas} &= \frac{\text{massa CH}_3\text{OH} + \text{CH}_2\text{O} + \text{H}_2\text{O}}{\text{Volume liquid}} \\ &= \frac{(0,08 + 0,55 + 180,4) \text{ kg}}{0,18 \text{ m}^3/\text{menit}} = 995,40 \text{ kg/m}^3 = 62,20 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

4) Diameter tangki.

$$\text{Dimana : } \frac{H}{D} = 3 \text{ (Ulrich tabel 4 - 27).}$$

$$\text{Volume Dish head} = V_{\text{Dish}} = 0,000049 * D_s^3 \text{ (Brownell and Young, hal 88).}$$

$$\text{Volume Silinder} = V_s = \frac{\pi}{4} * D_s^2 * H_s.$$

$$\text{Straight flange} = S_f = 2 \text{ in} = 0,17 \text{ ft.}$$

$$V_{Sf} = \frac{\pi}{4} * D_s^2 * S_f = 0,130900 D_s^2$$

$$\text{Volume accumulator} = V_{\text{Dish}} + V_s + V_{Sf}$$

$$= (0,000049 * D_s^3) + \left(\frac{\pi}{4} * D_s^2 * H_s\right) + (0,130900 D_s^2)$$

$$\text{maka : Volume accumulator} = 1,178149 * D_s^3 + 0,1309 * D_s^2$$

$$80,26 \text{ ft}^3 = 1,178149 * D_s^3 + 0,1309 * D_s^2$$

$$\rightarrow D_s = 3,22 \text{ ft} = \text{ID} = 3,22 \text{ ft} = 39,33 \text{ in} \approx 40 \text{ in}$$

$$\rightarrow H = 1,5 * \text{ID} = 3,22 * 1,5 = 4,83 \text{ ft} = 58,02 \text{ in.}$$

$$\text{Tinggi larutan dalam tangki} = H_l = \frac{4 * \text{Volume cairan}}{\pi * D^2}$$

$$= \frac{4 * 64,20 \text{ ft}^3}{\pi * 3,22^2 \text{ ft}^2} = 7,87 \text{ ft} = 2,4 \text{ m.}$$

5) Tekanan Desain.

$$P_{\text{Total}} = P_{\text{Hidrostatik}} + P_{\text{Dalam tangki}} = \frac{\rho * g}{gc} * H_l + 14,7$$

$$P_{\text{Total}} = \frac{62,20 \text{ lb}}{\text{ft}^3} * 1 * 7,87 \text{ ft} + 14,7 = 18,10 \text{ psi.}$$

$$P_{\text{Desain}} = 1,05 * P_{\text{Total}} = 1,05 * 18,10 \text{ psi} = 19 \text{ psi.}$$

6) Penentuan tebal tangki.

a. Tebal bagian Silinder.

Bahan konstruksi yang dipakai :

Stainless stell SA – 167 type 304 (Brownell and Young, halaman 342).

$$S = 18.750 \text{ psi.}$$

$$C = \frac{1}{16} = 0,06 \text{ (Perry's edisi 7).}$$

Pengelasan yang digunakan adalah double welded butt joint.

$$\text{Efisiensi pengelasan} = E = 80 \% = 0,8.$$

$$\text{Tebal tangki} = t = \frac{P_{\text{Desain}} * ID}{2 * [(f * E) - (0,6 * P_{\text{Desain}})]} + C$$

$$t = \frac{19 \text{ psi} * 38,67 \text{ in}}{2 * [(18.750 \text{ psi} * 0,8) - (0,6 * 19 \text{ psi})]} + 0,125 = 0,09 \text{ in}$$

$$\rightarrow \text{Diambil tebal tangki standart} = \frac{3}{16} \text{ in} = 0,19 \text{ in.}$$

Check :

- $OD = ID + 2T$

$$= 40 + (2 * 0,19) = 39,05 \text{ in}$$

Diambil OD standart = 40 in

- $ID = OD - 2T$

$$= 40 - (2 * 0,19) = 39,63 \text{ in}$$

- $H_{\text{tangki}} = 1,5 * ID$

$$= 1,5 * 39,63 = 59,44 \text{ in} \approx 4,95 \text{ ft.}$$

- Tinggi larutan dalam tangki (H_1) = 7,87 ft.

b. Tinggi tutup atas berupa standart Dished Head.

$$Rc = ID = 39,63 \text{ in} = 3,30 \text{ ft.}$$

$$lcr = 2 \frac{1}{2} \text{ in} = 2,5 \text{ in} = 0,21 \text{ ft (Btrownell and Young table 5,6).}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{3,30 \text{ ft}}{2} = 1,65 \text{ ft} = 20,15 \text{ in.}$$

$$AB = a - lcr = 1,65 - 0,21 = 1,44 \text{ ft.}$$

$$BC = Rc - lcr = 3,30 - 0,21 = 3,09 \text{ ft.}$$

$$b = Rc - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 3,30 - \sqrt{3,09^2 - 1,44^2} = 0,57 \text{ ft.}$$

$$\text{Tebal tutup atas} = t = \frac{0,885 * P_{\text{Desain}} * Rc}{(f * E) - (0,1 * P_{\text{Desain}})} + C$$

$$t = \frac{0,885 * 19 \text{ psi} * 39,63 \text{ ft}}{(18.750 * 0,8) - (0,1 * 19 \text{ psi})} + 0,0125 = 0,11 \text{ in.}$$

$$\rightarrow \text{Diambil tebal standart tutup alas} = \frac{1}{4} \text{ in} = 0,25 \text{ in} = 0,02 \text{ ft.}$$

$$\text{Tinggi tutup atas} = OA = b + sf + t = 0,57 + 0,17 + 0,25 = 0,75 \text{ ft.}$$

Jadi tinggi tangki = Tinggi tangki + tinggi tutup atas
= 0,75 ft + 4,95 ft = 5,71 ft = 1,74 m.

Spesifikasi Alat :

- Nama : Accumulator (F-241)
Fungsi : Untuk menampung Formaldehyde yang keluar dari Absorber 2.
Tipe : Horisontal accumulator
Holding time : 10 menit
Volume accumulator : 80,26 ft³
Jenis pengelasan : Doubel welded butt joint
Bahan konstruksi : Stainless stell SA-167 type 304
Tinggi tangki : 1,74 m.
Jumlah : 1 buah.

IX. Distilasi Vakum (D – 250).

Suhu masuk Distilasi Vakum = 54,4 °C = 327,4 °K.

T_{BUBL} = 81 °C.

T_{Dew Point} = 63 °C.

Tekanan Distilasi Vakum = 0,5 atm.

1) Data konstanta Antoine untuk masing – masing komponen adalah seperti tabel dibawah ini :

Komponen	Boiling Point (°C)	A	B	C
CH ₃ OH	64,7	16,5938	3.644,3	239,76
CH ₂ O	- 21	9,2818	959,43	243,392
H ₂ O	100	16,2620	3.799,89	226,35

2) Perhitungan tekanan.

Misal : untuk komponen CH₃OH.

$$T_{rata - rata} = \frac{T_{BUBL} + T_{Dew Point}}{2} = \frac{81 + 63}{2} = 72^{\circ}C = 345^{\circ}K.$$

$$\ln P^o = A - \frac{B}{C + T}$$

$$\ln P^\circ = 16,5938 - \frac{3.644,3}{239,76 + 72} = 4,9044$$

$$P^\circ = 134,8765 \text{ kPa}$$

$$= 134,8765 \text{ kPa} * \frac{1 \text{ atm}}{101,3250 \text{ kPa}} = 1,33 \text{ atm}$$

$$K_i = \frac{P^\circ}{P_{\text{Tot}}} = \frac{1,33 \text{ atm}}{0,5 \text{ atm}} = 2,66.$$

Harga tekanan (P) untuk masing – masing komponen didalam Distilasi Vakum adalah seperti tabel dibawah ini :

Komponen	Boiling Point (°C)	ln P (kPa)	P (atm)
CH ₃ OH	64,7	4,9044	1,33
CH ₂ O	- 21	6,2397	5,06
H ₂ O	100	3,5257	0,34

Hasil perhitungan konstanta (K_i) dan L_i untuk setiap komponen disajikan seperti tabel berikut:

Komponen	x_{iF} (feed) kmol/hari	x_{iD} (distilat)	$x_{iD} \cdot D$	x_{iW} (bottom)	$x_{iW} \cdot W$	K_i (72 °C)	$L_i = \frac{K_i}{K_e}$
CH ₂ O	0,427	0,55	16.400	0	0	10,12	15,09
CH ₃ OH (L)	0,0110	0,015	720	0,0125	3.025,48	2,66	3,97
H ₂ O (H)	0,562	0,435	20.880	0,9875	239.012,86	0,67	1
Total	1		48.000		242.038,34		

3) Perhitungan $H_v - H_i$.

Misal untuk komponen CH₃OH:

$$T = 64,7^\circ\text{C} = 337,7^\circ\text{K}.$$

$$T_c = 512,58^\circ\text{K}.$$

$$n = 0,3770.$$

$$A = 52,7230$$

$$H_i \text{ untuk CH}_3\text{OH} = 100,0250 \text{ kJ/kg}$$

$$= 100,0250 \text{ kJ/kg} * 32 \text{ kg/kmol} = 3.200,8 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_v = A \left[1 - \left(\frac{T}{T_c} \right)^n \right]$$

$$H_v = 52,7230 * \left[1 - \left(\frac{337,7}{512,58} \right)^{0,3770} \right] = 35,15 \text{ kJ/mol} = 35.150,62 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_v - H_i = 35.150,62 \text{ kJ/kmol} - 3.200,8 \text{ kJ/kmol} = 31.949,82 \text{ kJ/kmol}$$

*) Harga A , n, Tc, Hi, Hv serta Hv – Hi untuk masing – masing komponen yang lainnya adalah sebagai berikut:

Komponen	Boiling Point (°C)	Tc (°K)	A	n	Hv (kJ/kmol)	Hv – Hi (kJ/kmol)
CH ₃ OH	64,7	512,58	52,7230	0,3770	35.150,62	31.949,82
CH ₂ O	- 21	408	30,94	0,2970	23.254,78	16.210,87
H ₂ O	100					40.627,08

$$\begin{aligned}
 H_v - H_i_{\text{rata - rata}} &= \frac{(H_v - H_i)_{\text{Methanol}} + (H_v - H_i)_{\text{Formaldehyde}} + (H_v - H_i)_{\text{Air}}}{3} \\
 &= \frac{31.949,82 + 16.210,87 + 40.627,08}{3} = 29.595,92 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

4) Perhitungan Cp.

$$\text{Dimana : } T_1 = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = T_f$$

$$T_2 = 72 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Hasil perhitungan Cp untuk masing – masing komponen disajikan seperti pada tabel berikut ini:

Komponen	Konstanta				Cp (kJ/kmol.°K)
	a	b	c	d	
CH ₃ OH _(L)	40,1520	0,3105	$- 1,0291.10^{-3}$	$1,4598.10^{-6}$	82,18
CH ₂ O _(v)	34	0,0427	0	$- 8,694.10^{-9}$	47,43
H ₂ O _(L)	92,0530	$- 3,9953.10^{-2}$	$- 2,1103.10^{-4}$	$5,3469.10^{-7}$	75,22

$$\begin{aligned}
 C_p_{\text{rata - rata}} &= \frac{(C_p)_{\text{Methanol}} + (C_p)_{\text{Formaldehyde}} + (C_p)_{\text{Air}}}{3} \\
 &= \frac{82,18 + 47,43 + 75,22}{3} = 68,28 \text{ kJ/kmol.K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 T_b_{\text{rata - rata}} &= \frac{(T_b)_{\text{Methanol}} + (T_b)_{\text{Formaldehyde}} + (T_b)_{\text{Air}}}{3} \\
 &= \frac{64,7 + (- 21) + 100}{3} = 47,9 \text{ } ^\circ\text{C} = 320,9 \text{ } ^\circ\text{K}
 \end{aligned}$$

5) Perhitungan q.

$$q = \frac{[(H_v - H_i) + (C_p * (T_b - T_f))]}{(H_v - H_i)}$$

$$= \frac{29.595,92 + [68,28 * (320,9 - 298)]}{29.595,92} = 1,05$$

$$1 - q = 1 - 1,05$$

$$= -0,05.$$

6) Trial θ .

$$1 - q = \sum \frac{L_i - x_{iF}}{L_i - \theta}$$

$$-0,05 = \left(\frac{15,09 - 0,09}{15,09 - \theta} \right) + \left(\frac{3,97 - 0,0129}{3,97 - \theta} \right) + \left(\frac{1 - 0,89}{1 - \theta} \right)$$

$$\theta = 6,37$$

7) Menghitung $R_{\min}$.

$$R_{\min} + 1 = \sum \frac{L_i - x_{iD}}{L_i - \theta}$$

$$= \left(\frac{15,29 - 0,55}{15,29 - 6,37} \right) + \left(\frac{3,97 - 0,015}{3,97 - 6,37} \right) + \left(\frac{1 - 0,435}{1 - 6,37} \right)$$

$$= -0,09$$

$$R_{\min} + 1 = -0,09 \rightarrow R_{\min} = -1,09.$$

$$R = 1,5 * R_{\min}$$

$$= 1,5 * -1,09 = -1,63.$$

$$\frac{R}{R_{\min}} = \frac{-1,63}{-1,09} = 2,58.$$

$$\frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} = \frac{-1,09}{-0,09} = 12,25$$

Dari figur 11.7 - 3 Geankoplis didapatkan harga $\frac{N_{\min}}{N} = 1$

8) Menghitung harga alfa (α).

Dimana :

$$\alpha_{LD} = 4,1677.$$

$$\alpha_{LW} = 3,7952.$$

Maka : $\alpha_{L, \text{rata-rata}} = \sqrt{\alpha_{LD} + \alpha_{LW}} = \sqrt{4,1677 + 3,7952} = 3,9771 \approx 3,98$.

Harga N_m dapat dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$N_m = \frac{\text{Log} \left[\left(\frac{x_{LD} * D}{x_{HD} * D} \right) * \left(\frac{x_{HW} * W}{x_{LW} * W} \right) \right]}{\text{Log } \alpha_{L, \text{rata-rata}}}$$

$$= \frac{\text{Log} \left[\left(\frac{0,0150 * 48.000}{0,435 * 48.000} \right) * \left(\frac{0,9875 * 242.038,34}{0,0125 * 242.038,34} \right) \right]}{\text{Log } 3,98} = 0,7259 \approx 1 \text{ stage.}$$

9) Penentuan lokasi masuknya feed.

$$\text{Log} \left(\frac{N_e}{N_s} \right) = 0,206 \text{ Log} \sqrt{\left(\frac{x_{HF}}{x_{LF}} \right) * \left(\frac{W}{D} \right) * \left(\frac{x_{LW}}{x_{HD}} \right)} \quad \text{Geankoplis pers. 11.7-21, hal 683}$$

$$\text{Log} \left(\frac{N_e}{N_s} \right) = 0,206 \text{ Log} \sqrt{\left(\frac{0,560}{0,0110} \right) * \left(\frac{242.038,34}{48.000} \right) * \left(\frac{0,0125}{0,435} \right)}$$

$$= -0,1116$$

$$\left(\frac{N_e}{N_s} \right) = 0,7734 \rightarrow N_e = 0,7734 N_s$$

Dimana : $N = N_e + N_s$

$$N = 3$$

Maka :

$$*) \quad 3 = N_e + N_s$$

$$3 = 0,7734 N_s + N_s$$

$$N_s = 3$$

$$*) \quad N_e + N_s = 3$$

$$N_e = 0$$

Jadi dapat disimpulkan bahwa feed masuk pada stage 3 dari dasar menara.

10) Penentuan diameter dan tinggi menara.

Basis: Perhitungan didasarkan pada kolom bagian atas.

1. Perhitungan Diameter menara (D).

$$*) \quad L_o = R * \text{Jumlah massa Distilate}$$

$$= R * D = - 1,63 * 48.000 \text{ kg/hari} = - 78.402,71 \text{ kg/hari}$$

$$= - 78.402,71 \text{ kg/hari} = - 172.877,98 \text{ lb/hari}$$

$$\begin{aligned}
 *) G &= D * (R + 1) \\
 &= 48.000 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} * (-1,63 + 1) \\
 &= -30.402,71 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = -67.037,98 \frac{\text{lb}}{\text{hari}}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 *) D &= 1,13 \sqrt{\frac{G}{L_0}} \\
 &= 1,13 \sqrt{\frac{-67.037,98 \frac{\text{lb}}{\text{hari}}}{-172.877,98 \frac{\text{lb}}{\text{hari}}}} = 1,50 \text{ ft} = 18 \text{ in.}
 \end{aligned}$$

2. Perhitungan Tinggi menara (H).

$$H_m = [(N - 1) * t + L_1 + L_2]$$

Dimana : N = Jumlah stage = 1 stage.

t = Tray spacing = 1,5 ft

L₁ = Tinggi ruang kosong puncak = 1,5 * t

L₂ = Tinggi ruang kosong dasar = 2 * t

Maka : H_m = [(N - 1) * t + L₁ + L₂]

$$H_m = [(1 - 1) * 1,5 + (1,5 * t) + (2 * t)]$$

$$H_m = [0 + (1,5 * 1,5 \text{ ft}) + (2 * 1,5 \text{ ft})] = 6,25 \text{ ft} = 75 \text{ in.}$$

3. Perhitungan tebal dan berat shell.

*) Tekanan operasi = 0,50 atm = 7,35 psia.

*) Bahan Konstruksi yang dipakai :

Stainless steel SA - 167 (Brownell and Young, hal 342)

S = Allowable working stress = 18.750 psi.

Sambungan Double welded butt joint → c = 0,13 (Perry's, edisi 7)

E = Joint efficiency = 0,80.

$$\text{Dilakukan trial } t_s = \frac{3}{16} \text{ in} = 0,19 \text{ in.}$$

$$\begin{aligned}
 OD &= D + (2 * t_s) \\
 &= 18 \text{ in} + (2 * 0,19) = 18,38 \text{ in.}
 \end{aligned}$$

$$\frac{H}{OD} = \frac{H_m}{D + (2 * t_s)} = \frac{75 \text{ in}}{18 \text{ in} + (2 * 0,19) \text{ in}} = 4,08.$$

$$\frac{OD}{t_s} = \frac{18,38 \text{ in}}{0,19 \text{ in}} = 98$$

Dari Brownell and Young fig. 8.8, diperoleh : $E = 0,0006$. dan $B = 900$.

$$P_{\text{allowable}} = \frac{B}{\frac{OD}{ts}} = \frac{900}{98} = 9,18 \text{ psi.}$$

→ Trial ts benar karena $P_{\text{allowable}} > P_{\text{operasi}}$

Spesifikasi Alat :

Nama	: Distilasi Vakum (D – 250).
Fungsi	: Menguapkan formaldehyde
Tekanan	: 0,5 atm
Tinggi menara	: 6,25 ft
Bahan konstruksi	: Stainless stell, SA-167.
Jumlah	: 1 buah.

X. Tangki Penyimpanan larutan Formaldehyde (F – 253).

Fungsi	: Untuk menyimpan larutan Formaldehyde.
Waktu penyimpanan	: 1 hari.
Sistem operasi	: Kontinyu.
Kondisi operasi	: $T_{\text{penyimpanan}} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$ $P_{\text{penyimpanan}} = 2 \text{ atm.}$

Dimensi tangki

$$\text{Kapasitas}_{\text{larutan CH}_2\text{O keluar reaktor 1}} = 48.000 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 105.840 \frac{\text{lb}}{\text{hari}}$$

$$\rho_{\text{CH}_2\text{O}} = 844,38 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 52,73 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Volumetrik CH}_2\text{O} &= \frac{\text{Kapasitas}_{\text{CH}_2\text{O}}}{\rho_{\text{CH}_2\text{O}}} \\ &= \frac{105.840 \frac{\text{lb}}{\text{hari}}}{52,73 \frac{\text{lb}^3}{\text{ft}^3}} = 2.007,28 \frac{\text{ft}^3}{\text{hari}} \end{aligned}$$

Asumsi: Volume bahan = 80 % volume tangki.

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= \frac{\text{Volume bahan}}{80 \%} \\
 &= \frac{2.007,28 \text{ ft}^3/\text{hari}}{80 \%} \\
 &= 2.509,10 \text{ ft}^3/\text{hari}
 \end{aligned}$$

Dimana : $\frac{H}{D} = 3$ (Ulrich tabel 4 – 27).

Volume Dish head = $V_{\text{Dish}} = 0,000049 * D_s^3$ (Brownel and Young, hal 88).

Volume Silinder = $V_s = \frac{\pi}{4} * D_s^2 * H_s$.

Straight flange = $S_f = 2 \text{ in} = 0,17 \text{ ft}$.

$V_{Sf} = \frac{\pi}{4} * D_s^2 * S_f = 0,130900 D_s^2$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= V_{\text{Dish}} + V_s + V_{Sf} \\
 &= (0,000049 * D_s^3) + \left(\frac{\pi}{4} * D_s^2 * H_s\right) + (0,130900 D_s^2)
 \end{aligned}$$

maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume tangki} &= 1,178149 * D_s^3 + 0,1309 * D_s^2 \\
 2.509,10 \text{ ft}^3 &= 1,178149 * D_s^3 + 0,1309 * D_s^2 \\
 \rightarrow D_s &= 12,83 \text{ ft} = 153,93 \text{ in} \approx 154 \text{ in} \\
 \rightarrow H &= 3 * ID = 3 * 12,83 = 38,48 \text{ ft} = 230,89 \text{ in} \approx 231 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi larutan dalam tangki} = H_1 &= \frac{4 * \text{Volume cairan}}{\pi * D^2} \\
 &= \frac{4 * 2.007,28 \text{ ft}^3/\text{hari}}{\pi * 12,83^2 \text{ ft}^2} = 15,53 \text{ ft}/\text{hari} = 186,32 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$P_{\text{Total}} = P_{\text{Hidrostatik}} + P_{\text{Dalam tangki}} = \frac{\rho * g * H_1}{144} + 14,7 = 35,09 \text{ psi}$$

$P_{\text{Desain}} = 1,05 * P_{\text{Total}} = 1,05 * 35,09 \text{ psi} = 36,84 \text{ psi}$.

a. Tebal tangki bagian Silinder.

Bahan konstruksi yang dipakai :

Stainless stell SA – 7 (Brownell and Young, halaman 342).

$S = 12.650 \text{ psi}$.

$C = 1/8 \text{ in} = 0,13 \text{ in}$ (Perry's edisi 7).

Pengelasan yang digunakan adalah double welded butt joint.

Efisiensi pengelasan = $E = 80\% = 0,8$.

$$\text{Tebal tangki} = t = \frac{P_{\text{Desain}} * ID}{2 * [(f * E) - (0,6 * P_{\text{Desain}})]} + C$$

$$t = \frac{36,84 \text{ psi} * 154 \text{ in}}{2 * [(18.750 \text{ psi} * 0,8) - (0,6 * 36,84 \text{ psi})]} + 0,125 = 0,41 \text{ in}$$

$$\rightarrow \text{Diambil tebal tangki standart} = \frac{7}{16} \text{ in} = 0,44 \text{ in.}$$

Check :

- $OD = ID - 2T$

$$= 154 - (2 * 0,44) = 154,80 \text{ in.}$$

Diambil OD standart = 216 in

- $ID = OD - 2T$

$$= 216 - (2 * 0,44) = 215,13 \text{ in}$$

- $H_{\text{Tangki}} = 1,5 * ID$

$$= 1,5 * 215,13 = 322,69 \text{ in} \approx 26,89 \text{ ft.}$$

- Tinggi larutan dalam tangki (H_1) = 7,95 ft.

- $P_{\text{Desain}} = 38,68 \text{ psi}$

b. Tinggi tutup atas berupa standart Dished Head.

$$R_c = ID = 17,93 \text{ ft} = 215,13 \text{ in.}$$

$$l_{cr} = 13 \text{ in} = 1,08 \text{ ft (Brownell and Young table 5,6).}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{17,93 \text{ ft}}{2} = 8,96 \text{ ft.}$$

$$AB = a - l_{cr} = 8,96 - 1,08 = 7,88 \text{ ft.}$$

$$BC = R_c - l_{cr} = 17,93 - 1,08 = 16,84 \text{ ft.}$$

$$b = R_c - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 17,93 - \sqrt{16,84^2 - 7,88^2} = 3,04 \text{ ft.}$$

$$\text{Tebal tutup atas} = t = \frac{0,885 * P_{\text{Desain}} * R_c}{(f * E) - (0,1 * P_{\text{Desain}})} + C$$

$$t = \frac{0,885 * 36,84 \text{ psi} * 17,93 \text{ ft}}{(18.750 * 0,8) - (0,1 * 36,84 \text{ psi})} + 0,0125 = 0,85 \text{ in.}$$

$$\rightarrow \text{Diambil tebal standart tutup atas} = \frac{7}{8} \text{ in} = 0,88 \text{ in.}$$

$$\text{Tinggi tutup atas} = OA = b + sf + t = 3,04 + 0,17 + 0,074 = 3,28 \text{ ft.}$$

c. Tutup bawah berupa plat datar.

Dimana :

$C = 0,25$ (App.H, Brownell and Young).

$$\begin{aligned} \text{tebal tutup bawah} &= ID * \sqrt{\frac{C * P_{\text{Desain}}}{f}} + C \\ &= 0,18 \text{ in} \end{aligned}$$

→ Diambil tebal standart tutup bawah = $\frac{1}{4}$ in.

Jadi tinggi tangki = Tinggi tangki + tinggi tutup atas + tebal head bawah
 $= 26,89 \text{ ft} + 3,28 \text{ ft} + 0,02 \text{ ft} = 30,19 \text{ ft} = 9,20 \text{ m}.$

Spesifikasi Alat:

Nama	: Tangki penyimpanan larutan Formaldehyde (F-253).
Fungsi	: Untuk menyimpan larutan Formaldehyde.
Bentuk	: Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berupa plat datar.
Tinggi tangki	: 9,2 m
Tekanan desain	: 38,68 psi
Jumlah tangki	: 1 buah.

XI. Tangki Penampung Urea NH_2CONH_2 (F – 120).

Fungsi	: Untuk menyimpan NH_2CONH_2 .
Waktu penyimpanan	: 7 hari.
Jumlah tangki	: 1 buah.
Kondisi operasi	: $T_{\text{penyimpanan}} = 30^\circ\text{C}$ $P_{\text{penyimpanan}} = 1 \text{ atm}.$

Dimensi tangki

$$\text{Kapasitas}_{\text{larutan CH}_3\text{O keluar reaktor 1}} = 48.000 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 105.840 \frac{\text{lb}}{\text{hari}}.$$

$$\rho_{\text{Urea pada tekanan 1 atm dan } T = 30^\circ\text{C}} = 47,50 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}.$$

$$\text{Kapasitas Volumetrik } \text{NH}_2\text{CONH}_2 = \frac{\text{Kapasitas}_{\text{NH}_2\text{CONH}_2}}{\rho_{\text{NH}_2\text{CONH}_2}}$$

$$= \frac{105.840 \frac{\text{lb}}{\text{hari}} * 7 \frac{\text{hari}}{\text{minggu}}}{47,50 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} = 7.073,68 \frac{\text{ft}^3}{\text{minggu}}$$

Asumsi: Volume bahan = 80 % volume tangki.

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{\text{Volume bahan}}{80 \%} \\ &= \frac{7.073,68 \text{ ft}^3}{80 \%} = 8.842,11 \text{ ft}^3. \end{aligned}$$

Dimana : $\frac{H}{D} = 1,5$ (Ulrich tabel 4 – 27).

Volume Dish head = $V_{\text{Dish}} = 0,000049 * D_s^3$ (Brownel and Young, hal 88).

Volume Silinder = $V_s = \frac{\pi}{4} * D_s^2 * H_s$.

Straight flange = $S_f = 2 \text{ in} = 0,17 \text{ ft}$.

$V_{sf} = \frac{\pi}{4} * D_s^2 * S_f = 0,130900 D_s^2$

Volume tangki = $V_{\text{Dish}} + V_s + V_{sf}$

$$= (0,000049 * D_s^3) + \left(\frac{\pi}{4} * D_s^2 * H_s \right) + (0,130900 D_s^2)$$

maka : Volume tangki = $1,178149 * D_s^3 + 0,1309 * D_s^2$

$$8.842,11 \text{ ft}^3 = 1,178149 * D_s^3 + 0,1309 * D_s^2$$

$$\rightarrow D_s = 19,54 \text{ ft} = 234,47 \text{ in.}$$

$$\rightarrow H = 1,5 * ID = 1,5 * 19,54 = 29,31 \text{ ft} = 351,71 \text{ in.}$$

Tinggi larutan dalam tangki = $H_1 = \frac{4 * \text{Volume cairan}}{\pi * D^2}$

$$= \frac{4 * 7.073,68 \text{ ft}^3}{\pi * 19,54^2 \text{ ft}^2} = 23,58 \text{ ft} = 282,98 \text{ in.}$$

$$P_{\text{Total}} = P_{\text{Hidrostatik}} + P_{\text{Dalam tangki}} = \frac{\rho * \frac{\text{g}}{\text{gc}} * H_1}{144} + 14,7$$

$$P_{\text{Total}} = \frac{47,50 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} * 1 * 23,58 \text{ ft}}{144} + 14,7 = 22,48 \text{ psi.}$$

$$P_{\text{Desain}} = 1,05 * P_{\text{Total}} = 1,05 * 22,48 \text{ psi} = 23,60 \text{ psi.}$$

a. Tebal tangki bagian Silinder.

Bahan konstruksi yang dipakai :

Stainless stell SA – 167 (Brownell and Young, halaman 342).

$$S = 18.750 \text{ psi.}$$

$$C = 0,125 \text{ (Perry's edisi 7).}$$

Pengelasan yang digunakan adalah double welded butt joint.

$$\text{Efisiensi pengelasan} = E = 80 \% = 0,8.$$

$$\text{Tebal tangki} = t = \frac{P_{\text{Desain}} * ID}{2 * [(f * E) - (0,6 * P_{\text{Desain}})]} + C$$

$$t = \frac{23,60 \text{ psi} * 234,47 \text{ in}}{2 * [(18.750 \text{ psi} * 0,8) - (0,6 * 23,60 \text{ psi})]} + 0,125 = 0,31 \text{ in}$$

$$\rightarrow \text{Diambil tebal tangki standart} = \frac{3}{8} \text{ in} = 0,38 \text{ in.}$$

Check :

- $OD = ID - 2T$
 $= 234,47 - (2 \times 0,38) = 235,22 \text{ in}$
 Diambil OD standart = 204 in
- $ID = OD - 2T$
 $= 204 - (2 \times 0,38) = 203,25 \text{ in}$
- $H_{\text{Tangki}} = 1,5 \times ID$
 $= 1,5 \times 203,25 = 304,88 \text{ in} \approx 25,41 \text{ ft.}$
- Tinggi larutan dalam tangki (H_1) = 31,38 ft
- $P_{\text{Desain}} = 25,05 \text{ psi}$

b. Tinggi tutup atas berupa standart Dished Head.

$$R_c = ID = 16,94 \text{ ft} = 203,25 \text{ in.}$$

$$I_{cr} = 12 \frac{1}{4} \text{ in} = 12,25 \text{ in} = 1,02 \text{ ft (Brownell and Young table 5,6).}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{16,94 \text{ ft}}{2} = 8,47 \text{ ft.}$$

$$AB = a - I_{cr} = 8,47 - 1,02 = 7,45 \text{ ft.}$$

$$BC = R_c - I_{cr} = 16,94 - 1,02 = 15,92 \text{ ft.}$$

$$b = R_c - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 16,94 - \sqrt{15,92^2 - 7,45^2} = 2,87 \text{ ft.}$$

$$\text{Tebal tutup atas} = t = \frac{0,885 * P_{\text{Desain}} * R_c}{(f * E) - (0,1 * P_{\text{Desain}})} + C$$

$$t = \frac{0,885 * 26,30 \text{ psi} * 203,25 \text{ ft}}{(18.750 * 0,8) - (0,1 * 26,30 \text{ psi})} + 0,0125 = 0,44 \text{ in.}$$

$$\rightarrow \text{Diambil tebal standart tutup alas} = \frac{1}{2} \text{ in} = 0,50 \text{ in} = 0,04 \text{ ft.}$$

$$\text{Tinggi tutup atas} = OA = b + sf + t = 2,87 + 0,17 + 0,04 = 3,08 \text{ ft} = 36,95 \text{ in.}$$

c. Tutup bawah berupa konis.

$$\alpha = 30^\circ.$$

$$\text{tutup bawah} = \frac{P_{\text{Desain}} * ID}{2 * \cos \alpha * (f * E - 0,6 P_{\text{Desain}})} = 0,1 \text{ in.}$$

$$\rightarrow \text{Diambil tebal standart tutup bawah} = \frac{3}{16} \text{ in.}$$

*) Perhitungan tinggi konis.

$$H_n = \frac{D_n}{2 * \tan \alpha} \text{ dan } H_k = \frac{D}{2 * \tan \alpha} - H_n$$

Dimana :

$$D_n = 1,5 \text{ ft.}$$

$$D = \text{Diameter shell} = \text{Diameter tangki.}$$

$$H = \text{Tinggi shell} = \text{tinggi tangki.}$$

$$H_k = \text{Tinggi konis.}$$

$$H_n = \text{Tinggi Nozzle.}$$

$$D_n = \text{Diameter Nozzle.}$$

Maka :

$$H_n = \frac{D_n}{2 * \tan \alpha} = \frac{1,5}{2 * \tan 30} = \frac{1,5}{2 * 0,5095} = 1,47 \text{ ft} = 17,66 \text{ in.}$$

$$H_k = \frac{D}{2 * \tan \alpha} - 1,47 = \frac{17 \text{ ft}}{2 * \tan (30)} - 1,47 = \frac{17 \text{ ft}}{2 * 0,5095} - 1,47 = 15,15 \text{ ft} = 181,80 \text{ in.}$$

$$\text{Jadi tinggi tangki} = \text{Tinggi tangki} + \text{tinggi tutup atas} + \text{tinggi konis}$$

$$= 25,41 \text{ ft} + 3,08 \text{ ft} + 15,15 \text{ ft} = 43,64 \text{ ft} = 13,30 \text{ m.}$$

Spesifikasi Alat :

Nama : Tangki Penampung Urea (F – 120).

Fungsi : Untuk menyimpan NH_2CONH_2 .

Bentuk : Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas berbentuk

standart dished head dan tutup bawah berupa konis.

Tinggi tangki : 13,30 m

Tinggi larutan : 23,58 ft

Jumlah : 1 buah.

XII. Heater (H – 255).

Fungsi : Untuk menaikkan suhu larutan yang berasal dari tangki penyimpanan formaldehyde menuju ke Reaktor 2.

Tipe : Shell and tube 1 – 2 Exchanger.

Waktu penyimpanan : 1 hari.

1) Dari Neraca massa dan panas didapatkan :

$$\text{Rate campuran produk} : 48.000 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 4.410 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} .$$

$$\text{Rate air pemanas} : 340.444 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 31.278,29 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} .$$

$$Q_{\text{nemanas}} : 2.561.750,08 \frac{\text{kkal}}{\text{hari}} = 423.569,79 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} .$$

2) Perhitungan ΔT_{LMTD} .

Aliran panas	Aliran dingin
$T_1 = 359,4 \text{ } ^\circ\text{C} = 678,92 \text{ } ^\circ\text{F}$	$t_2 = 60 \text{ } ^\circ\text{C} = 140 \text{ } ^\circ\text{F}$.
$T_2 = 341,76 \text{ } ^\circ\text{C} = 647,17 \text{ } ^\circ\text{F}$	$t_1 = - 22 \text{ } ^\circ\text{C} = - 7,60 \text{ } ^\circ\text{F}$.
$T_1 - T_2 = 31,75 \text{ } ^\circ\text{F}$	$t_2 - t_1 = 147,60 \text{ } ^\circ\text{F}$.

$$\text{Maka : } T_1 - t_2 = 678,92 - 140 = 538,92 \text{ } ^\circ\text{F}.$$

$$T_2 - t_1 = 647,17 - (- 7,60) = 654,77 \text{ } ^\circ\text{F}.$$

$$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 538,92 - 654,77 = - 115,85 \text{ } ^\circ\text{F}.$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = \frac{- 115,85}{\ln\left(\frac{538,92}{654,77}\right)} = 594,97 \text{ } ^\circ\text{F} .$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{31,75}{147,60} = 0,22 .$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{147,60}{678,92 - (- 7,60)} = 0,21 .$$

Dipilih HE 1 – 2 $\rightarrow$ FT = 0,97.

$$t = FT * \Delta T_{LMTD} = 0,97 * 594,97 = 577,12 \text{ } ^\circ\text{F}.$$

3) Perhitungan suhu caloric.

$$\Delta t_c = T_{avg} = 654,77 \text{ } ^\circ\text{F}.$$

$$\Delta t_h = t_{avg} = 538,92 \text{ } ^\circ\text{F}.$$

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = \frac{654,77}{538,92} = 1,21.$$

Dari figure 17 Kern didapatkan :

$$K_c = 0,10.$$

$$F_c = 0,49.$$

$$\begin{aligned} \text{Maka : } T_c &= T_2 + F_c * (T_1 - T_2) \\ &= 647,17 + 0,49 * (678,92 - 647,17) = 662,73 \text{ } ^\circ\text{F}. \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_c &= t_1 + F_c * (t_2 - t_1) \\ &= -7,60 + (0,49 * 147,60) = 64,72 \text{ } ^\circ\text{F}. \end{aligned}$$

4) Perhitungan UD.

$$UD \text{ trial} = 60.$$

$$A = \frac{Q}{UD * \Delta T} = \frac{423.569,79 \text{ Btu}}{60 * 577,12} \frac{\text{jam}}{\text{ft}^2} = 12,23 \text{ ft}^2$$

$$L = 12 \text{ ft}.$$

$$a'' = 0,3271.$$

$$N_t = \frac{A}{a'' * L} = \frac{12,23}{0,3271 * 12} = 3,12$$

$$\text{Untuk } 1 \frac{1}{4} \text{ in, OD tube} = 1 \frac{9}{16}.$$

$$ID \text{ shell} = 10 \text{ in}.$$

$$A = N_t * a'' * L = 3,12 * 0,3271 * 12 = 12,23 \text{ ft}^2$$

$$UD \text{ koreksi} = \frac{Q}{A * \Delta T} = \frac{423.569,79}{12,23 * 577,12} = 60 \text{ Btu} / \text{jam.ft}^2. ^\circ\text{F}$$

5) Perhitungan Koefisien Perpindahan panas.

1. Shell side: fluida dingin (Formaldehyde)	2. Tube side: fluida panas (pemanas)
* ID = 10 in * Baffle space = 19,25 in. * Passes = 4 * C' = 0,31 in. * $a_s = \frac{ID * C' * B}{144 * Pt} = \frac{10 * 0,31 * 19,25}{144 * 0,156} = 0,27 \text{ ft}^2$. * $G_s = \frac{w}{a_s} = \frac{\text{Rate campuran gas}}{a_s}$ $= \frac{4.410 \text{ lb}}{0,27 \text{ ft}^2} = 16.494,55 \text{ lb/jam.ft}^2$ * $T_c = 64,72 \text{ }^\circ\text{F}$. $\mu_{\text{campuran pada suhu } T_c} = 63,99 \text{ cp}$ $= 1.154,86 \text{ lb/ft.jam}$ * $De = \frac{1,23}{12} = 0,10 \text{ ft}^2$ (fig. 28, Kern) * $Res = \frac{De * G_s}{\mu} = \frac{0,10 * 16.494,55 \text{ lb/jam.ft}^2}{1.154,86 \text{ lb/ft.jam}}$ $= 10,92/\text{ft}.$ * $J_h = 2,20$ (Figur 28, Kern) * $C_{p \text{ campuran}} = 0,65 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$. * $k_{\text{campuran}} = 0,10 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$. * $\sqrt[3]{\frac{C_p * \mu}{k}} = \sqrt[3]{\frac{0,65 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} * 1.154,86 \text{ lb/ft.jam}}{0,1 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}}}$ $= 335,52$	* Jumlah = $N_t = 10$. * Panjang = $L_N = 16 \text{ ft}$. * BWG = 16. * $OD = 1 \frac{1}{4} \text{ in} = 1,25 \text{ in}$. * Pitch = $P_t = 1 \frac{9}{16} \text{ in} = 1,56 \text{ in}$. (square pitch). * Passes = $n/s = 2$. * $a't = 0,985$ (Tabel 10, Kern). * $a_t = \frac{N_t * a't}{144 * P_t} = \frac{76 * 0,985}{144 * 1,56} = 0,04 \text{ ft}^2$. * $G_t = \frac{w}{a_t} = \frac{\text{Rate air pendingin}}{a_t}$ $= \frac{4.410 \text{ lb}}{0,04 \text{ ft}^2} = 0,05 \text{ lb/jam.ft}^2$ * $V = \frac{G_t}{3600 * \rho} = \frac{0,05 \text{ lb/jam.ft}^2}{3600 \text{ s/jam} * 62,5 \text{ lb/ft}^3}$ $= 23,96.10^{-8} \text{ ft/s}$ * Pada $T_c = 662,73 \text{ }^\circ\text{F}$. $\mu_{\text{pemanas}} = 0,031 \text{ cp} = 0,08 \text{ lb/ft.jam}$. $D = 0,09$ (tabel 10, Kern). $Re_t = \frac{D * G_t}{\mu} = \frac{0,09 * 0,05 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,08 \text{ lb/ft.jam}}$ $= 0,16/\text{ft}.$ * $J_h = 12$ (Figur 24, Kern) * Pada $T_c = 662,73 \text{ }^\circ\text{F}$ $C_{p \text{ campuran}} = 0,48 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$ $k = 0,31 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$. $h_{io} = h_i * (ID/OD) = 138,39$

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{138,39 \cdot 720,14}{138,39 + 720,14} = 116,08 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$a'' = 0,33 \text{ ft (tabel 10, Kern)}$$

$$A = 52,34 \text{ ft}^3$$

$$U_D = \frac{Q_{\text{air pendingin}}}{A \cdot t} = \frac{423.569,79 \text{ Btu/jam}}{52,34 \text{ ft}^2 \cdot 2577,12^\circ\text{F}} = 14,02 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$R_D = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D} = \frac{116,08 - 14,02}{116,08 \cdot 14,02} = 0,06 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

*) Perhitungan Pressure Drop.

1. Shell side:	2. Tube side:
* $Re_s = 10,92$ * $f = 0,0017$ (figure 29, Kern) * $N + 1 = 12 \cdot \frac{L}{B} = 12 \cdot \frac{16 \text{ ft}}{19,25 \text{ in}} = 9,97$ * $Ps = \frac{10}{12} = 0,83$ * $S_{\text{campuran}} = 0,2$ * $\Delta Ps = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot Ps \cdot (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot De}$ $= \frac{0,0017 \cdot 16.494,55^2 \cdot 0,83 \cdot 9,97}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,10}$ $= 0,00072 \text{ psi} \rightarrow Ps < 2 \text{ (memenuhi)}$	* $Re_t = 303.291,31$ * $f = 0,00020$ (figure 29, Kern) * $\Delta Pt_1 = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L_N \cdot (n/s)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_s} = 0,01 \text{ psi}$ * $G_t = 100.736,04 \text{ Btu/jam.ft}^2$ * $\Delta Pr = 4 \cdot (n/s) \cdot \left(\frac{V^2}{2 \cdot g} \right) = 2,58 \text{ psi}$ * $\Delta Pt = \Delta Pt_1 + \Delta Pr$ $= 2,58 \text{ psi} \rightarrow \Delta Pt < 10 \text{ psi (memenuhi)}$

Spesifikasi Alat :

Nama : Heater (H-255)

Fungsi : Untuk menaikkan suhu larutan yang berasal dari tangki penyimpanan formaldehyde menuju ke Reaktor 2.

Tipe : Shell and tube 1 – 2 Exchanger.

Diameter shell (ID) : 10 in

Diameter tube (OD) : 1,25 in

U_c : $116,08 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

U_d : $14,02 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

Rd : $0,06 \text{ jam.ft}^2 / \text{Btu}$
 Jumlah : 1 buah.

XIII. Pneumatic Conveyor (J – 121).

Fungsi : Untuk mengangkat Urea dari tangki penampungan Urea menuju Reaktor 2.
 Dasar pemilihan : Cocok untuk kapasitas besar.
 Kapasitas : 48.000 kg/hari
 ID : 0,53 in.
 Power : 11,03 Hp.
 Bahan konstruksi : Carbon steel.
 Jumlah : 1 buah.

(Perry's, 7^{ed}, tabel 21 – 12, p.21 – 20)

XV. Screw Conveyor (J – 261).

Fungsi : Untuk mengangkat Produk Urea Formaldehyde menuju tangki penyimpanan produk.
 Tipe : Standard pitch screw conveyor.
 Dasar pemilihan : Ekonomis, pemeliharaannya mudah, dan cocok untuk bahan yang lengket.
 Kapasitas : 96.000 kg/hari
 Dimensi Screw.
 Panjang : 15 ft.
 Diameter flight : 7,20 in.
 Diameter poros screw : 1,60 in.
 Diameter lubang feed : 4,80 in.
 Sudut elevasi : 40 derajat
 Kecepatan screw : 32 rpm.
 Hp motor : 11,03 Hp.
 Bahan konstruksi : Stainless steel.
 Power : 3,84 Hp.
 Jumlah : 1 buah.

(Perry's, 7^{ed}, tabel 21 – 6, p.21 – 8)

XVI. Cooler (E - 262).

Fungsi : Untuk menurunkan suhu produk dari reaktor 2.

Tipe : Shell and tube 1 - 2 Exchanger.

Jumlah : 1 buah.

Kondisi operasi : $T_{\text{Urea masuk}} = 30^\circ\text{C}$.

$P_{\text{Udara masuk}} = 1 \text{ atm}$.

1) Dari Neraca massa dan panas didapatkan :

Rate campuran produk : $96.000 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 8.820 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}$.

Rate air pendingin : $230.197,51 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 21.149,40 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}$.

$Q_{\text{air pendingin}} : 3.452.956,35 \frac{\text{kkal}}{\text{hari}} = 570.925,32 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}}$.

2) Perhitungan ΔT_{LMTD} .

Hot liquid	Cold liquid
$T_1 = 95^\circ\text{C} = 203^\circ\text{F}$.	$t_2 = 45^\circ\text{C} = 113^\circ\text{F}$.
$T_2 = 40^\circ\text{C} = 104^\circ\text{F}$.	$t_1 = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$.
$T_1 - T_2 = 99^\circ\text{F}$.	$t_2 - t_1 = 27^\circ\text{F}$.

maka : $T_1 - t_2 = 203 - 113 = 90^\circ\text{F}$.

$T_2 - t_1 = 104 - 86 = 18^\circ\text{F}$.

$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 90 - 18 = 72^\circ\text{F}$.

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = \frac{72}{\ln\left(\frac{90}{18}\right)} = 44,74^\circ\text{F}.$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{99}{27} = 3,67.$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{27}{203 - 86} = 0,23.$$

Dipilih HE 1 - 2 $\rightarrow$ FT = 0,8 (fig.18, Kern).

$$t = \text{FT} * \Delta T_{\text{LMTD}} = 0,8 * 44,74 = 35,79^\circ\text{F}.$$

3) Perhitungan suhu caloric.

$$\Delta t_c = T_{avg} = 18^\circ\text{F}.$$

$$\Delta t_h = t_{avg} = 90^\circ\text{F}.$$

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = \frac{18}{90} = 0,20.$$

Dari figure 17 Kern didapatkan :

$$K_c = 0,10.$$

$$F_c = 0,36.$$

$$\text{Maka : } T_c = T_2 + F_c * (T_1 - T_2)$$

$$= 104 + 0,36 * (203 - 104) = 139,64^\circ\text{F}.$$

$$t_c = t_1 + F_c * (t_2 - t_1)$$

$$= 86 + (0,36 * 27) = 95,72^\circ\text{F}.$$

4) Perhitungan UD.

$$\text{UD trial} = 75.$$

$$A = \frac{Q}{UD * \Delta T} = \frac{570.925,32}{75 * 35,79} = 212,70 \text{ ft}^2$$

$$L = 16 \text{ ft}.$$

$$a'' = 0,3271.$$

$$N_t = \frac{A}{a'' * L} = \frac{212,70}{0,3271 * 16} = 40,64 \rightarrow \text{Dipilih OD tube} = 1 \frac{9}{16}.$$

$$\text{ID shell} = 19 \frac{1}{4} = 19,25 \text{ in}.$$

$$A = N_t * a'' * L = 40,64 * 0,3271 * 16 = 212,70 \text{ ft}^2$$

$$UD_{\text{koreksi}} = \frac{Q}{A * \Delta T} = \frac{570.925,32}{212,70 * 35,79} = 75 \text{ Btu} / \text{jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

*) Perhitungan Koefisien Perpindahan panas.

1. Shell side: fluida dingin (air)	2. Tube side: fluida panas (produk UF)
* ID = $15\frac{1}{4}$ in = 15,25 in. * Baffle space = 19,25 in. * Passes = 1. * C' = 0,31 in. * $a_s = \frac{ID * C' * B}{144 * Pt} = \frac{15,25 * 0,31 * 19,25}{144 * 1,56} = 0,41 \text{ ft}^2$. * $G_s = \frac{w}{a_s} = \frac{\text{Rate campuran gas}}{a_s}$ $= \frac{2121.149,40 \text{ lb/jam}}{0,41 \text{ ft}^2} = 51.871,63 \text{ lb/jam.ft}^2$ * $T_c = 95,72^\circ \text{F}$. $\mu_{\text{campuran pada suhu } T_c} = 0,73 \text{ cp} = 1,77 \text{ lb/ft.jam}$ * $De = \frac{1,23}{12} = 0,10 \text{ ft}^2$. * $Res = \frac{De * G_s}{\mu}$ $= \frac{0,10 * 51.871,63 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,77 \text{ lb/ft.jam}} = 3.009,65/\text{ft}$. * $J_h = 28$ (Figur 28, Kern) * $C_{p_{\text{air}}} = 1 \text{ Btu/lb.}^\circ \text{F}$. * $k = 0,36 \text{ Btu/lb.}^\circ \text{F}$. * $\sqrt[3]{\frac{C_p * \mu}{k}} = \sqrt[3]{\frac{1 \text{ Btu/lb.}^\circ \text{F} * 1,77 \text{ lb/ft.jam}}{0,36 \text{ Btu/lb.}^\circ \text{F}}} = 1,63$. * $h_o = J_h * \frac{k}{De} * \sqrt[3]{\frac{C_p * \mu}{k}} = 160,86 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ \text{F}$.	* Jumlah = $N_t = 44$. * Panjang = $L_N = 16 \text{ ft}$. * BWG = 16 * OD = $1\frac{1}{4}$ in = 1,25 in. * Pitch = $P_t = 1\frac{9}{16}$ in = 1,56 in. (square pitch). * Passes = $n/s = 1$. * $a't = 0,99$ (Tabel 10, Kern). * $a_t = \frac{N_t * a't}{144 * P_t} = \frac{44 * 0,99}{144 * 1,56} = 0,19 \text{ ft}^2$. * $G_t = \frac{w}{a_t} = \frac{\text{Rate air pendingin}}{a_t}$ $= \frac{21.149,40 \text{ lb/jam}}{0,19 \text{ ft}^2} = 45.789,11 \text{ lb/jam.ft}^2$. * $V = \frac{G_t}{3600 * \rho} = \frac{45.789,11 \text{ lb/jam.ft}^2}{3600 \text{ s/jam} * 62,5 \text{ lb/ft}^3} = 0,2 \text{ ft/s}$. * Pada $T_c = 139,64^\circ \text{F}$. $\mu_{\text{campuran}} = 0,31 \text{ cp} = 0,75 \text{ lb/ft.jam}$. $D_s = 0,09$ (tabel 10, Kern). $Re_t = \frac{D * G_t}{\mu}$ $= \frac{0,09 * 45.789,11 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,75 \text{ lb/ft.jam}} = 5.696,68/\text{ft}$. $\frac{L}{D} = \frac{16 \text{ ft}}{0,09 \text{ ft}} = 171,43 \text{ ft}$. * $J_h = 7,5$ (Figur 24, Kern) * Pada $T_c = 139,64^\circ \text{F}$ $C_{p_{\text{campuran}}} = 0,48 \text{ Btu/lb.}^\circ \text{F}$

$$k = 0,31 \text{ Btu} / \text{lb.}^{\circ}\text{F}$$

$$\sqrt[3]{\frac{C_p * \mu}{k}} = \sqrt[3]{\frac{0,48 \text{ Btu} / \text{lb.}^{\circ}\text{F} * 0,75 \text{ lb} / \text{ft.jam}}{0,31 \text{ Btu} / \text{lb.}^{\circ}\text{F}}} = 0,39$$

$$h_i = J_h * \frac{k}{D_e} * \sqrt[3]{\frac{C_p * \mu}{k}} = 965,35 \text{ Btu} / \text{jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

$$h_{io} = h_i * (ID/OD) = 864,95$$

$$U_c = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{864,95 * 160,86}{864,95 + 160,86} = 135,64 \text{ Btu} / \text{jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

$$a'' = 0,3271 \text{ ft (tabel 10, Kern)}$$

$$A = N_t * L * a'' = 44 * 16 * 0,3271 = 230,28 \text{ ft}^3$$

$$U_D = \frac{Q_{\text{air pendingin}}}{A * t} = \frac{570.925,32 \text{ Btu.jam}}{212,70 \text{ ft}^2 * 35,79^{\circ}\text{F}} = 75 \text{ Btu} / \text{jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

$$R_D = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D} = \frac{135,64 - 75}{135,64 * 75} = 0,01 \text{ jam.ft}^2.^{\circ}\text{F} / \text{Btu}$$

*) Perhitungan Pressure Drop.

1. Shell side:	2. Tube side:
* Res = 3.009,65	* Ret = 5.696,68
* f = 0,0029 (figure 29, Kern)	* f = 0,00028 (figure 29, Kern)
* $N + 1 = 12 * \frac{L}{B} = 12 * \frac{16 \text{ ft}}{19,25 \text{ in}} = 9,97$	* $\Delta P_{t1} = \frac{f * G_t^2 * L_N \text{ (n/s)}}{5,22 * 10^{10} * D_s}$
* $P_s = \frac{ID}{12} = \frac{15,25}{12} = 1,27$	$= \frac{0,00028 * 45.789,11^2 * 16 * 2}{5,22 * 10^{10} * 0,09}$
* $S_{\text{campuran}} = 0,80$	$= 0,003856 \text{ psi.}$
* $\Delta P_s = \frac{f * G_s^2 * P_s * (N + 1)}{5,22 * 10^{10} * D_e}$	* $G_t = 45.789,11 \text{ Btu} / \text{jam.ft}^2$
$= \frac{0,0029 * 51.871,63^2 * 1,27 * 9,97}{5,22 * 10^{10} * 0,10}$	* $\Delta P_r = 4 * (n/s) * \left(\frac{V^2}{2 * g} \right)$
$= 0,02 \text{ psi} \rightarrow P_s < 2 \text{ (memenuhi)}$	$= 4 * 2 * \left(\frac{0,2^2}{2 * 32,174} \right) = 2,66 \text{ psi.}$
	* $\Delta P_t = \Delta P_{t1} + \Delta P_r$
	$= 0,003856 + 2,66$
	$= 2,67 \text{ psi} \rightarrow \Delta P_t < 10 \text{ psi (memenuhi).}$

Spesifikasi Alat:

Nama	: Cooler (E-262)
Fungsi	: Untuk menurunkan suhu produk dari reaktor 2.
Tipe	: Shell and tube 1 – 2 Exchanger.
Diameter shell (ID)	: 15,25 in
Diameter tube (OD)	: 1,25 in
Uc	: $135,64 \frac{Btu}{jam.ft^2 F}$
Ud	: $75 \frac{Btu}{jam.ft^2 F}$
Rd	: $0,01 \frac{jam.ft^2 F}{Btu}$
Jumlah	: 1 buah.

XVII. Tangki Penampung Urea Formaldehyde (F – 310).

Fungsi	: Untuk menyimpan larutan Urea Formaldehyde.
Sistem operasi	: Kontinyu.
Waktu penyimpanan	: 1 hari.
Kondisi operasi	: $T_{\text{penyimpanan}} = -21\text{ }^{\circ}\text{C}$ $P_{\text{penyimpanan}} = 1\text{ atm.}$

Dimensi Tangki

$$\text{Kapasitas}_{\text{larutan Urea Formaldehyde keluar reaktor II}} = 96.000 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 211.680 \frac{\text{lb}}{\text{hari}}$$

$$\rho_{\text{Urea formaldehyde}} = 50 \frac{\text{gr}}{\text{lt}} = 3,12 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Volumetrik}_{\text{Urea Formaldehyde masing-masing tangki}} &= \frac{\text{Kapasitas}_{\text{UF}}}{\rho_{\text{UF}} * 10} \\ &= \frac{211.680 \frac{\text{lb}}{\text{hari}}}{3,12 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} * 10} = 6.779,66 \frac{\text{ft}^3}{\text{hari}} \end{aligned}$$

Asumsi: Volume bahan = 80 % volume tangki.

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{\text{Volume bahan}}{80\%} \\ &= \frac{6.779,66 \text{ ft}^3}{80\%} = 8.474,58 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Dimana : $\frac{H}{D} = 1,5$ (Ulrich tabel 4 – 27).

$$\text{Volume Dish head} = V_{\text{Dish}} = 0,000049 * D_s^3 \text{ (Brownel and Young, hal 88).}$$

$$\text{Volume Silinder} = V_s = \frac{\pi}{4} * D_s^2 * H_s.$$

$$\text{Straight flange} = S_f = 2 \text{ in} = 0,17 \text{ ft.}$$

$$V_{Sf} = \frac{\pi}{4} * D_s^2 * S_f = 0,130900 D_s^2$$

$$\text{Volume tangki} = V_{\text{Dish}} + V_s + V_{Sf}$$

$$= (0,000049 * D_s^3) + \left(\frac{\pi}{4} * D_s^2 * H_s \right) + (0,130900 D_s^2)$$

maka :

$$\text{Volume tangki} = 1,178149 * D_s^3 + 0,1309 * D_s^2$$

$$8.474,58 \text{ ft}^3 = 1,178149 * D_s^3 + 0,1309 * D_s^2$$

$$\rightarrow D_s = 19,26 \text{ ft} = 231,17 \text{ in.}$$

$$\rightarrow H = 1,5 * D = 19,26 * 1,5 = 28,90 \text{ ft} = 346,76 \text{ in.}$$

$$\text{Tinggi larutan dalam tangki} = H_1 = \frac{4 * \text{Volume cairan}}{\pi * D^2}$$

$$= \frac{4 * 6.779,66 \text{ ft}^3}{\pi * 19,26^2 \text{ ft}^2} = 23,25 \text{ ft} = 279,02 \text{ in.}$$

$$P_{\text{Total}} = P_{\text{Hidrostatik}} + P_{\text{Dalam tangki}} = \frac{\rho * g_{gc} * H_1}{144} + 14,7$$

$$P_{\text{Total}} = \frac{3,12 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} * 1 * 23,25 \text{ ft}}{144} + 14,7 = 15,20 \text{ psi.}$$

$$P_{\text{Desain}} = 1,05 * P_{\text{Total}} = 1,05 * 15,20 \text{ psi} = 15,96 \text{ psi} = 16 \text{ psi.}$$

a. Tebal tangki bagian Silinder.

Bahan konstruksi yang dipakai :

Stainless stell SA – 167 (Brownell and Young, halaman 342).

$$S = 18.750 \text{ psi.}$$

$$C = 0,125 \text{ (Perry's edisi 7).}$$

Pengelasan yang digunakan adalah double welded butt joint.

$$\text{Efisiensi pengelasan} = E = 80 \% = 0,8.$$

$$\text{Tebal tangki} = t = \frac{P_{\text{Desain}} * ID}{2 * [(f * E) - (0,6 * P_{\text{Desain}})]} + C$$

$$t = \frac{16 \text{ psi} * 231,17 \text{ in}}{2 * [(18.750 \text{ psi} * 0,8) - (0,6 * 16 \text{ psi})]} + 0,125 = 0,25 \text{ in}$$

$$\rightarrow \text{Diambil tebal tangki standart} = \frac{5}{16} \text{ in} = 0,31 \text{ in.}$$

Check :

- $OD = ID + 2T$

$$= 231,17 + (2 * 0,31) = 231,8 \text{ in}$$

Diambil OD standart = 240 in.

- $ID = OD - 2T$

$$= 240 - (2 * 0,31) = 239,38 \text{ in} \approx 19,95 \text{ ft.}$$

- $H_{\text{tangki}} = 1,5 * ID$

$$= 1,5 * 19,95 = 29,92 \text{ ft.}$$

- Tinggi larutan dalam tangki (H_1) = 216,85 ft

- $P_{\text{Desain}} = 20,37 \text{ psi}$

b. Tinggi tutup atas berupa standart Dished Head.

$$R_c = ID = 19,95 \text{ ft} = 239,38 \text{ in.}$$

$$I_{cr} = 14 \frac{7}{16} \text{ in} = 14,44 \text{ in} = 1,20 \text{ ft (Brownell and Young table 5,6).}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{19,95 \text{ ft}}{2} = 9,97 \text{ ft} = 119,69 \text{ in.}$$

$$AB = a - I_{cr} = 9,97 - 1,20 = 8,77 \text{ ft.}$$

$$BC = R_c - I_{cr} = 19,95 - 1,2 = 18,74 \text{ ft.}$$

$$b = R_c - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 19,95 - \sqrt{18,74^2 - 8,77^2} = 3,38 \text{ ft.}$$

$$\text{Tebal tutup atas} = t = \frac{0,885 * P_{\text{Desain}} * R_c}{(f * E) - (0,1 * P_{\text{Desain}})} + C$$

$$t = \frac{0,885 * 16 \text{ psi} * 19,95 \text{ ft}}{(18.750 * 0,8) - (0,1 * 16 \text{ psi})} + 0,0125 = 0,41 \text{ in.}$$

$$\rightarrow \text{Diambil tebal standart tutup alas} = \frac{7}{16} \text{ in} = 0,44 \text{ in} = 0,04 \text{ ft.}$$

$$\text{Tinggi tutup atas} = OA = b + sf + t = 3,38 + 0,17 + 0,04 = 3,58 \text{ ft.}$$

c. Tutup bawah berupa konis.

$$\alpha = 30^{\circ}.$$

$$\begin{aligned} \text{tutup bawah} &= \frac{P_{\text{Desain}} * ID}{2 * \cos \alpha * (f * E - 0,6 P_{\text{Desain}})} \\ &= \frac{16 \text{ psi} * 19,95 \text{ ft}}{2 * \cos(30^{\circ}) * (18.750 * 0,8 - (0,6 * 16 \text{ psi}))} = 0,09 \text{ ft} = 0,84 \text{ in.} \end{aligned}$$

→ Diambil tebal standart tutup bawah = $1 \frac{1}{4}$ in. .

*) Perhitungan tinggi konis.

$$H_n = \frac{D_n}{2 * \tan \alpha} \text{ dan } H_k = \frac{D}{2 * \tan \alpha}$$

Dimana :

$$D_n = 1,5 \text{ ft.}$$

$$D = \text{Diameter shell} = \text{Diameter tangki.}$$

$$H = \text{Tinggi shell} = \text{tinggi tangki.}$$

$$H_k = \text{Tinggi konis.}$$

$$H_n = \text{Tinggi Nozzle.}$$

$$D_n = \text{Diameter Nozzle.}$$

Maka :

$$H_n = \frac{D_n}{2 * \tan \alpha} = \frac{1,5}{2 * \tan 30} = \frac{1,5}{2 * 0,5095} = 1,47 \text{ ft} = 17,66 \text{ in.}$$

$$H_k = \frac{D}{2 * \tan \alpha} = \frac{19,95 \text{ ft}}{2 * \tan(30)} = 18,10 \text{ ft} = 217,25 \text{ in.}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi tinggi tangki} &= \text{Tinggi tangki} + \text{tinggi tutup atas} + \text{tinggi konis} \\ &= 29,92 \text{ ft} + 3,58 \text{ ft} + 18,10 \text{ ft} = 51,61 \text{ ft} = 15,73 \text{ m.} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat:

Nama	: Tangki penampung Urea Formaldehyde (F-310).
Fungsi	: Untuk menyimpan larutan Urea Formaldehyde.
Tipe	: Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dished head dan tutup bawah berupa konis.
Tinggi tangki	: 15,73 m
Jumlah tangki	: 10 buah.

XVIII. Barometrik Kondensor (E – 257).

Fungsi : Mengembunkan uap yang keluar dari menara Distilasi Vakum.

Tipe : Shell and tube Exchanger.

Dasar pemilihan : Cocok untuk luas perpindahan panas yang besar.

Dari neraca panas didapatkan:

Panas yang diserap oleh air pendingin untuk mengembunkan semua uap

$$Q = 29.894.992,70 \text{ kkal/hari}$$

Kebutuhan air pendingin.

$$T_1 = \text{Suhu air pendingin masuk} = 30^\circ\text{C}.$$

$$T_2 = \text{Suhu air pendingin keluar} = 45^\circ\text{C}.$$

$$T_{\text{ref}} = \text{Suhu reference} = 25^\circ\text{C}.$$

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 75,50 \text{ J/mol.K} = 4,19 \text{ kJ/kg.K} = 1 \text{ kkal/kg.K}$$

Massa air pendingin

$$Q = m * C_p * \Delta T$$

$$\rightarrow m = \frac{Q}{C_p * \Delta T} = \frac{29.894.992,70 \text{ kkal/hari}}{1 \text{ kkal/kg.K} * (318 - 303)\text{K}} = 1.988.069,78 \text{ kg/hari}$$

Speksifikasi Alat :

Nama : Barometrik Kondensor (E-257).

Fungsi : Mengembunkan uap yang keluar dari menara Distilasi Vakum.

Tipe : Shell and tube Exchanger.

Bahan : Stainless steel.

Jumlah : 1 buah

XIX. Steam Injector (E – 258).

Fungsi : Membuat tekanan vakum dalam Barometrik Kondensor.

Dasar pemilihan : Ekonomis, hampir maintenance free.

Kondisi Operasi :

$$T_{\text{operasi}} = 63^\circ\text{C} = 336^\circ\text{K}.$$

$$P_{\text{operasi}} = 0,50 \text{ atm} = 380 \text{ mmHg}.$$

$$P_{\text{Barometrik Kondensor}} = P_{\text{ob}} = 0,5 \text{ atm} = 380 \text{ mmHg.}$$

$$P_{\text{Dischargeer dari Steam Jet Injector}} = P_{\text{o3}} = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg.}$$

$$P_{\text{Saturated steam}} = P_{\text{oa}} = 200 \text{ psia.}$$

$$\text{Massa destilat} = 48.000 \frac{\text{kg}}{\text{hari}}.$$

Maka:

$$\frac{P_{\text{o3}}}{P_{\text{ob}}} = \frac{1}{0,5} = 2 \text{ dan } \frac{P_{\text{ob}}}{P_{\text{oa}}} = \frac{0,5}{13,60} = 0,04.$$

Wb = Berat uap yang diserap

= massa destilat * massa refluks

$$= 48.000 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} * 2,09 = 100.268,64 \frac{\text{kg}}{\text{hari}}$$

$$W_a = \text{Massa steam} = 93.13068 \frac{\text{kg}}{\text{hari}}.$$

*) Perhitungan Entrainment Ratio (Wb/Wa).

$$(Wb/Wa)_{\text{act}} = (Wb/Wa) * \left(\frac{t_a - t_b}{M_b - M_a} \right)^{0,5} \quad (\text{Perry's, 5}^{\text{ed}})$$

Dimana :

$$t_a = \text{Suhu saturated steam} = 381,79 \text{ }^{\circ}\text{F.}$$

$$t_b = \text{Suhu uap yang diserap} = 63 \text{ }^{\circ}\text{F} = 145,40 \text{ }^{\circ}\text{K.}$$

$$M_a = \text{Berat molekul steam} = 18 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

$$M_b = \text{Berat molekul rata - rata} = 26,70 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

$$\text{Maka : } (Wb/Wa)_{\text{act}} = 5,61.$$

$$W_a = 17.866,43 \frac{\text{kg steam}}{\text{hari}}$$

Spesifikasi Alat :

Nama : Steam Injector (E-258)

Fungsi : Membuat tekanan vakum dalam Barometrik Kondensor.

Bahan konstruksi : Stainless steel.

Jumlah : 1 buah

XX. Accumulator (F – 259).

Fungsi : Untuk menampung kondensat dari steam jet injector.

Dasar pemilihan : Beroperasi pada tekanan rendah, memberikan surge kolom yang besar.

Tipe : Tangki horisontal dengan hemispherical head.

Kondisi : $T = 63\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Dimensi tangki

Rate Volumetrik = $R \cdot \text{massa destilat}$

$$= 1,08893 \cdot 48.000 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 52.268,64 \frac{\text{kg}}{\text{hari}}$$

$$= 115.252,35 \frac{\text{kg}}{\text{hari}}$$

$$\text{Densitas kondensat} = 0,8025 \frac{\text{kg}}{\text{lt}} = 50,11 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}.$$

$$\text{Kapasitas Volumetrik} = \frac{115.252,35}{50,11} = 2.299,87 \frac{\text{ft}^3}{\text{hari}}$$

Asumsi : Volume liquid = 80 % Volume accumulator

$$\text{Volume accumulator} = \frac{\text{Volume liquid}}{80\%}$$

$$= \frac{2.299,87 \text{ ft}^3}{80\%} = 2.874,83 \text{ ft}^3.$$

$$\text{Asumsi : } \frac{H}{ID} = 1,5$$

Persamaan untuk tangki silinder yang dilengkapi dengan hemispherical closure.

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot H + 0,5 \cdot \left(2 \cdot \frac{1}{6} \cdot \pi \cdot ID^3 \right)$$

$$2.874,83 = \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot 1,5 ID + 0,5 \cdot \left(2 \cdot \frac{1}{6} \cdot \pi \cdot ID^3 \right)$$

$$\rightarrow ID = 13,43 \text{ ft.}$$

$$\rightarrow H = 1,5 \cdot ID = 13,43 \cdot 1,5 = 20,14 \text{ ft} = 241,71 \text{ in.}$$

$$\text{Tinggi larutan dalam tangki} = H_1 = \frac{4 \cdot \text{Volume cairan}}{\pi \cdot D^2}$$

$$= \frac{4 \cdot 2.229,87 \text{ ft}^3}{\pi \cdot 13,43^2 \text{ ft}^2} = 16,25 \text{ ft} = 194,97 \text{ in.}$$

$$P_{\text{Total}} = P_{\text{Hidrostatik}} + P_{\text{Dalam tangki}} = \frac{\rho * \frac{g}{gc} * H_1}{144} + 14,7 = 20,35 \text{ psi.}$$

$$P_{\text{Desain}} = 1,05 * P_{\text{Total}} = 1,05 * 20,35 \text{ psi} = 21,37 \text{ psi.}$$

a. Tebal tangki bagian Silinder.

Bahan konstruksi yang dipakai :

Stainless stell SA – 167 (Brownell and Young, halaman 342).

$S = 18.750 \text{ psi.}$

$C = 0,125$ (Perry's edisi 7).

Pengelasan yang digunakan adalah double welded butt joint.

Efisiensi pengelasan = $E = 80 \% = 0,8.$

$$\text{Tebal tangki} = t = \frac{P_{\text{Desain}} * ID}{2 * [(f * E) - (0,6 * P_{\text{Desain}})]} + C$$

$$t = 0,18 \text{ in}$$

$$\rightarrow \text{Diambil tebal tangki standart} = \frac{5}{8} \text{ in} = 0,63 \text{ in.}$$

Check :

- $OD = ID + 2T$
 $= 161,14 + (2 \times 0,63) = 162,39 \text{ in}$
 Diambil OD standart = 180 in
- $ID = OD - 2T$
 $= 180 - (2 \times 0,63) = 178,75 \text{ in} \approx 14,9 \text{ ft}$
- $H_{\text{Tangki}} = 22,34 \text{ ft}$
- Tinggi larutan dalam tangki (H_1) = 13,2 ft
- $P_{\text{Desain}} = 20,3 \text{ psi}$

b. Tinggi tutup atas berupa standart Dished Head.

$$Rc = ID = 13,43 \text{ ft} = 178,75 \text{ in.}$$

$$Icr = 11 \text{ in (Brownell and Young table 5,6).}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{13,43 \text{ ft}}{2} = 7,45 \text{ ft} = 89,38 \text{ in.}$$

$$AB = a - Icr = 89,38 - 11 = 78,38 \text{ in.}$$

$$BC = Rc - Icr = 178,75 - 11 = 167,75 \text{ in.}$$

$$b = R_c - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 178,75 - \sqrt{167,75^2 - 78,38^2} = 30,43 \text{ in} = 2,54 \text{ ft.}$$

$$\text{Tebal tutup atas} = t = \frac{0,885 * P_{\text{Desain}} * R_c}{(f * E) - (0,1 * P_{\text{Desain}})} + C = 0,28 \text{ in}$$

$$\rightarrow \text{Diambil tebal standart tutup alas} = \frac{5}{16} \text{ in} = 0,31 \text{ in} = 0,03 \text{ ft.}$$

$$\text{Tinggi tutup atas} = OA = b + sf + t = 2,54 + 0,17 + 0,03 = 2,73 \text{ ft.}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi tinggi tangki} &= \text{Tinggi tangki} + \text{tinggi tutup atas} \\ &= 20,14 \text{ ft} + 2,73 \text{ ft} = 22,87 \text{ ft} = 6,97 \text{ m.} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :

Nama	: Accumulator (F – 259)
Fungsi	: Untuk menampung kondensat dari steam jet injector.
Tipe	: Tangki horisontal dengan hemispherical head.
Tinggi tangki	: 6,97 m
Jumlah	: 1 buah

XXI. Pompa (L – 111).

Fungsi	: Untuk memompa methanol 98 % dari tangki penyimpanan methanol (F – 110) menuju Vaporiser (V – 210) .
Tipe	: Centrifugal pump.
Dasar pemilihan	: Beroperasi pada tekanan rendah, memberikan surge kolom yang besar.
Kondisi operasi	: $P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 63^\circ\text{C} = 303^\circ\text{K}$.
Jumlah	: 1 buah.

1) Dimensi pompa.

$$\rho \text{ campuran} = 787,06 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 48,59 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\mu \text{ campuran} = 0,82 \text{ cp} = 0,00082 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{s}}$$

$$\text{Massa CH}_3\text{OH} = 30.674,48 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 1.278,10 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 0,35503 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Kapasitas volumetrik larutan =

$$\frac{\text{Massa CH}_3\text{OH}}{\rho_{\text{Campuran}}} = \frac{0,35503}{787,06} = 0,00045 \text{ m}^3/\text{s} = 0,01611 \text{ ft}^3/\text{s}$$

2) Dimensi pipa.

Untuk pertama kali aliran diasumsikan turbulen, sehingga :

$$D_{i \text{ opt}} = 3,9 \cdot q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \quad (\text{Peters \& Timmerhaus, 4}^{\text{ed}}, \text{ p. 496})$$

$$= 3,9 \cdot 0,01611^{0,45} \cdot 48,59^{0,13} = 1,00812 \text{ in}$$

Dipilih steel pipe (IPS) berukuran 1 in sch 40 :

$$ID = 1,049 \text{ in} = 0,09 \text{ ft.}$$

$$OD = 1,315 \text{ in} = 0,11 \text{ ft}$$

$$A = 0,006 \text{ ft}^2 \quad (\text{Geankoplis 3}^{\text{ed}}, \text{ App. A.5, p. 892})$$

Pengecekan asumsi:

$$\text{Kecepatan linear} = v = \frac{0,01611}{0,0006} = 0,80 \text{ ft/s}$$

$$N_{\text{Re}} = \frac{\rho \cdot ID \cdot v}{\mu} = 20.817,22 \text{ (turbulen)}$$

→ Asumsi pemilihan pipa memenuhi syarat.

3) Perhitungan ΣF .

Neraca Energi :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F + W_s = 0$$

(pers 2.7-28 Geankoplis 3^{ed}, p 64)

Dimana ΣF merupakan total fraksional losses, meliputi :

1. Losses karena kontraksi , h_c
2. Losses karena friksi pada pipa lurus, F_f
3. Losses karena friksi pada elbow dan valve, h_f
4. Losses karena ekspansi pada bak penampung, h_{ex}
5. Losses karena pressure drop.

Maka :

*) Losses karena sudden kontraksi, h_c .

$$K_c = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)$$

Dimana : A_1 = luas penampang tangki.

A_2 = luas penampang pipa.

Karena $A_1 \gg A_2$ maka (A_2/A_1) diabaikan

maka : $K_c = 0,55 \times (1 - 0) = 0,55$.

$$h_c = K_c \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_c} = 0,55 \cdot \frac{0,81^2}{2 \cdot 32,174} = 0,18 \text{ J/kg}$$

*) Losses karena friksi pada pipa lurus, F_t .

Digunakan pipa commercial steel $\varepsilon = 0,000046 \text{ ft}$

$\varepsilon/D = 0,00173$

Dari fig 2.10-3 Geankoplis 3^{ed} diperoleh $f = 0,0080$

Penafsiran panjang pipa lurus $(\Delta L) = 54 \text{ ft}$.

Pipa yang digunakan dilengkapi dengan:

2 buah elbow 90° ; $L_e/D = 35$ (Geankoplis)

1 buah gate valve : $L_e/D = 9$

ΣL = panjang total = $54 + (2 \text{ buah} \cdot 35 \cdot 0,09 \text{ ft}) + (1 \text{ buah} \cdot 9 \cdot 0,09 \text{ ft}) = 6,91 \text{ ft}$

$$F_t = 4f \cdot \frac{\Delta L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_c} = 4 \cdot 0,0080 \cdot \frac{6,91 \text{ ft}}{0,02665} \cdot \frac{0,81^2}{2 \cdot 32,174} = 7,29 \text{ J/kg}$$

*) Losses karena fitting, h_f .

$$h_f = K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 2 \cdot 0,75 \cdot \frac{0,81^2}{2} = 0,49 \text{ J/kg}$$

$$\text{Friksi karena elbow} = h_f = 2 \cdot 0,75 \cdot \frac{0,81^2}{2} = 0,49 \text{ J/kg}$$

$$\text{Friksi karena gate valve} = h_f = 1 \cdot 0,17 \cdot \frac{0,81^2}{2} = 0,06 \text{ J/kg}$$

*) Friksi karena sudden expansion.

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = 1.$$

Dimana :

A_1 = luas penampang pipa.

A_2 = luas penampang tangki.

Karena $A_1 \ll A_2$ maka (A_2/A_1) diabaikan

$$h_{ex} = K_{ex} \cdot \left(\frac{v^2}{2 \cdot \alpha}\right) = 1 \cdot \left(\frac{0,81^2}{2 \cdot 1}\right) = 0,33 \text{ J/kg}$$

*) Total friksi.

$$\Sigma F = h_c + F_t + h_f + h_{ex} = 0,18 + 7,29 + (0,49 + 0,06) + 0,33 = 8,35 \text{ J/kg}$$

4) Perhitungan Power pompa.

*) Perhitungan W_s .

$$\frac{1}{g_c * 2 * \alpha} (\Delta v^2) + \frac{g}{g_c} (\Delta z) + \frac{\Delta P}{\rho * g_c} + \Sigma F = - W_s \text{ (Geankoplis, pers. 2.7 - 28)}$$

Dimana :

$$\Delta z = 32,8 \text{ ft.}$$

$$P_1 = 1 \text{ atm.}$$

$$P_2 = 18 \text{ psi} = 1,22 \text{ atm.}$$

$$\Delta P = 1,22 - 1 = 0,22.$$

$$\text{maka : Maka } W_s = -106,41 \text{ J/kg}$$

*) Perhitungan Pompa.

Dipakai jenis pompa centrifugal radial (Ulrich).

Efisiensi pompa (η) = 50%

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} \quad (\text{Geankoplis ed.3, pers.3.3-2})$$

$$= 212,83 \text{ J/kg.}$$

$$\text{Kecepatan massa} = v * \rho$$

$$= 0,00045 * 787,06 = 0,36.$$

$$\text{BHP} = \frac{m * W_p}{1000} = \frac{0,36 * 212,83}{1000} = 0,07556 \approx 0,08$$

$$\text{Untuk } 0,5 \text{ kW, efisiensi motor} = 75 \% \quad (\text{Geankoplis hal 134})$$

$$\text{Power motor yang dipakai} = \frac{H_p}{\text{Efisiensi}} = \frac{0,08}{0,75} = 0,10$$

Spesifikasi Alat:

Nama : Pompa (L-111)

Fungsi : Untuk memompa methanol 98 % dari tangki penyimpanan methanol (F - 110) menuju Vaporiser (V - 210).

Tipe : Centrifugal pump.

Power pompa : 0,1

Jumlah : 1 buah

XXII. Reaktor I (R - 220).

Fungsi : Sebagai tempat bereaksinya Methanol dengan O_2 .

Tipe : Fixed Bed Reactor.

Jenis katalis : Silver.

Kondisi operasi : $P = 3,4 \text{ atm}$

$$T = 359,40^\circ\text{C} = 632,40^\circ\text{K}$$

Dimensi reaktor.

*) Dari program Polymath didapatkan bahwa :

$$V_r = \text{Volume reaktor I} = 93,4 \text{ m}^3.$$

$$T = \text{Suhu bahan keluar reaktor I} = 359,40^\circ\text{C} = 632,40^\circ\text{K}.$$

*) Diasumsi Volume bahan = 80 % volume tangki.

$$\text{Volume bahan} = 80 \% * 93,4 \text{ m}^3 = 74,72 \text{ m}^3.$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 0,744 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}.$$

*) Diasumsi : $\frac{H}{ID} = 2$

$$V = \frac{\pi}{4} * ID^2 * H$$

$$93,4 = \frac{\pi}{4} * ID^2 * 2 ID$$

$$\rightarrow ID = 4 \text{ m dan } H = 8 \text{ m}.$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam tangki} = H_1 &= \frac{4 * \text{Volume cairan}}{\pi * D^2} \\ &= \frac{4 * 74,72 \text{ m}^3}{\pi * 4^2 \text{ m}^2} = 5,95 \text{ m} \end{aligned}$$

$$P_{\text{Total}} = P_{\text{Hidrostatik}} + P_{\text{Dalam tangki}} = \frac{\rho * \frac{g}{gc} * H_1}{144} + 14,7 = 14,71 \text{ psi}.$$

$$P_{\text{Desain}} = 1,05 * P_{\text{Total}} = 1,05 * 14,71 \text{ psi} = 15,44 \text{ psi}.$$

a. Tebal tangki bagian Silinder.

Bahan konstruksi yang dipakai :

Stainless stell SA – 167 (Brownell and Young, halaman 342).

$$S = 18.750 \text{ psi.}$$

$$C = 0,125 \text{ (Perry's edisi 7).}$$

$$Sf = 2 \text{ in} = 0,1667 \text{ ft.}$$

Pengelasan yang digunakan adalah double welded butt joint.

$$\text{Efisiensi pengelasan} = E = 80 \% = 0,8.$$

$$\text{Tebal tangki} = t = \frac{P_{\text{Desain}} * ID}{2 * [(f * E) - (0,6 * P_{\text{Desain}})]} + C \rightarrow t = 0,13 \text{ in}$$

$$\rightarrow \text{Diambil tebal tangki standart} = \frac{5}{8} \text{ in} = 0,63 \text{ in.}$$

- b. Tinggi tutup atas dan bawah berupa standart Dished Head.

$$Rc = ID = 14,90 \text{ ft.}$$

$$lcr = 11 \text{ in} = 0,92 \text{ ft. (Brownell and Young table 5,6).}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{13,43 \text{ ft}}{2} = 7,45 \text{ ft} = 89,38 \text{ in.}$$

$$AB = a - lcr = 89,38 - 11 = 78,38 \text{ in} = 6,53 \text{ ft.}$$

$$BC = Rc - lcr = 14,90 - 0,92 = 13,98 \text{ ft.}$$

$$b = Rc - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 2,54 \text{ ft.}$$

$$\text{Tebal tutup atas} = t = \frac{0,885 * P_{\text{Desain}} * Rc}{(f * E) - (0,1 * P_{\text{Desain}})} + C = 0,29 \text{ in}$$

$$\rightarrow \text{Diambil tebal standart tutup alas} = \frac{5}{16} \text{ in} = 0,31 \text{ in} = 0,03 \text{ ft.}$$

$$\text{Tinggi tutup atas dan bawah} = OA = b + sf + t$$

$$= 2,54 + 0,17 + 0,03 = 2,73 \text{ ft.}$$

$$\text{Jadi tinggi tangki} = \text{tinggi tutup atas} + \text{tinggi tangki} + \text{tinggi tutup bawah}$$

$$= 2,73 \text{ ft} + 22,34 \text{ ft} + 2,73 = 22,87 \text{ ft} = 8,47 \text{ m.}$$

- c. Penentuan jumlah katalis.

$$\text{Asumsi : } E = 0,2.$$

$$\text{Volume katalis} = \frac{\text{Volume reaktor}}{1 + E} = 77,83 \text{ m}^3$$

$$\rho_{\text{Katalis}} = 10.490 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Massa katalis} = 77,83 \text{ m}^3 * 10.490 \text{ kg/m}^3 = 816.471,67 \text{ kg.}$$

$$\text{Radius katalis} = 0,14 \text{ nm} = 0,14 \cdot 10^{-10} \text{ m}$$

$$\text{Diameter katalis} = 2 \cdot 0,14 \cdot 10^{-10} \text{ m} = 0,28 \cdot 10^{-10} \text{ m}.$$

Diambil jenis steel pipe 10 in sc 40, didapatkan :

$$\text{ID} = 10,02 \text{ in.}$$

$$\text{OD} = 10,75 \text{ in.}$$

$$A = 2,184 \text{ ft}^2.$$

Diasumsi tinggi pipa = tinggi tangki tanpa head atas dan bawah, sehingga:

$$\text{Volume masing – masing pipa} = V = \frac{\pi}{4} \cdot \text{ID}^2 \cdot H$$

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot 0,84^2 \cdot 22,34 = 12,23 \text{ ft}^3 = 0,35 \text{ m}^3.$$

$$\text{Banyaknya pipa yang digunakan} = \frac{\text{Volume tangki}}{\text{Volume pipa}} = \frac{93,40}{0,35} = 269,51 \text{ buah}$$

Spesifikasi Alat:

Nama	: Reaktor I (R - 220).
Fungsi	: Sebagai tempat bereaksinya Methanol dengan O ₂ .
Tipe	: Fixed Bed Reactor.
Jenis katalis	: Silver.
Bahan konstruksi	: Stainless stell SA – 167
Diameter pipa untuk katalis	: 10,02 in.
Jumlah pipa dalm reactor	: 269,51 buah
Jumlah	: 1 buah

XXIII. Preheater (E-221).

Fungsi	: Untuk menaikkan suhu udara sebelum masuk kedalam Reaktor 1.
Tipe	: Shell and tube 1 – 2 Exchanger.

1) Menentukan ΔT_{LMTD} .

Dari neraca massa dan panas didapatkan :

$$\text{Rate udara} : 67.731,18 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 6.222,80 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}.$$

$$\text{Massa steam} = 2.066,24 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 189,84 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}.$$

$$Q = 968.114,27 \text{ kkal/hari} = 160.071,80 \text{ Btu/jam}$$

Hot liquid	Cold liquid
$T_1 = 194,37^\circ\text{C} = 381,87^\circ\text{F}$	$t_2 = 115^\circ\text{C} = 239^\circ\text{F}$
$T_2 = 194,37^\circ\text{C} = 381,87^\circ\text{F}$	$t_1 = 56,90^\circ\text{C} = 134,42^\circ\text{F}$
$T_1 - T_2 = 0^\circ\text{F}$	$t_2 - t_1 = 104,58^\circ\text{F}$

Maka :

$$T_1 - t_2 = 381,87 - 239 = 142,87^\circ\text{F}$$

$$T_2 - t_1 = 381,87 - 134,42 = 247,45^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 142,87 - 247,45 = -104,58^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = 190,39^\circ\text{F}$$

Dipilih HE 1 - 2 $\rightarrow$ FT = 1. (Kondisi isothermal)

$$t = \text{FT} * \Delta T_{\text{LMTD}} = 190,39^\circ\text{F}$$

*) Perhitungan suhu caloric.

$$\Delta t_c = 247,45^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_h = 142,87^\circ\text{F}$$

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = 1,73$$

Dari figure 17 Kern didapatkan :

$$K_c = 0,10$$

$$F_c = 0,54$$

$$\text{Maka : } T_c = T_2 + F_c * (T_1 - T_2)$$

$$= 381,87 + 0,54 * (381,87 - 381,87) = 381,87^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_1 + F_c * (t_2 - t_1) = 239 + (0,54 * 104,58) = 190,89^\circ\text{F}$$

2) Menentukan nilai U_D .

Asumsi: $U_D = 25$.

$$A = \frac{Q}{U_D * \Delta t} = \frac{160.071,80}{25 * 190,39} = 33,63 \text{ ft}^2$$

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$a'' = 0,33 \text{ ft}^2 / \text{lin ft} \text{ (tabel 10, Kern)}$$

$$N_t = \frac{A}{a'' \cdot L} = \frac{33,63}{0,33 \cdot 12} = 8,57$$

*) Untuk $1 \frac{1}{4}$ in OD tube $1 \frac{9}{16}$ square pitch:

ID shell = 10 in dengan passes yang digunakan = 4 passes.

$$A = N_t \cdot a'' \cdot L = 33,66 \text{ ft}^2.$$

$$\text{UD koreksi} = \frac{Q}{A \cdot \Delta t} = \frac{160.071,80}{33,66 \cdot 190,39} = 25 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{K}$$

*) Perhitungan Koefisien Perpindahan panas.

1. Shell side:	2. Tube side:
$* B = \frac{ID}{5} = \frac{10}{5} = 2 \text{ in.}$	$* \text{Jumlah} = N_i = 9.$
$* C = 0,31 \text{ in.}$	$* \text{Panjang} = L_N = 16 \text{ ft.}$
$* a_s = \frac{ID \cdot C \cdot B}{144 \cdot PT} = \frac{10 \cdot 0,31 \cdot 2}{144 \cdot 1,5625} = 0,03 \text{ ft}^2.$	$* BWG = 16.$
$* G_s = \frac{w}{a_s} = \frac{\text{Rate udara}}{a_s}$ $= \frac{6.222,80 \text{ lb}}{0,03 \text{ ft}^2} = 224.020,88 \text{ lb/jam.ft}^2.$	$* OD = 1 \frac{1}{4} \text{ in} = 1,25 \text{ in.}$
$* T_c = 381,87 ^\circ\text{F.}$	$* \text{Pitch} = P_t = 1 \frac{9}{16} \text{ in} = 1,56 \text{ in.}$
$\mu_{\text{udara pada suhu } T_c} = 0,02 \text{ cp} = 0,05 \text{ lb/ft.jam.}$	$* a't = 0,985 \text{ (Tabel 10, Kern).}$
$* De = \frac{1,23}{12} = 0,10 \text{ ft.}$	$* a_t = \frac{N_i \cdot a't}{144 \cdot P_t} = \frac{9 \cdot 0,985}{144 \cdot 1,56} = 0,04 \text{ ft}^2.$
$* Res = \frac{De \cdot G_s}{\mu} = \frac{0,10 \cdot 224.020,88 \text{ lb}}{0,05 \text{ lb}} \text{ jam.ft}^2$ $= 451.832,74/\text{ft.}$	$* G_t = \frac{w}{a_t} = \frac{\text{Rate steam}}{a_t}$ $= \frac{189,84 \text{ lb}}{0,04 \text{ ft}^2} = 4.818,17 \text{ lb/jam.ft}^2.$
$* J_h = 460 \text{ (Figur 28, Kern)}$	$* \text{Pada } T = 190,89 ^\circ\text{F.}$
$* C_p \text{ campuran pada suhu } T_c = 0,345 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F.}$	$\mu = 0,30 \text{ cp} = 0,73 \text{ lb/ft.jam.}$
	$D = 1,12 \text{ in} = 0,09 \text{ (tabel 10, Kern).}$
	$C_p \text{ steam} = 0,45 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F.}$
	$k \text{ steam} = 0,03 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft}).$

$* k_{\text{campuran}} = 0,0332 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$ $* \sqrt[3]{\frac{C_p * \mu}{k}} = 0,18.$ $* h_o = J_h * \frac{k}{D_e} * \sqrt[3]{\frac{C_p * \mu}{k}}$ $= 262,28 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$	$* Re_t = \frac{D * G_t}{\mu} = \frac{0,09 * 4.818,17 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,73 \text{ lb/jam.ft}}$ $= 619,42$ $* J_H = 20.$ $* h_i = J_H * \frac{k}{D} * \sqrt[3]{\frac{C_p * \mu}{k}} = 23,34$ $h_{io} = h_i * \frac{ID}{OD} = 209,09$
--	--

$$U_C = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} + h_o} = 1163,12 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

$$a'' = 0,3271 \text{ ft (tabel 10, Kern)}$$

$$A = 2,94 \text{ ft}^2.$$

$$U_D = \frac{Q_{\text{steam}}}{A * t} = \frac{160.071,80 \text{ Btu.jam}}{2,94 \text{ ft}^2 * 190,39^{\circ}\text{F}} = 285,59 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C * U_D} = 0,0264 \text{ jam.ft}^2.^{\circ}\text{F/Btu}$$

*) Perhitungan Pressure Drop.

1. Shell side, udara:	2. Tube side:
$* Re_s = 451.832,74$ $* f = 0,0038 \text{ (figure 29, Kern)}$ $*$ $N + 1 = 12 * \frac{L}{B} = 12 * \frac{16 \text{ ft}}{2 \text{ in}} = \frac{192 \text{ in}}{2 \text{ in}} = 96.$ $* P_s = \frac{10}{12} = 0,83.$ $* S = 0,76$	$* Re_t = 619,42$ $* f = 0,00084 \text{ (figure 29, Kern)}$ $* G_t = 4.818,17 \text{ Btu/jam.ft}^2.$ $* \Delta P_{t1} = \frac{f * G_t^2 * L_N * (n/s)}{5,22 * 10^{10} * D_s}$ $= \frac{0,00084 * 4.818,17^2 * 16 * 2}{5,22 * 10^{10} * 0,09} = 0,0001 \text{ psi.}$

$* \Delta P_s = \frac{f * G_s^2 * P_s * (N + 1)}{5,22 * 10^{10} * D_e}$ $= \frac{0,0038 * 224.020,88^2 * 0,83 * 96}{5,22 * 10^{10} * 0,10}$ $= 2,85 \text{ psi}$	$* v = \left(\frac{G_t}{3.600 * \rho} \right) = \left(\frac{4.818,17}{3.600 * 0,05} \right) = 28,77 \text{ ft/s}$ $* \Delta P_r = 4 * (n/s) * \left(\frac{V^2}{2 * g} \right)$ $= 4 * 2 * \left(\frac{28,77^2}{2 * 32,174} \right) = 0,0006 \text{ psi}$ $* \Delta P_t = \Delta P_{t_1} + \Delta P_r = 0,0001 + 0,0006$ $= 0,0007 \text{ psi} \rightarrow \Delta P_t < 10 \text{ psi (memenuhi)}$
--	---

Spesifikasi Alat :

Nama : Preheater (E-221).

Fungsi : Untuk menaikkan suhu udara sebelum masuk kedalam Reaktor 1.

Tipe : Shell and tube 1 – 2 Exchanger.

Jumlah : 1 buah

XXIV. Reaktor II (R – 260).

Fungsi : Untuk mereaksikan larutan Formaldehyde dan Urea menjadi produk Urea Formaldehyde dan dilengkapi dengan hopper yang berfungsi untuk mengatur jumlah urea yang masuk reactor 2

Tipe : Reaktor Bacth

Operasi : T = 95 °C

P = 0,8 atm.

Asumsi: Karena reaksi yang terjadi adalah eksotermis maka dianggap panas reaksi sudah mencukupi untuk mempertahankan suhu sebesar 95 °C.

Dimensi reaktor.

Massa bahan masuk reaktor II = 96.000 $\frac{\text{kg}}{\text{hari}}$.

ρ campuran = 0,98 $\frac{\text{kg}}{\text{lt}}$ = 61,05 $\frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$

Kapasitas Volumetrik = $V_o = 144,48 \text{ ft}^3$.

Waktu tinggal reaktor II = 20 menit = 0,33 jam

Waktu tinggal = $\frac{V}{V_o} \rightarrow V = V_o * \text{Waktu tinggal} = 0,33 * 144,48 = 48,16 \text{ ft}^3$

Diambil $\frac{H}{D} = 2$

$$48,16 = \frac{\pi}{4} * ID^2 * 2 ID$$

$$\rightarrow ID = 3,13 \text{ ft dan } H = 6,26 \text{ ft.}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam tangki} = H_1 &= \frac{4 * \text{Volume cairan}}{\pi * D^2} \\ &= \frac{4 * 144,48 \text{ ft}^3}{\pi * 3,13^2 \text{ ft}^2} = 18,78 \text{ ft} = 5,82 \text{ m} \end{aligned}$$

$$P_{\text{Total}} = P_{\text{Hidrostatik}} + P_{\text{Dalam tangki}} = \frac{\rho * g * H_1}{144} + 14,7 = 19,72 \text{ psi.}$$

$$P_{\text{Desain}} = 1,05 * P_{\text{Total}} = 1,05 * 19,72 \text{ psi} = 20,71 \text{ psi.}$$

a. Tebal tangki bagian Silinder.

Bahan konstruksi yang dipakai :

Stainless stell SA – 167 (Brownell and Young, halaman 342).

$$S = 18.750 \text{ psi.}$$

$$C = 0,125 \text{ (Perry's edisi 7).}$$

$$Sf = 2 \text{ in} = 0,1667 \text{ ft.}$$

Pengelasan yang digunakan adalah double welded butt joint.

$$\text{Efisiensi pengelasan} = E = 80 \% = 0,8.$$

$$\text{Tebal tangki} = t = \frac{P_{\text{Desain}} * ID}{2 * [(f * E) - (0,6 * P_{\text{Desain}})]} + C$$

$$t = 0,15 \text{ in}$$

$$\rightarrow \text{Diambil tebal tangki standart} = \frac{3}{16} \text{ in} = 0,19 \text{ in.}$$

b. Tinggi tutup atas dan bawah berupa standart Dished Head.

$$Rc = ID = 37,63 \text{ in.}$$

$$Icr = 2 \frac{3}{8} \text{ in} = 2,38 \text{ in. (Brownell and Young table 5,6).}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{37,63 \text{ ft}}{2} = 18,81 \text{ in.}$$

$$AB = a - Icr = 18,81 - 2,38 = 16,44 \text{ in.}$$

$$BC = Rc - Icr = 37,63 - 2,38 = 35,25 \text{ ft.}$$

$$b = Rc - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 6,44 \text{ in.}$$

$$\text{Tebal tutup atas} = t = \frac{0,885 * P_{\text{Desain}} * R_c}{(f * E) - (0,1 * P_{\text{Desain}})} + C = 0,21 \text{ in}$$

$$\rightarrow \text{Diambil tebal standart tutup alas} = \frac{1}{4} \text{ in} = 0,25 \text{ in.}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup atas dan bawah} &= OA = b + sf + t \\ &= 6,44 + 2 + 0,25 = 8,69 \text{ in} = 0,72 \text{ ft.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi tinggi tangki} &= \text{tinggi tutup atas} + \text{tinggi tangki} + \text{tinggi tutup bawah} \\ &= 0,72 \text{ ft} + 6,26 \text{ ft} + 0,72 = 7,72 \text{ ft.} \end{aligned}$$

c. Penentuan Pengaduk.

$$\rho \text{ campuran} = 1,12 \frac{\text{kg}}{\text{lt}} = 69,75 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\mu \text{ campuran} = 7,66 \text{ cp} = 0,01 \frac{\text{lb}}{\text{ft.s}} = 0,01 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}$$

$$\text{Kapasitas Volumetrik} = V_o = 144,48 \text{ ft}^3.$$

$$D \text{ tangki} = 3,14 \text{ ft.}$$

Digunakan impeller jenis turbin dengan 6 buah flat blade dengan ketentuan :

$$\frac{D_a}{D_t} = 0,5 \text{ ft} \quad , \quad \frac{J}{D_t} = 0,08 \text{ ft}$$

$$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} = 0,2 \text{ ft} \quad \frac{L}{D_a} = 0,25 \text{ ft}$$

$$\frac{C}{D_t} = 0,33 \text{ ft}$$

Dimana :

$$D_a = \text{Diameter pengaduk} = \frac{D_a}{D_t} * D_t = 0,5 * 3,14 = 1,57 \text{ ft.}$$

$$D_t = \text{Diameter tangki} = D_a * \frac{W}{D_a} = 1,57 * \frac{1}{5} = 0,31 \text{ ft.}$$

$$L \text{ blade} = \text{Panjang blade} = D_t * \frac{J}{D_t} = 3,14 * 0,08 = 0,26 \text{ ft}$$

$$W = \text{Lebar blade} = D_a * \frac{W}{D_a} = 1,57 * \frac{1}{5} = 0,39 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} C &= \text{Jarak dari dasar tangki ke pusat pengaduk} \\ &= D_t * \frac{C}{D_t} = 0,31 * 0,33 = 1,05 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$J = \text{Lebar Baffle} = D_t * \frac{J}{D_t} = 3,14 * 0,08 = 0,26 \text{ ft}$$

d. Bilangan Reynold.

Asumsi : kecepatan putar (N) = 100 rpm = 1,67 rps.

$$Nre = \frac{\rho * Da^2 * N}{\mu} = 55.222,43 \text{ (Turbulen)}$$

e. Daya pengaduk, P.

Untuk Nre = 55.222,43

4 baffles

→ Np = 6 (Geankoplis, 4^{ed}, fig 3.4 – 4, kurva 1)

$$P = Np * N^3 * Da^5 * \rho = 520,21 \text{ lb/ft.s}$$

Diambil efisiensi pengaduk = 80 %.

$$\text{Power pompa} = \frac{520,21}{0,8} = 712,76 \text{ lb/ft.s}$$

f. Menghitung jumlah batch:

➤ Waktu pengisian tangki:

Diameter pipa = 5,047 in

$$A = 0,139 \text{ ft}^2$$

$$Q = 1868,40 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Kecepatan volumetrik fluida} = \frac{Q}{A} = \frac{1868,40 \text{ ft}^3/\text{jam}}{0,139 \text{ ft}^2} = 13441,73 \text{ ft/jam}$$

Waktu yang dibutuhkan untuk pengisian tangki :

$$= \frac{V_{\text{larutan}}}{Q} = \frac{144,48 \text{ ft}^3}{1868,40 \text{ ft}^3/\text{jam}} = 0,077 \text{ jam} = 5 \text{ menit}$$

➤ Waktu pengosongan tangki:

$$\text{Kecepatan volumetric} = 198,35 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Kecepatan screw = 32 rpm

Waktu yang dibutuhkan untuk pengosongan tangki :

$$= \frac{V_{\text{larutan}}}{Q} = \frac{144,48 \text{ ft}^3}{198,35 \text{ ft}^3/\text{jam}} = 0,73 \text{ jam} = 44 \text{ menit}$$

➤ Waktu tinggal = 20 menit

Waktu pengosongan tangki + waktu pengisian tangki + waktu tinggal = 69 menit

Jadi banyaknya batch dalam 1 kali produksi =

$$= \frac{1 \text{ hari}}{69 \text{ menit}} \times 1 \text{ batch} = \frac{1440 \text{ menit}}{69 \text{ menit}} \times 1 \text{ batch} = 21 \text{ batch}$$

Hooper

Fungsi : Mengontrol massa Urea yang masuk ke Reaktor 2.

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berupa standart dished head dan tutup bawah berupa konis.

Waktu penyimpanan : 1 jam.

Kondisi operasi : P = 1 atm.

Sistem operasi : Kontinyu.

Jumlah : 1 buah.

Dimensi tangki

$$\text{Kebutuhan}_{\text{Urea}} = 48.000 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 4.410 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}$$

$$\rho_{\text{Urea}} = 47,50 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\text{Kapasitas Volumetrik Urea} = \frac{\text{Kapasitas urea}}{\rho_{\text{Urea}}} = \frac{4410 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{47,50 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}} = 92,84 \frac{\text{ft}^3}{\text{jam}}$$

Asumsi: Volume bahan = 80 % volume tangki.

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{\text{Volume bahan}}{80 \%} \\ &= \frac{92,84 \text{ ft}^3}{80 \%} = 116,05 \text{ ft}^3. \end{aligned}$$

Dimana : $\frac{H}{D} = 1,5$ (Ulrich tabel 4 – 27).

$$\text{Volume Dish head} = V_{\text{Dish}} = 0,000049 * D_s^3 \text{ (Brownel and Young, hal 88).}$$

$$\text{Volume Silinder} = V_s = \frac{\pi}{4} * D_s^2 * H_s.$$

$$\text{Straight flange} = S_f = 2 \text{ in.}$$

$$V_{Sf} = \frac{\pi}{4} * D_s^2 * S_f = 0,130900 D_s^2$$

$$\text{Volume tangki} = V_{\text{Dish}} + V_s + V_{Sf}.$$

$$= (0,000049 * D_s^3) + \left(\frac{\pi}{4} * D_s^2 * H_s\right) + (0,130900 D_s^2)$$

maka :

$$\text{Volume tangki} = 1,178149 * D_s^3 + 0,1309 * D_s^2$$

$$116,05 \text{ ft}^3 = 1,178149 * D_s^3 + 0,1309 * D_s^2$$

$$\rightarrow D_s = 4,58 \text{ ft} = 54,97 \text{ in.}$$

$$\rightarrow H = 1,5 * ID = 1,5 * 4,58 = 6,87 \text{ ft} = 82,46 \text{ in.}$$

$$\text{Tinggi larutan dalam tangki} = H_1 = \frac{4 * \text{Volume cairan}}{\pi * D^2}$$

$$= \frac{4 * 92,84 \text{ ft}^3}{\pi * 4,58^2} = 5,63 \text{ ft} = 67,57 \text{ in.}$$

$$P_{\text{Total}} = P_{\text{Hidrostatik}} + P_{\text{Dalam tangki}} = \frac{\rho * \frac{g}{gc} * H_1}{144} + 14,7 = 16,97 \text{ psi.}$$

$$P_{\text{Desain}} = 1,05 * P_{\text{Total}} = 1,05 * 16,97 \text{ psi} = 17,82 \text{ psi.}$$

a. Tebal tangki bagian Silinder.

Bahan konstruksi yang dipakai :

Stainless stell SA – 167 (Brownell and Young, halaman 342).

$S = 18.750 \text{ psi.}$

$C = 1/16$ (Perry's edisi 7).

Pengelasan yang digunakan adalah double welded butt joint.

Efisiensi pengelasan = $E = 80 \% = 0,8.$

$$\text{Tebal tangki} = t = \frac{P_{\text{Desain}} * ID}{2 * [(f * E) - (0,6 * P_{\text{Desain}})]} + C = 0,07 \text{ in}$$

$$\rightarrow \text{Diambil tebal tangki standart} = \frac{3}{16} \text{ in} \approx 0,19 \text{ in.}$$

Check :

- $OD = ID + 2T$
 $= 54,97 + (2 * 0,19) = 55,35 \text{ in}$
 Diambil OD standar = 60 in
- $ID = OD - 2T$
 $= 60 - (2 * 0,19) = 59,63 \text{ in} \approx 4,97 \text{ ft}$
- $H_{\text{Tangki}} = 1,5 * ID$
 $= 1,5 * 4,97 = 7,45 \text{ ft}$

- Tinggi larutan dalam tangki (H_1) = 4,8 ft
- $P_{\text{Desain}} = 17,1$ psi

b. Tutup atas berupa standart Dished Head.

$$R_c = ID = 4,97 \text{ ft} = 59,63 \text{ in.}$$

$$I_{cr} = 3 \frac{5}{8} \text{ in} = 3,63 \text{ in (Btownell and Young table 5,6).}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{4,97 \text{ ft}}{2} = 2,48 \text{ ft} = 29,81 \text{ in.}$$

$$AB = a - I_{cr} = 29,81 - 3,63 = 26,19 \text{ in} = 2,18 \text{ ft.}$$

$$BC = R_c - I_{cr} = 59,63 - 3,63 = 56 \text{ in} = 4,67 \text{ ft.}$$

$$b = R_c - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 17,93 - \sqrt{16,84^2 - 7,88^2} = 3,04 \text{ ft.}$$

$$\text{Tebal tutup atas} = t = \frac{0,885 * P_{\text{Desain}} * R_c}{(f * E) - (0,1 * P_{\text{Desain}})} + C = 0,12 \text{ in.}$$

→ Diambil tebal standart tutup alas = 0,25 in.

$$\text{Tinggi tutup atas} = OA = b + sf + t = 0,84 + 0,17 + 0,02 = 1,03 \text{ ft.}$$

c. Tutup bawah berupa konis.

$$\alpha = 30^\circ.$$

$$\text{tutup bawah} = \frac{P_{\text{Desain}} * ID}{2 * \cos \alpha * (f * E - 0,6 P_{\text{Desain}})} = 0,038 \text{ in}$$

$$\rightarrow \text{Diambil tebal standart tutup bawah} = \frac{3}{16} \text{ in.}$$

*) Perhitungan tinggi konis.

$$H_n = \frac{D_n}{2 * \tan \alpha} \text{ dan } H_k = \frac{D}{2 * \tan \alpha}$$

Dimana :

$$D_n = 1,5 \text{ ft.}$$

$$D = \text{Diameter shell} = \text{Diameter tangki.}$$

$$H = \text{Tinggi shell} = \text{tinggi tangki.}$$

$$H_k = \text{Tinggi konis.}$$

$$H_n = \text{Tinggi Nozzle.}$$

$$D_n = \text{Diameter Nozzle.}$$

Maka :

$$H_n = \frac{D_n}{2 * \operatorname{tg} \alpha} = \frac{1,5}{2 * \operatorname{tg} 30} = \frac{1,5}{2 * 0,5095} = 1,47 \text{ ft} = 17,66 \text{ in.}$$

$$H_k = \frac{D}{2 * \operatorname{Tg} \alpha} = 3,02 \text{ ft.}$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi tinggi tangki} &= \text{Tinggi tangki} + \text{tinggi tutup atas} + \text{tinggi konis} \\ &= 7,45 + 1,03 \text{ ft} + 3,02 = 11,51 \text{ ft} = 3,51 \text{ m.} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :

Nama	: Reaktor II (R – 260).
Fungsi	: Untuk mereaksikan larutan Formaldehyde dan Urea menjadi produk Urea Formaldehyde.
Tipe	: Reaktor Batch
Bahan konstruksi	: Stainless stell SA – 16
Diameter impeller	: 1,57 ft
Jenis pengaduk	: impeller jenis turbin
Kecepatan putar	: 1,67 rps.
Power pompa	: $712,76 \frac{\text{lb}}{\text{ft.s}}$
Jumlah	: 1 buah

XXV. Reboiler (E-256)

Fungsi : Untuk menguapkan sebagian hasil bawah menara Distilasi Vakum, sebagian cairan hasil bawah lainnya dialirkan ke tangki Vaporiser.

Tipe : Kettle Reboiler.

Dasar pemilihan : Luas perpindahan panasnya besar, perawatannya mudah

Operasi : $T = 194,33^\circ\text{C}$

$$P = 200 \text{ psi.}$$

1) Perhitungan ΔT_{LMTD} .

Dari neraca panas dan neraca massa didapatkan :

$$\text{Beban panas Reboiler} = 43.635.329,80 \frac{\text{kkal}}{\text{hari}} = 7.214.836,28 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}}$$

$$\text{Kebutuhan steam} = 93.130,68 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} = 8.566,38 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}.$$

$$\text{Rate udara} : 67.731,18 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 6.222,80 \frac{\text{lb}}{\text{jam}} .$$

Hot liquid	Cold liquid
$T_1 = 194,33 \text{ }^{\circ}\text{C} = 381,79 \text{ }^{\circ}\text{F}.$	$t_2 = 81^{\circ}\text{C} = 177,80 \text{ }^{\circ}\text{F}.$
$T_2 = 194,33 \text{ }^{\circ}\text{C} = 381,79 \text{ }^{\circ}\text{F}.$	$t_1 = 60 \text{ }^{\circ}\text{C} = 140 \text{ }^{\circ}\text{F}.$
$T_1 - T_2 = 0 \text{ }^{\circ}\text{F}.$	$t_2 - t_1 = 37,80 \text{ }^{\circ}\text{F}.$

Maka :

$$T_1 - t_2 = 381,79 - 140 = 203,99 \text{ }^{\circ}\text{F}.$$

$$T_2 - t_1 = 381,79 - 140 = 241,79 \text{ }^{\circ}\text{F}.$$

$$\Delta t_2 - \Delta t_1 = 203,99 - 241,79 = - 37,80 \text{ }^{\circ}\text{F}.$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} = 222,36 \text{ }^{\circ}\text{F} .$$

*) Perhitungan suhu caloric.

$$\Delta t_c = 241,79 \text{ }^{\circ}\text{F}.$$

$$\Delta t_h = 203,99 \text{ }^{\circ}\text{F}.$$

$$\frac{\Delta t_c}{\Delta t_h} = 1,19 .$$

Dari figure 17 Kern didapatkan :

$$K_c = 1.$$

$$F_c = 0,45.$$

$$\text{Maka : } T_c = T_2 + F_c * (T_1 - T_2)$$

$$= 381,79 + 0,45 * (381,79 - 381,79) = 381,79 \text{ }^{\circ}\text{F}.$$

$$t_c = t_1 + F_c * (t_2 - t_1) = 140 + (0,45 * - 37,80) = 157,01 \text{ }^{\circ}\text{F}.$$

2) Menentukan nilai U_D .

$$\text{Asumsi: } U_D = 100.$$

$$A = \frac{Q}{U_D * \Delta t} = \frac{7.214.836,28}{100 * 222,36} = 324,47 \text{ ft}^2$$

$$L = 12 \text{ ft}.$$

$$a'' = 0,33 \frac{\text{ft}^2}{\text{lin ft}} (\text{tabel 10, Kern})$$

$$N_t = \frac{A}{a'' * L} = \frac{324,47}{0,33 * 12} = 82,66$$

*) Untuk $1 \frac{1}{4}$ in OD tube $1 \frac{9}{16}$ in quare pitch:

ID shell = 21,25 in.

Passes = 4 passes.

$$A = N_t \cdot a'' \cdot L = 82,66 \cdot 0,33 \cdot 12 = 324,47 \text{ ft}^2.$$

$$\text{UD koreksi} = \frac{Q}{A \cdot \Delta t} = \frac{7.214.836,28}{324,47 \cdot 222,36} = 100 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ \text{K}$$

*) Perhitungan Koefisien Perpindahan panas.

1. Shell side:	2. Tube side:
$B = \frac{\text{ID}}{5} = \frac{21,25}{5} = 4,25 \text{ in.}$	* Jumlah = $N_i = 9$.
$C = 0,25 \text{ in.}$	* Panjang = $L_N = 16 \text{ ft.}$
$a_s = \frac{\text{ID} \cdot C \cdot B}{144 \cdot \text{PT}} = \frac{12,25 \cdot 0,25 \cdot 4,25}{144 \cdot 1,56} = 0,10 \text{ ft}^2.$	* BWG = 16.
$G_s = \frac{w}{a_s} = \frac{\text{Rate udara}}{a_s}$	* OD = $1 \frac{1}{4} \text{ in} = 1,25 \text{ in.}$
$= \frac{7.214.836,28 \text{ lb/jam}}{0,03 \text{ ft}^2} = 71.898.714,45 \text{ lb/jam.ft}^2$	* Pitch = $P_t = 1 \frac{9}{16} \text{ in} = 1,56 \text{ in.}$
$T_c = 381,79 ^\circ \text{F.}$	* $a't = 0,985$ (Tabel 10, Kern).
$\mu_{\text{udara pada suhu } T_c} = 1,50 \text{ cp} = 3,63 \text{ lb/ft.jam.}$	* $a_t = \frac{N_i \cdot a't}{144 \cdot P_t} = \frac{9 \cdot 0,985}{144 \cdot 1,56} = 0,12 \text{ ft}^2.$
$De = \frac{1,23}{12} = 0,10 \text{ ft.}$	* $G_t = \frac{w}{a_t} = \frac{\text{Rate steam}}{a_t}$
$Res = \frac{De \cdot G_s}{\mu} = 2.030.197,86/\text{ft.}$	$= \frac{8.556,38 \text{ lb/jam}}{0,12 \text{ ft}^2} = 70.911,07 \text{ lb/jam.ft}^2.$
	* Pada $T = 69,4 ^\circ \text{C} = 157,01 ^\circ \text{F.}$
	$\rho = 665,12 \text{ kg/m}^3$
	$\mu = 0,01 \text{ cp.}$

$$J_h = 460 \text{ (Figur 28, Kern)}$$

$$C_p \text{ campuran pada suhu } T_c = 0,345 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k_{\text{campuran}} = 0,0332 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$\sqrt[3]{\frac{C_p * \mu}{k}} = 0,18$$

$$h_o = J_h * \frac{k}{D_e} * \sqrt[3]{\frac{C_p * \mu}{k}} = 262,28 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

$$v = \frac{Gt * \mu}{3.600 * \rho} = 0,47 \text{ ft/s}$$

$$D = 1,12 \text{ in} = 0,09 \text{ (tabel 10, Kern).}$$

$$C_p \text{ steam} = 0,45 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k \text{ steam} = 0,02 \text{ Btu/jam.ft}^2.(^\circ\text{F/ft})$$

$$\sqrt[3]{\frac{C_p * \mu}{k}} = 0,24$$

$$* Re_t = \frac{D * Gt}{\mu} = 248.623,83$$

$$* J_H = 20.$$

$$* h_i = J_H * \frac{k}{D} * \sqrt[3]{\frac{C_p * \mu}{k}} = 21,18$$

$$h_{io} = h_i * \frac{ID}{OD} = 18,97$$

$$U_c = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} + h_o} = 18,93 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

$$a'' = 0,3271 \text{ ft (tabel 10, Kern)}$$

$$A = 325,79 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q_{\text{steam}}}{A * t} = 11,80 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

$$R_D = \frac{U_c - U_D}{U_c * U_D} = 0,03 \text{ jam.ft}^2.^\circ\text{F/Btu}$$

*) Perhitungan Pressure Drop.

$$\text{Untuk } N_{re} = 248.623,83.$$

$$f = 0,00014 \text{ (fig 26, Kern)}$$

$$s = 0,88.$$

$$\Delta P_t = \frac{f * Gt^2 * L * N}{5,22 * 10^{10} * D * S} = 0,16 \text{ psi} \rightarrow < 5 \text{ psi (memenuhi syarat).}$$

Spesifikasi Alat:

Nama	: Reboiler (E-256)
Fungsi	: Untuk menguapkan sebagian hasil bawah menara Distilasi Vakum, sebagian cairan hasil bawah lainnya dialirkan ke tangki Vaporiser
Tipe	: Kettle Reboiler.
Diameter shell (ID)	: 21,25 in
Diameter tube (OD)	: 1,56 in
Uc	: $18,93 \text{ Btu} / \text{jam.ft}^2 . \text{F}$
Ud	: $11,80 \text{ Btu} / \text{jam.ft}^2 . \text{F}$
Rd	: $0,03 \text{ jam.ft}^2 \text{F} / \text{Btu}$
Jumlah	: 1 buah

XXVI. Pompa 1 (L – 242)

Dengan cara perhitungan yang sama dengan perhitungan pompa tangki penampungan methanol (L – 111) diatas akan didapat :

Fungsi	: Untuk memompa fluida dari tangki accumulator menuju Absorber 1.
Tipe	: Centrifugal pump.
Dasar pemilihan	: Beroperasi pada tekanan rendah, memberikan surge kolom yang besar.
Kondisi operasi	: $P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 31,1 \text{ }^{\circ}\text{C}$.
Rate pompa	: $1,77 \text{ ft} / \text{detik}$
Power yang dibutuhkan	: 1 HP.
Bahan konstruksi	: Carbon steel.
Jumlah	: 1 buah.

XXVII. Pompa 2 (L – 232)

Fungsi	: Untuk memompa fluida dari Menara Distilasi Vakum menuju Tangki penampungan Formaldehyde
Tipe	: Centrifugal pump.

Dasar pemilihan : Beroperasi pada tekanan rendah, memberikan surge kolom yang besar.

Kondisi operasi : $P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 63 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

Rate pompa : $3,73 \text{ ft/detik}$.

Power yang dibutuhkan : 0,5 HP.

Bahan konstruksi : Carbon steel.

Jumlah : 1 buah.

XXVIII. Pompa 3 (L – 251)

Fungsi : Untuk memompa fluida recycle dari Menara Distilasi Vakum menuju Vaporiser.

Tipe : Centrifugal pump.

Dasar pemilihan : Beroperasi pada tekanan rendah, memberikan surge kolom yang besar.

Kondisi operasi : $P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 60 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

Rate pompa : $7,29 \text{ ft/detik}$.

Power yang dibutuhkan : 0,25 HP.

Bahan konstruksi : Carbon steel.

Jumlah : 1 buah.

XXIX. Pompa 4 (L – 252).

Fungsi : Untuk memompa fluida dari Absorber I menuju Menara Distilasi Vakum.

Tipe : Centrifugal pump.

Dasar pemilihan : Beroperasi pada tekanan rendah, memberikan surge kolom yang besar.

Kondisi operasi : $P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 54,4 \text{ }^{\circ}\text{C}$.

Rate pompa : $7,55 \text{ ft/detik}$.

Power yang dibutuhkan : 0,25 HP.

Jumlah : 1 buah.

APPENDIKS D

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

APPENDIX D

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Harga alat akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi dan politik, untuk yaitu dibutuhkan suatu metode yang dapat dipakai untuk mengkonversi harga alat pada beberapa tahun yang lalu agar dapat diperoleh harga alat yang ekuivalen untuk waktu sekarang.

$$\text{Harga alat saat ini} = \frac{\text{Indeks harga saat ini}}{\text{Indeks harga tahun X}} * \text{harga alat tahun X}$$

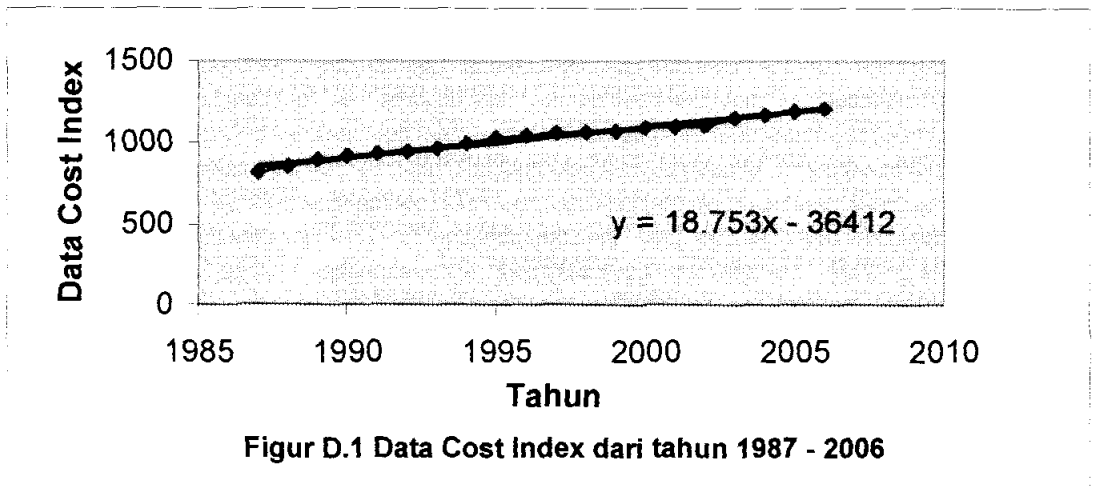
Harga alat pada tahun X yang digunakan dalam prarencana ini didasarkan pada harga alat yang terdapat pada literature : Garret, D,E,1989, "Chemical Engineering Economics", Van Nostrad Reinhold, New york.

Dalam perhitungan ini digunakan indeks harga tahun 2002 = 1102,5

Tabel D.1. Data – data cost index tahun 1987 – 2002

Tahun	Data Cost Index
1987	814
1988	852
1989	895
1990	915
1991	930,6
1992	943,1
1993	964,2
1994	993,4
1995	1027,5
1996	1039,1
1997	1056,8
1998	1061,9
1999	1068,3
2000	1089
2001	1093,9
2002	1102,5

(Peter and Timmerhaus, 5^{ed},th 2003)



Dengan extrapolasi dan linearisasi dari data tahun sebelumnya diperoleh cost index untuk tahun 2007 = 1225.

A. Perhitungan harga peralatan.

Contoh perhitungan:

Nama alat: Kompresor (G - 212)

Fungsi: menyuplai udara sebagai bahan baku.

Tipe : centrifugal.

Bahan konstruksi : carbon steel

Jumlah: 1 buah

Harga tahun 2002 = \$ 21000

Kurs dollar : 1 dollar = Rp 10.000;

Asumsi : Jika alat bisa dibuat didalam negri maka perhitungan harga alat akan dikalikan dengan faktor konversi sebesar 0,6. Sedangkan perhitungan untuk alat yang diimport akan menggunakan harga yang tanpa dikonversi.

$$\text{Harga alat saat ini: } \frac{1.225}{1.102,5} * \$ 21000 * 0.6 * 10.000 = \text{Rp } 140.030.971$$

Dengan cara yang sama didapatkan harga alat yang lain seperti pada table D.2. dibawah ini:

Tabel D.2. Harga Peralatan Proses

Nama alat	Kode	Jumlah	Harga tahun 2002 (\$)	Harga tahun 2007 (Rp)
Tangki penampung methanol	F-110	2	37.728,9	503.163.287
Pompa	L-111, L-242, L-232, L-251, L-252, L-254	6	140,82	9.000.000
Air filter	H-211	2	3.440	45.876.814
Kompresor	G-212	1	21.000	140.030.971
Vaporizer	V-210	1	105.632	704.372.190
Reactor 1	R-220	1	747,98	4.987.636
Preheater	E-221	1	2.357,38	15.719.343
Heat Exchanger	E-231	1	7.658,83	51.070.162
Absorber 1	D-230	1	428.464	2.857.058.578
Absorber 2	D-240	1	690.667,93	4.605.471.484
Akumulator	F-241, F-259	2	5.106	66.000.000
Distilasi vakum	D-250	1	18.000	120.026.547
Tangki penampung Formaldehyde	F-253	1	41.320,48	275.530.807
Heater	E-255	1	6.383,70	40.800.000
Tangki penampung urea	F-120	1	69.625,72	464.274.153
Pneumatic conveyor	J-121	1	20.286	135.269.918
Reaktor 2	R-260	1	220.055,67	1.467.362.345
Screw conveyor	J-261	1	2.108,76	14.061.510
Cooler	E-262	1	3.717,47	14.061.510
Tangki penampung produk	F-310	10	79.213,75	5.282.084.935
Reboiler	E-256	1	9.999,73	66.679.615
Barometric condensor	E-257	1	5.942,88	39.627.965
Steam jet injector	E-258	1	3.067,29	20.453.124
Total				16.953.710.000

Harga peralatan utilitas dapat dilihat pada table D.3.berikut ini

Tabel D.3. Harga Peralatan Utilitas

Nama alat	Kode	Jumlah	Harga tahun 2002 (\$)	Harga tahun 2007 (Rp)
Pompa air sungai	L-211	1	140,82	1.565.013,00
Pompa air dari clasifier ke filter	L-231	1	140,82	1.565.013,00
Pompa bercabang 1	L-261	1	140,82	1.565.013,00

Pompa bercabang 2	L-252	1	140,82	1.565.013,00
Pompa air dari bak kondensat ke boiler	L-292	1	140,82	1.565.013,00
Pompa air dari bak penampung ke clasifier	L-221	1	140,82	1.565.013,00
Pompa bahan bakar 1		1	140,82	1.565.013,00
Pompa kondensat ke bak pendingin boiler	L-281	2	140,82	1.565.013,00
Cooling tower air boiler	P-290	1	3.880,81	43.129.629,00
Boiler		1	20.000	222.271.383,00
Generator		1	500	5.556.785,00
Tangki demineralisasi	F-250	1	24.637,88	273.814.783,36
Sand Filter	F-230	1	7.228,72	80.336.880,00
Tangki air proses	F-271	1	3.880,81	43.129.629,00
Tangki bahan bakar	F-292	1	66.263,25	736.421.211,71
Tangki air pengisi boiler	F-270	1	9.000,00	100.022.122,00
Tangki air pendingin	F-282	1	4.500,00	50.011.061,00
Total				1.567.213.586,68

Tabel.D.4 Bak Utilitas

Nama alat	Kode	Jumlah	Volume beton,m ³
Bak penampung air sungai	F-210	1	64,00
Bak penampung air bersih	F-232	1	64,00
Bak penampung air sanitasi	F-260	1	20,48
Bak Clasifier	F-220	1	64,00
Bak penampung air kondensat pengisi air boiler	E-291	1	112,36
Bak penampung air demineralisasi	F-251	1	64,00
Total			388,84

Harga beton cor = Rp 250.000,00/m³

Total harga bak utilitas = 388,84m³ x Rp 250.000,00/m³

$$= \text{Rp } 97.210.000,00$$

$$\text{Total harga peralatan (E)} = \text{Rp } 19.356.119.812,04$$

B. Perhitungan Harga Tanah dan Bangunan.

$$\text{Luas tanah} = 10.000 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas bangunan} = 8.771 \text{ m}^2$$

$$\text{Harga tanah} = \text{Rp } 300.000,00/\text{m}^2$$

$$\text{Harga bangunan} = \text{Rp } 1.250.000,00 / \text{m}^2$$

Jadi:

$$\text{Harga tanah} = 10.000 \text{ m}^2 \times \text{Rp. } 300.000,00/\text{m}^2 = \text{Rp. } 3.000.000.000,00$$

$$\text{Harga bangunan} = 8,771 \text{ m}^2 \times 1.250.000,00 / \text{m}^2 = \text{Rp. } 10.963.750.000,00$$

$$\begin{aligned} \text{Total harga tanah dan bangunan} &= \text{Rp. } 3.000.000.000,00 + \text{Rp. } 10.963.750.000,00 \\ &= \text{Rp } 13.963.750.000,00 \end{aligned}$$

C. Perhitungan Harga Bahan Baku dan Harga Jual Produk.

- Harga Bahan Baku

1. Methanol

$$\text{Harga : Rp. } 2.120,00 / \text{kg}$$

$$\text{Kebutuhan : } 30.674,50 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Total harga : Rp. } 65.029.940,00$$

2. Urea

$$\text{Harga : Rp. } 1.200,00 / \text{kg}$$

$$\text{Kebutuhan : } 1.200,00 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Total harga : Rp. } 57.600.000,00$$

$$\begin{aligned} \text{Total bahan baku per tahun} &= (\text{Rp. } 65.029.940,00 + \text{Rp. } 57.600.000,00) \times 330 \\ &= \text{Rp. } 40.467.880.200,00 \end{aligned}$$

- Harga Jual Produk Urea Formaldehyde

- Untuk pemasaran dalam negeri dijual dengan harga Rp 7.500,00/kg
- Untuk pemasaran luar negeri dijual dengan harga Rp 10.000,00/kg
- Produksi total : 96.000,00 kg/hari
- Pemasaran produk : 30 % pemasaran untuk dalam negeri
70 % pemasaran untuk luar negeri

- Total harga penjualan produk per tahun

$$= [\text{Rp } 7.500,00/\text{kg} \times (96.000,00\text{kg}/\text{hari} \times 30\%) \times 330 \text{ hari}] + [\text{Rp } 10.000,00/\text{kg} \times (96.000,00 \text{ kg}/\text{hari} \times 70 \%) \times 330 \text{ hari}] = \text{Rp. } 293.040.000.000,00$$

D. Perhitungan Gaji Karyawan.

Perincian gaji karyawan tiap bulan dapat dilihat pada table dibawah ini:

Tabel D.5 Rincian gaji karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/bln (Rp)	Total (Rp)
1	Direktur utama	1	10.000.000,00	10.000.000,00
2	Direktur teknik & produksi	1	5.000.000,00	5.000.000,00
3	Direktur administrasi & keuangan	1	5.000.000,00	5.000.000,00
4	Sekretaris	3	1.500.000,00	4.500.000,00
5	Kabag produksi	1	3.000.000,00	3.000.000,00
6	Kabag personalia & keamanan	1	3.000.000,00	3.000.000,00
7	Kabag keuangan	1	3.000.000,00	3.000.000,00
8	Kasie proses & utilitas	1	2.000.000,00	2.000.000,00
9	Kasie R&D dan QC	1	2.000.000,00	2.000.000,00
10	Karyawan keuangan	5	1.500.000,00	7.500.000,00
11	Karyawan proses	35	1.000.000,00	35.000.000,00
12	Karyawan utilitas	8	1.000.000,00	8.000.000,00
13	Karyawan QC	3	1.500.000,00	4.500.000,00
14	Karyawan R&D	3	1.500.000,00	4.500.000,00
15	Karyawan pemeliharaan & perbikan	12	800.000,00	9.600.000,00
16	Karyawan personalia	2	1.200.000,00	2.400.000,00
17	Karyawan keamanan	6	800.000,00	4.800.000,00
18	Karyawan gudang	8	800.000,00	6.400.000,00
19	Sopir & pesuruh	9	750.000,00	6.750.000,00
Total				126.950.000,00

Total gaji karyawan per bulan = Rp. 126.950.000,00

Ditetapkan 1 tahun produksi adalah 12 bulan + 1 bulan tunjangan.

Gaji karyawan per tahun = Rp. 126.950.000,00 x 13 bulan = Rp. 1.650.350.000,00

E. Perhitungan Biaya Utilitas.

1. Kebutuhan listrik :

Kebutuhan listrik untuk penerangan = 24,61 kW /hari.

Kebutuhan listrik untuk proses dan utilitas = 39,49 kW / hari

Dipakai cadangan kebutuhan listrik sebesar 20 % = 12,82 Kw / hari

Total kebutuhan listrik = 76,92 kW / hari.

Beban listrik terpasang = 1,4 x 76,92 kW = 107,69 kW

Biaya beban/bulan = Rp. 30.000,00/kW/bulan

Biaya beban per tahun = Rp. 30.000,00/kW/bln x 107,69 kW x 12 bulan/thn
= Rp. 38.767.680,00

Biaya pemakaian listrik :

WBP = Rp. 702,00 /kWh (pk. 18.00-22.00)

LWBP = Rp. 468,00 /kWh (pk. 22.00-18.00)

Dalam 1 hari : 4 jam WBP dan 20 jam LWBP

Biaya pemakaian listrik per tahun:

= [(4 jam * 76,92 kW * Rp. 702,00 /kWh) + (20 jam * 76,92 kW *
Rp. 468,00/ kWh)) * 330 hari/tahun] = Rp. 308.867.644,80

Biaya listrik total per tahun = biaya beban + biaya pemakaian listrik
= Rp. 38.767.680,00 + Rp. 308.867.645,00
= Rp. 347.635.325,00

2. Kebutuhan bahan bakar :

Kebutuhan solar = 872.373,97 liter/bulan.

Harga solar = Rp 6.000,00/liter

Biaya bahan bakar solar per tahun =
= Rp 6.000,00/liter x 872.373,97 liter/bulan x 12bulan
= Rp. 62.810.925.840,00

3. Kebutuhan air :

Kebutuhan air = 1.074,40 m³ / hari = 283.824,25 gal/ hari.

Biaya air per 1000 gallon = Rp. 15.000,00.

Biaya air per tahun = Rp. 15.000,00 x 283.824,25 gal/ hari x 330 hari/tahun
= Rp1.404.930.028,00.

Total biaya utilitas per tahun = Biaya listrik + Biaya bahan bakar + Biaya air
= Rp. 347.635.325,00 + Rp. 62.810.925.840,00 + Rp. 1.404.930.028,00.
= Rp.64.563.491.193,00

F. Pembagian Shift Karyawan.

Untuk karyawan bagian QC, R & D, dan kantor jam kerja mulai dari jam 7.00 WITA sampai 17.00 WITA, sedangkan untuk karyawan bagian proses dibagi menjadi 3 shift dengan 4 group dalam pembagian kerja.

Tabel D.6. Shift Pergantian Kerja

	Hari											
	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jumat	Sabtu	Minggu	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jumat
1	A	A	A	A	A	D	D	D	D	D	C	C
2	B	B	B	B	B	A	A	A	A	A	D	D
3	C	C	C	C	C	B	B	B	B	B	A	A
r	D	D	D	D	D	C	C	C	C	C	B	B

Keterangan tabel : A = Group 1 ; B = Group 2 ; C = Group 3 ; D = Group 4

Waktu pergantian shift untuk karyawan bagian proses, gudang, pemeliharaan dan perbaikan, keamanan, dan utilitas adalah :

Shift 1 : 07.00 – 15.00 WITA

Shift 2 : 15.00 – 23.00 WITA

Shift 3 : 23.00 – 07.00 WITA

Untuk karyawan shift bekerja dengan ketentuan:

Senin – Minggu : 7.00 – 15.00 WITA dengan istirahat selama 1 jam.

