

LAMPIRAN A

SPESIFIKASI ALAT

A. Reaktor (R-01)

Nama alat	: Reaktor
Kode alat	: R-01/R-02
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Fungsi	: Mereaksikan Amil Klorid dengan NaOH
Material	: <i>Stainless steel</i>
Kondisi operasi	: Suhu = 100° C
	Tekanan = 1 atm
	Reaksi = eksotermis
Jumlah	: 2 Buah
Jenis pengaduk	: <i>Marine propeller with 3 blades</i>

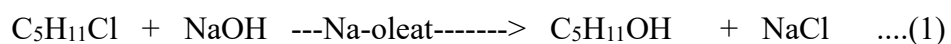
Reaktor dirancang menggunakan reaktor tangki berpengaduk (RATB) yang berjalan pada keadaan *steady state* atau bisa disebut konstan dengan aliran reaktan serta produk secara berkelanjutan.

Alasan memilih reaktor jenis RATB :

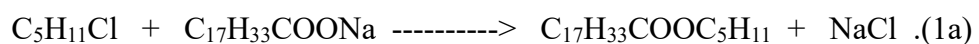
1. Fase reaksi didalam reaktor adalah cair – cair
2. Proses berlangsung secara kontinue
3. Pada reaktor RATB komposisi campuran dan suhu selalu seragam. Hal ini memungkinkan melakukan proses isothermal
4. Laju alir volumetrik tetap

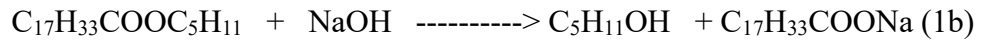
Reaksi pada reaktor 1 dibatasi oleh konversi kesetimbangan sebesar 76 % dan pada reaktor 2 dibatasi oleh konversi 90 %

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor :



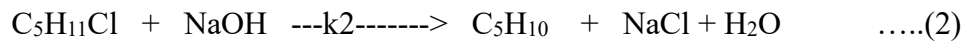
Reaksi pertama ini terjadi melalui 2 tahapan reaksi :





Reaksi 1a terjadi esterifikasi yang mempunyai laju reaksi yang lambat, dikarenakan katalis (Amil Oleat) adalah ester yang tidak stabil, tetapi adanya senyawa NaOH akan terjadi reaksi 1b yang berlangsung spontan, sehingga, laju laju overall dapat dianggap sama dengan laju reaksi 1a yang memiliki orde 1 terhadap amil alkohol. Pada reaksi ini terjadi dalam suhu 100° C.

Reaksi kedua merupakan reaksi samping berupa amilen,



Reaksi kedua terjadi melalui 2 tahapan sebagai berikut:



Konstanta kecepatan reaksi yang terjadi didalam reaktor dituliskan pada persamaan:

$$-r_a = k_1 C_a$$

Dimana

k = konstanta laju reaksi

C_{a0} = konsentrasi $C_5H_{11}Cl$

$-r_a$ = kecepatan reaksi

A. Menentukan laju alir volumetrik (Fv) dan konsentrasi a mula-mula (Ca0)

1. Menghitung Nilai Fv dan CA0

Menghitung 1/ ρ campuran

$$\rho \text{ (g/cm}^3\text{)} = A * B * (-1 - T/T_c)^n$$

Tabel Data Densitas (Yaws,1999)

Komponen	A	B	n	Tc	Rho
H ₂ O	0.3471	0.274	0.28571	647.13	0.419075702
C ₅ H ₁₁ Cl	0.30284	0.2695	0.2804	568	0.350345769
C ₁₈ H ₃₃ NaO ₂	0.28245	0.26812	0.2897	781	0.363966521
NaOH	0.19975	0.09793	0.25382	2820	0.50774927
NaCl	0.22127	0.10591	0.37527	3400	0.784260522
C ₅ H ₁₁ OH	0.26923	0.2673	0.2506	586.15	0.310052409
C ₅ H ₁₀	0.23787	0.26648	0.2905	464.78	0.258126115
C ₅ H ₁₀ Cl ₂	0.33398	0.24438	0.28571	663	0.413425269
C ₁₈ H ₃₁ NaO ₂	0.2583	0.23756	0.286	775	0.338745042
Total					3.746

Komponen	Laju Alir	Fraksi	Rho	Fraksi*Rho
H ₂ O	2,096.03	0.21	0.419	0.090
C ₅ H ₁₁ Cl	5,155.81	0.53	0.350	0.184
C ₁₈ H ₃₃ NaO ₂	515.58	0.05	0.364	0.019
NaOH	1,934.80	0.20	0.508	0.100
NaCl	0.00	0.00	0.784	0.000
C ₅ H ₁₁ OH	0.00	0.00	0.310	0.000
C ₅ H ₁₀	0.00	0.00	0.258	0.000
C ₅ H ₁₀ Cl ₂	105.22	0.01	0.413	0.004
C ₁₈ H ₃₁ NaO ₂	5.21	0.00	0.339	0.000
Total	9,812.65	1.000	3.746	0.397

$$\begin{aligned} P \text{ campuran} &= 0.397 \text{ g/ml} \\ &= 397,449 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Dari data diatas, maka dapat dihitung Fv sebagai berikut:

$$\begin{aligned} F_v &= F_T (1 / \rho_{\text{campuran}}) \\ &= 0,411 \text{ m}^3 / \text{menit} \end{aligned}$$

- Menghitung masuk C_{A0}

$$= \frac{\text{mol mula-mula } C_5H_{11}Cl}{F_V}$$

$$= 1.989 \text{ mol/m}^3$$

2. *Trial and Error* Optimasi Reaktor

Data yang diketahui:

- X_A ditentukan = 0,9
- $k_1 = 0,01606$ /menit
- $k_2 = 0,00044$ /menit
- $F_V = 0,411 \text{ m}^3$ /menit
- $C_{A0} = 1.989 \text{ mol/m}^3$

a. *Trial and Error* Satu Reaktor

Diambil X_A tebak untuk satu reaktor adalah:

$$X_A = 0,9$$

C_{A1} dapat diketahui dengan perhitungan berikut:

$$\begin{aligned} C_{A1} &= C_{A0} (1 - X_{A1}) \\ &= 1.989 \text{ mol/m}^3 (1 - 0,9) \\ &= 1.989,627 \text{ mol/m}^3 \end{aligned}$$

Menghitung Volume satu reaktor

$$\begin{aligned} V_1 &= F_V \frac{(C_{A0} - C_{A1})}{(k_1.C_{A1} + k_2.C_{A2})} \\ &= 249,478 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Overdesign} = 274,426 \text{ m}^3$$

b. *Trial and Error* Dua Reaktor

Diambil X_A tebak untuk dua reaktor adalah:

$$X_{A1} = 0,765$$

$$X_{A2} = 0,765$$

C_{A1} dan C_{A2} dapat diketahui dengan perhitungan berikut:

$$\begin{aligned} C_{A1} &= C_{A0} (1 - X_{A1}) \\ &= 1.989 \text{ mol/m}^3 (1 - 0,765) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 466,966 \text{ mol/m}^3 \\
 C_{A2} &= C_{A1} (1 - X_{A2}) \\
 &= 466,966 \text{ mol/m}^3 (1 - 0,765) \\
 &= 109,597 \text{ mol/m}^3
 \end{aligned}$$

Menghitung Volume satu reaktor

$$\begin{aligned}
 V1 &= Fv \frac{(CA0 - CA1)}{(k1.C_{A1} + k2.C_{A1})} \\
 &= 19,610 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$Overdesign = 21,571 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}
 V2 &= Fv \frac{(CA1 - CA2)}{(k1.C_{A1} + k2.C_{A1})} \\
 &= 19,610 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$Overdesign = 21,571 \text{ m}^3$$

$$V \text{ Total} = 43,142 \text{ m}^3$$

c. *Trial and Error* Tiga Reaktor

Diambil X_A tebak untuk Tiga reaktor adalah:

$$X_{A1} = 0,536$$

$$X_{A2} = 0,536$$

$$X_{A3} = 0,536$$

C_{A1} , C_{A2} , C_{A3} dapat diketahui dengan perhitungan berikut:

$$\begin{aligned}
 C_{A1} &= C_{A0} (1 - X_{A1}) \\
 &= 1.989 \text{ mol/m}^3 (1 - 0,536) \\
 &= 923,501 \text{ mol/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_{A2} &= C_{A1} (1 - X_{A2}) \\
 &= 923,501 \text{ mol/m}^3 (1 - 0,536) \\
 &= 428,650 \text{ mol/m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C_{A3} &= C_{A2} (1 - X_{A2}) \\
 &= 428,650 \text{ mol/m}^3 (1 - 0,536) \\
 &= 198,961 \text{ mol/m}^3
 \end{aligned}$$

Menghitung Volume satu reaktor

$$\begin{aligned}
 V1 &= Fv \frac{(CA0 - CA1)}{(k1.C_{A1} + k2.C_{A1})}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 13,730 \text{ m}^3 \\
 \text{Overdesign} &= 15,103 \text{ m}^3 \\
 V_2 &= Fv \frac{(CA_1 - CA_2)}{(k_1.C_{A1} + k_2.C_{A1})} \\
 &= 13,730 \text{ m}^3 \\
 \text{Overdesign} &= 15,103 \text{ m}^3 \\
 V_3 &= Fv \frac{(CA_2 - CA_3)}{(k_1.C_{A1} + k_2.C_{A1})} \\
 &= 13,730 \text{ m}^3 \\
 \text{Overdesign} &= 15,103 \text{ m}^3 \\
 V \text{ Total} &= 45,314 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

d. Menghitung Harga masing – masing Reaktor

Dalam menghitung harga reaktor, digunakan website www.matche.com, dengan konstruksi reaktor berupa *stainless steel 304*, maka didapatkan data sebagai berikut:

Jumlah Reaktor	V Tiap reaktor (m ³)	Purchased Cost (\$)	Purchased Cost Total (\$)
1	274.426	3.558,312.77	\$ 3.558.312,77
2	21.571	773.586.98	\$ 1.547,173,97
3	15.103	624.643,76	\$ 1.873.931,27

Dari tabel hasil perhitungan optimasi reaktor diatas, diperoleh purchased cost total yang paling murah ada pada reaktor seri 2, Maka dari itu dipilih jumlah reaktor sebanyak 2 reaktor dan di rancang secara seri.

B. Menghitung Volume Reaktor

Dari hasil perhitungan, didapatkan volume reaktor total sebesar 43,124 m³ atau masing – masing sebesar 19,610 m³. Dalam perancangan, volume reaktor di sedain lebih besar 10%, maka volume desain reaktor dapat di hitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\text{Volume reaktor} &= 21.571 \text{ m}^3 \\ \text{Over design} &= 10\% \\ \text{Volume desain} &= \text{Volume reaktor} \times (100\% + 10\%) \\ &= 19,610 \times 110\%\end{aligned}$$

C. Menentukan Dimensi Reaktor

Reaktor yang digunakan adalah *vertical cylinder tank with torispherical head-bottom*.

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell (1959):

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

$$\text{Volume shell} = (1/4) \pi \text{ Dt}^3$$

Dimana:

- Dt = Diameter reaktor (in)
- H = Tinggi reaktor (in)
- Volume *head* = Volume torispherical head (ft³)
- Volume *shell* = Volume shell reaktor (in³)

$$\text{Volume reaktor} = \text{Volume shell} + 2 \text{ Volume head}$$

$$\text{Volume reaktor} = (1/4) \pi \text{ Dt}^3 + 2 (0,000049 \text{ ft}^3 \times 1,728 \text{ in}^3/\text{ft}^3) \text{ Dt}^3$$

$$1.447.964,84 \text{ in}^3 = 0,95 \text{ Dt}^3$$

$$\text{Dt}^3 = 1.516.603,02 \text{ in}^3$$

$$\text{Dt} = 114,89 \text{ in}$$

$$= 9,57 \text{ ft}$$

$$= 2,92 \text{ m}$$

Diketahui :

$$H = 1/5 Dt$$

$$H = 1/5 \times 2,92 \text{ m}$$

$$= 4,38 \text{ m}$$

1. Menentukan Tebal Dinding Reaktor

Berdasarkan ASME Sec. VIII (2019), tebal dinding silinder dapat dihitung dengan rumus sebagai berikut:

$$ts = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

Dengan:

ts = tebal dinding reaktor (in)

P = Tekanan operasi (MPa)

R = Jari-jari dalam tangki (in)

S = Allowable stresses (MPa)

E = Joint efficiency

Tekanan desain merupakan jumlah dari tekanan operasi dan tekanan hidrostatik yang dirancang berlebih 10% (Sinnott, 2005).

Diketahui:

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

Dengan over design 10%, maka Poperasi menjadi:

$$P_{\text{operasi over design}} = 1 \text{ atm} \times (100\% + 10\%)$$

$$= 17,64 \text{ psia}$$

2. Menghitung ρ hidrostatik dengan data sebagai berikut:

$$\rho = 321,95 \text{ kg/m}^3$$

$$= 20,35 \text{ lbm/ft}^3$$

$$g = 32,174 \text{ ft/s}^2$$

$$g_c = 32,174 \text{ lbm ft/s}^2 \text{ lbf}$$

Data di atas digunakan untuk menghitung ρ hidrostatik dengan rincian berikut:

$$\rho \text{ hidrostatik} = \rho \times (g/g_c) \times H$$

$$= 1,352 \text{ psia}$$

$$\rho \text{ total} = \rho \text{ hidrostatik} + \rho \text{ operation oversdesign}$$

$$= 1,352 \text{ psia} + 17,64 \text{ psia}$$

$$= 18,993 \text{ psia}$$

$$= 1,29 \text{ atm}$$

Dipilih bahan *Stainless steel SA-240* tipe 316, maka:

$$\text{Allowable stress (S)} = 138.000.000 \text{ Pa}$$

$$= 20,015 \text{ psia}$$

$$= 138 \text{ MPa}$$

$$\text{Corrosion allowance (C)} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Joint efficiency (E)} = 0,85$$

Maka, tebal dinding reaktor (t_s) dapat dihitung sebagai berikut:

$$t_s = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + c$$

$$= 0,292 \text{ in}$$

Tebal dinding reaktor (t_s) di atas distandarkan dengan menggunakan ASME Sec. VIII (1959), maka didapatkan:

$$t_s = 0,312 \text{ in}$$

$$= 0,026 \text{ ft}$$

$$= 0,008 \text{ m}$$

Dari data ts tersebut, OD reaktor dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{OD reaktor} &= Dt + 2 \text{ ts} \\ &= 114,89 \text{ in} + (2 \times 0,312) \text{ in} \\ &= 115,527 \text{ in} \\ &= 9,626 \text{ ft} \\ &= 2,934 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Menentukan Tebal *Head*

Berdasarkan ASME Sec. VIII Div.1 (2019), dalam menghitung tebal *head* digunakan rumus sebagai berikut:

$$T_{head} = \frac{0,885 \cdot P \cdot L}{S \cdot E - 0,1 \cdot P} + C$$

Dengan:

$$T_{head} = \text{Tebal head (in)}$$

$$L = \text{Diameter dalam tangki (in)}$$

Dari perhitungan sebelumnya, didapatkan OD reaktor sebagai berikut:

$$\text{OD reaktor} = \text{OD head}$$

$$\text{OD head} = 115,52 \text{ in}$$

Digunakan OD *head* standar, yaitu menjadi:

$$\begin{aligned} \text{OD head} &= 120 \text{ in} \\ &= 10 \text{ ft} \\ &= 3,048 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka terdapat koreksi pada harga Dt dan H yang dihitung sebagai berikut:

$$Dt = \text{ID shell}$$

$$= OD_{head} - 2 t_s$$

$$= 119,38 \text{ in}$$

$$= 9,948 \text{ ft}$$

$$= 3,032 \text{ m}$$

$$H = ID_{shell}$$

$$= 119,38 \text{ in}$$

Maka, tebal head (thead) dapat dihitung sebagai berikut:

$$t_{head} = \frac{0,885 \cdot P \cdot L}{S.E - 0,1 \cdot P} + C$$

$$= 0,431 \text{ in}$$

Digunakan t_{head} standar sebagai berikut:

$$t_{head} = 1,431 \text{ in}$$

$$= 0,119 \text{ ft}$$

$$= 0,036 \text{ m}$$

4. Menentukan Tinggi Head

$$OD_{head} = 120 \text{ in}$$

$$= 10 \text{ ft}$$

$$= 3,048 \text{ m}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell, untuk OD_{head} 120 in, maka:

$$i_{cr} = 7 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$r = 114 \text{ in}$$

Untuk tebal head 1,431 in, maka:

$$sf = 1 \frac{1}{2} - 3 \text{ in}$$

dipilih,

$$sf = 3 \text{ in}$$

Persamaan Fig. 5.8 Brownell:

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= (114 - 7 \frac{1}{4}) \\ &= 106 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= \frac{Dt}{2} - icr \\ &= \frac{119,38}{2} \text{ in} - 7 \frac{1}{4} \text{ in} \\ &= 52,44 \text{ in} \end{aligned}$$

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

$$= \sqrt{(106)^2 - (52,44)^2}$$

$$AC = 92,98 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC \\ &= (114 - 92,98) \text{ in} \\ &= 21,02 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka tinggi *head* (OA) dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned} OA &= t_{head} + b + sf \\ &= (1,431 + 21,02 + 3) \text{ in} \\ &= 25,45 \text{ in} \\ &= 0,646 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka, tinggi total reaktor adalah:

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor total} &= H + (2 \text{ OA}) \\ &= [119,38 + (2 \times 25,45)] \text{ in} \\ &= 170,27 \text{ in} \end{aligned}$$

$$= 4,325 \text{ m}$$

5. Koreksi Volume Reaktor

$$\begin{aligned} \text{Vol reaktor} &= \text{Volume silinder} + 2 \text{ Volume head} \\ &= (1/4) \pi D t^3 + 2 (0,000049 \text{ ft}^3 \times 1,728 \frac{\text{in}^3}{\text{ft}^3}) D t^3 \\ &= 1.471.724 \text{ in}^3 \\ &= 851,693 \text{ ft}^3 \\ &= 24,12 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

6. Menghitung Tinggi Cairan dalam Tangki

$$\begin{aligned} \text{Vol.head} &= 0,000049 D t^{3S} \\ &= 0,000049 (119,38 \text{ in})^3 \\ &= 83,36 \text{ ft}^3 \\ \text{Vol.cairan total} &= 21,57 \text{ m}^3 \\ &= 761,77 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Maka, volume cairan dalam silinder (Vol.shell) dapat dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Vol. shell} &= \text{Vol.cairan total} - \text{Vol.head} \\ &= (761,77 - 83,36) \text{ ft}^3 \\ &= 678,41 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Dari Vol.shell di atas dapat dihitung tinggi cairan dalam tangki (ZL), yaitu:

$$\begin{aligned} \text{Vol. Shell} &= (1/4) \pi D t^2 ZL \\ 678,41 \text{ ft}^3 &= (1/4) \pi \times (9,95 \text{ ft})^2 \times ZL \\ ZL &= 8,73 \text{ ft} \\ &= 104,74 \text{ in} \\ &= 2,66 \text{ m} \end{aligned}$$

C. PERANCANGAN JAKET PENDINGIN

Tujuan :

1. Menentukan jenis pendingin reaktor
2. menghitung dimensi pendingin reaktor

Fungsi : Menjaga suhu reaktor agar tetap isothermal pada suhu 100°C Algoritma.

1. Menentukan luas permukaan transfer panas

Diketahui :

- Beban panas (Q) = 217.679.691,010 Btu/ jam
- Suhu masuk reaktor (t1) = 100 °C
- Suhu keluar reaktor (t2) = 100 °C
- Suhu air masuk (T1) = 30 °C
- Suhu air keluar (T2) = 48,5 °C
- Ud yang dipilih = 100

Rumus yang digunakan :

$$A_j = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana :

$$\begin{aligned}\Delta LMTD &= 60,28 \text{ } ^\circ \text{C} \\ &= 140,5 \text{ } ^\circ \text{F}\end{aligned}$$

Luas transfer panas (Aj)

$$\begin{aligned}&= \frac{Q}{U_d \times \Delta LMTD} \\ &= \frac{217.679.691,010}{100 \times 60,27758} \\ &= 36,113 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$\text{Over design 20 \%} = 43,335 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas luas penampang shell tangki(AT)} = \pi * D * L$$

$$= 3,14 \times 2,4609 \times 3,691$$

$$= 28,540 \text{ m}^2$$

$$= 307,19 \text{ ft}^2$$

Hasil perhitungan diatas nilai $AT > AJ$ maka, reaktor dirancang menggunakan jaket pendingin.

2. Menghitung diameter luar jaket (DD)

Asumsi :

$$\begin{aligned} \text{Jarak antara OD jaket dan ID jaket} &= 50 \text{ cm} \\ &= 0,5 \text{ m} \\ &= 19,685 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka, diameter luar jaket dapat dicari dengan rumus:

$$\begin{aligned} \text{OD jaket} &= \text{OD reaktor} + (2 \times \text{DD}) \\ &= 100 \text{ in} + (2 \times 19,685 \text{ in}) \\ &= 154,88 \text{ in} \\ &= 3,9341 \text{ m} \\ &= 12,907 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tinggi Jaket Pada Shell = Tinggi Cairan Dalam Shell

$$\text{Maka tinggi jaket} = 2,6264 \text{ m}$$

3. Menghitung tekanan Hidrostatik :

Diketahui:

$$\begin{aligned} g &= 32,15184 \text{ ft/s}^2 \\ g_c &= 32,17 \text{ ft/st}^2 \text{ (tetapan)} \\ \text{OD Jaket} &= 11,6140 \text{ ft} \end{aligned}$$

Maka, tekanan hidrostatik diperoleh :

$$\begin{aligned} p \text{ hidrostatik} &= p \times \frac{g}{g_c} \times \text{ODJ} \\ &= 0,001 \times \frac{32,15184}{32,17} \times 11,6140 \text{ ft} \\ &= 0,0116 \text{ psia} \\ \text{Maka, } p \text{ design} &= p \text{ operasi} + p \text{ hidrostatik} \\ &= 14,7 + 0,0116 \text{ psia} \\ &= 14,71 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\text{Overdesign } 10 \% = 16,18 \text{ psia}$$

4. Menentukan tebal jaket

Data dari brownell and young (1959):

$$\text{Max allowable stress (f)} = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Faktor koreksi (C)} = 0,1250 \text{ in}$$

$$\text{Jari – jari dalam tangki (rc)} = 144,5 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan jaket (P)} = 16,18 \text{ psia}$$

$$\text{Efisiensi (E)} = 0,800$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, tebal jaket} &= \frac{0,885 \times p \times rc}{2 \times f \times E - (0,1 \times P)} + C \\ &= \frac{0,885 \times 16,18 \times 145,330}{2 \times 18750 \times 0,8500 - (0,1 \times 16,18)} + 0,1250 \end{aligned}$$

$$= 0,2810 \text{ in}$$

$$= 0,2810 \text{ in}$$

Standart berdasarkan (buku brownell young, tabel 5.6) adalah **0,3125 in.**

5. Menentukan jarak antara ID dan OD jaket (DD) sesungguhnya

Nilai OD Jaket di standarisasi berdasarkan buku brownell young, halaman 90, diperoleh:

$$\text{OD Jaket} = 155 \text{ in}$$

$$\text{Icr} = 4,646 \text{ in}$$

$$r = 77 \text{ in}$$

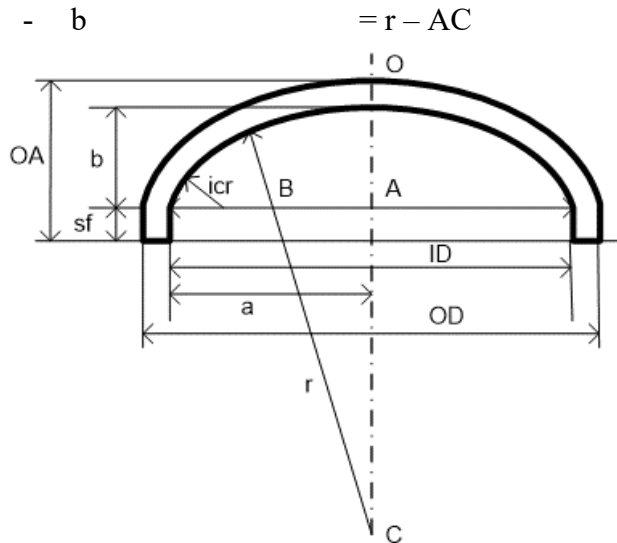
maka, nilai DD dapat dicari dengan rumus :

$$\begin{aligned} \text{DD} &= \frac{\text{OD Jaket} - \text{OD Reaktor}}{2} \\ &= \frac{139 \text{ in} - 99,5 \text{ in}}{2} \\ &= 19,68 \text{ in} \\ &= 50 \text{ cm} \end{aligned}$$

6. Menentukan tinggi jaket & tinggi bottom

Berdasarkan buku Brownell and Young hal 87 figure 5.8:

$$\begin{aligned} - a &= \frac{\text{in}}{2} \\ - AB &= a - \text{icr} \\ - BC &= r - \text{icr} \\ - AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 - a &= \frac{ID}{2} = 58 \text{ in} \\
 - AB &= a - icr = 53 \text{ in} \\
 - BC &= r - icr = 72,79 \text{ in} \\
 - AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} = 49,78 \text{ in} \\
 - b &= r - AC = 27,65 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan buku Brownell and Young hal 88 figure 5.6, nilai th sebesar 0,3125 in didapatkan nilai sf sebesar 1,5 – 3 in, dipilih nilai sf sebesar 3 in.

Tinggi bottom diperoleh dengan rumus :

$$\begin{aligned}
 T_{bottom} &= th + sf + b \\
 &= 0,3125 \text{ in} + 3 \text{ in} + 27,65 \text{ in} \\
 &= 0,768 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka, tinggi total jaket adalah :

$$\begin{aligned}
 TT_{jaket} &= \text{Tinggi } bottom + \text{tinggi cairan dalam } shell \\
 &= 0,768 \text{ m} + 2,626 \text{ m} \\
 &= \mathbf{3,413 \text{ m}}
 \end{aligned}$$

D. MENGHITUNG DIMENSI PENGADUK

Penentuan jenis pengaduk dapat dilihat dari viskositas fluida yang ada didalam reaktor, nilai viskositas masing – masing komponen didalam reaktor pada suhu 100° C dapat dilihat pada tabel dibawah:

Komponen	A	B	C	D	μ , cP
NaOH	-4,1939	2051,5	0,0027919	-6,159E-07	181,93995950
H2O	-10,2158	1792,5	0,01773	-0,000012631	0,27867349
NaCl	-0,9619	1078,9	0,000076231	1,1105E-08	91,07987632
C5H10	-5,564	619,06	0,0151	-0,000019316	0,10964743
C5H11Cl	-8,5569	1330	0,0181	-0,0000169	0,25597274
C5H10Cl2	-3,6086	6,21E+02	6,57E-03	-8,28E-06	0,22635976
C5H11OH	-6,9286	1,56E+03	9,96E-03	-8,35E-06	0,64432738
C18H33NaO2	-6,5557	9,94E+02	1,42E-02	-1,41E-05	0,28481292
C18H31NaO2	-6,9452	1,13E+03	1,39E-02	-1,23E-05	0,36053720

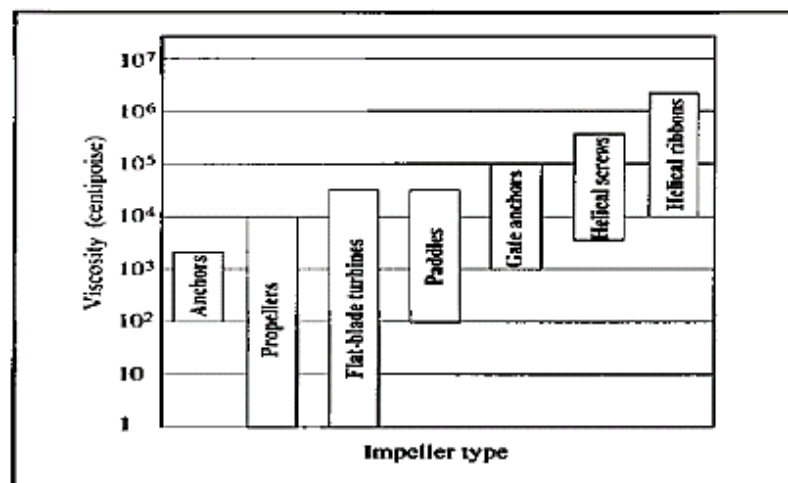
Viskositas Campuran

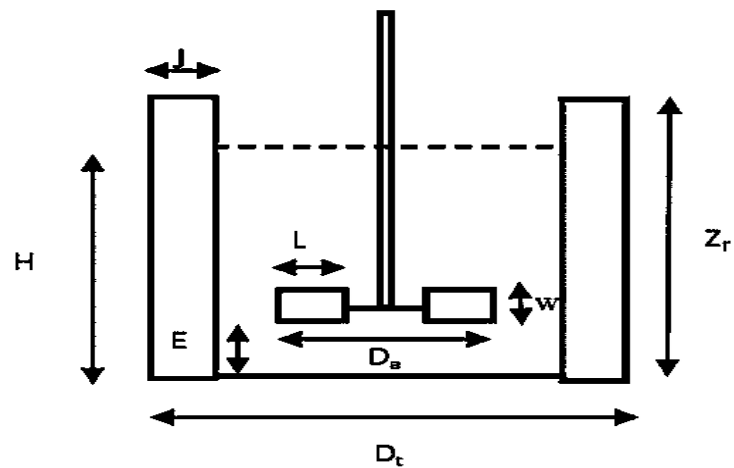
INPUT				
Komponen	Massa, kg	%massa, wi	μ , cP	wi/ μ
NaOH	1.934,797	19,72%	181,940	0,001
H2O	2.096,030	21,36%	0,279	0,767
NaCl	0,000	0,00%	91,080	0,000
C5H10	0,000	0,00%	0,110	0,000
C5H11Cl	5.155,814	52,54%	0,256	2,053
C5H10Cl2	105,221	1,07%	0,226	0,047
C5H11OH	0,000	0,00%	0,644	0,000
C18H33NaO2	515,581	5,25%	0,285	0,184
C18H31NaO2	5,208	0,05%	0,361	0,001
Total	9.812,650	1,000		3,05357

OUTPUT				
Komponen	Massa, kg	% massa, wi	μ , cP	wi/ μ
NaOH	3,133	0,03%	181,940	0,000
H ₂ O	2.173,721	22,15%	0,279	0,795
NaCl	2.822,272	28,76%	91,080	0,003
C ₅ H ₁₀	302,453	3,08%	0,110	0,281
C ₅ H ₁₁ Cl	8,348	0,09%	0,256	0,003
C ₅ H ₁₀ Cl ₂	105,221	1,07%	0,226	0,047
C ₅ H ₁₁ OH	3.876,713	39,51%	0,644	0,613
C ₁₈ H ₃₃ NaO ₂	515,581	5,25%	0,285	0,184
C ₁₈ H ₃₁ NaO ₂	5,208	0,05%	0,361	0,001
Total	9.812,650	1,000		1,92899

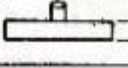
a. Menentukan dimensi pengaduk

Untuk viskositas sebesar **1,92899 wi/ μ** maka jenis pengaduk yang dipilih adalah *propeller impeller 3 blades*, Sesuai dengan refrensi buku brown pada fig.477 dan buku howard rase fig. 8.4.





Sesuai dengan referensi buku Brown pada fig.477 dan buku Howard Rase fig. 8.4 diperoleh :

Type of Impeller	$\frac{D_t}{D_i}$	$\frac{Z_1}{D_i}$	$\frac{Z_2}{D_i}$	Baffles		No.	Ref.
				No.	w/D_t		
Paddle with 2 blades. 	4.35	4.3	0.29	3	0.11	8	3
Paddle with 4 blades. See No. 8.	3	3	0.5	0		16	2
Paddle with 2 blades. See No. 8.	3	3.2	0.33	0		20	4
Paddle with 2 blades. See No. 8.	3	2.7 - 3.9	0.75 - 1.3	4	0.10	10	7
Paddle with 2 blades. See No. 8. Blade width $\approx 0.13D_i$.	1.1	0.5	0.19	0		29	10
Paddle with 2 blades. See No. 8. Blade width $\approx 0.17D_i$.	1.1	0.4	0.10	0		29	10
Marine propeller with 3 blades.  Pitch $= 2D_i$.	3	2.7 - 3.9	0.75 - 1.3	4	0.10	15	7
Same as No. 15. $a = 1.7, b = 18$.	3.3	2.7 - 3.9	0.75 - 1.3	0		21*	7

Diambil standar turbin dengan design sebagai berikut :

- $D_t / D_i = 3$
- $Z_i / D_i = 1,3$
- $L / D_i = 2,7$
- $W / D_t = 0,10$

Dengan:

1. D_t = Diameter dalam reaktor
= 9,574 ft
= 2,918 m
2. D_i = Diameter pengaduk
= 3,191 ft
= 0,973 m
3. Z_i = Jarak pengaduk dari dasar bottom
= 4,149 ft
= 1,265 m
4. W = Lebar baffle
= 0,957 ft
= 0,292 m
5. Z_L = Tinggi cairan dalam reaktor
= 8,617 ft
= 2,626 m

b. Daya Pengaduk

1. Menentukan kecepatan putaran pengaduk, dapat dihitung dengan persamaan:

$$\frac{WELH}{2 D_i} = \left(\frac{\pi \cdot D_i \cdot N}{600} \right)^2$$

dimana :

$WELH$ = *Water Equipment Liquid Height*

D_i = *Diamter Pengaduk (ft)*

N = *Kecepatan putaran pengaduk (rpm)*

Diperoleh :

$WELH$ = *tinggi cairan x specific gravity*

= 8,0168 ft

N = kecepatan putaran pengaduk (rpm)

$$N = \sqrt{\frac{WELH}{2 Di}} \times \frac{600}{\pi \cdot Di}$$

N = 51 rpm

Dipakai standart kecepatan putar pengaduk sebesar:

= 56 rpm

Bilangan Reynold pengadukan dapat dicari dengan rumus :

$$N_{Re} = \frac{(N \cdot Di^2 \cdot \rho)}{\mu}$$

Re = 554,841 rps

Dari fig 477 Gg brown hal 507 diplotkan dengan Nre sebesar 5,5, maka tenaga untuk

pengadukan dapat dicari dengan rumus persamaan:

$$P = \frac{Po \cdot N^3 \cdot Di^5 \cdot \rho}{Gc}$$

P = 1,70 Hp

Efisiensi motor sebesar 80 %, maka diperoleh nilai:

P = 15 Hp

E. MENENTUKAN PIPA MASUK DAN KELUAR REAKTOR

1. Design pipa masuk reaktor

Komponen	kgmol/jam	kg/jam	rho,kg/m3	m3/jam	miu
C ₅ H ₁₁ Cl	48.376	5,155.814	799.957	6.445	0.272
C ₅ H ₁₀ Cl ₂	0.746	105.221	749.443	0.140	0.644
NaOH	48.376	1,934.797	542.857	3.564	0.112
H ₂ O	116.362	2,096.030	1,898.287	1.104	101.024
C ₁₈ H ₃₃ NaO ₂	1.694	515.581	1,878.732	0.274	181.909
C ₁₈ H ₃₁ NaO ₂	0.189	5,208	1,015.830	0.056	0.226
C ₅ H ₁₀	-	-	840.498	-	0.285
C ₅ H ₁₁ OH	-	-	850.062	-	0.361
NaCl	-	-	955.611	-	0.260
Total	215.743	9.812,650	9,531.276	11.585	285.092

Laju Alir massa :

$$G = 9.812,650 \text{ kg/jam}$$

$$= 2,740 \text{ kg/s}$$

$$\text{Densitas} = 851,537 \text{ kg/m}^3$$

Diameter pipa optimum :

$$\begin{aligned}
 Di_{\text{Opt}} &= 260 \times G^{0,52} \times p^{-0,37} \\
 &= 260 \left(\frac{9.812,650}{3600} \right)^{0,52} \times 4650^{-0,37} \\
 &= 35,456 \text{ mm} \\
 &= 1,3959 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas dipilih pipa standart berdasarkan dari buku G.G.Brwon. Tabel 23 sebagai berikut:

- NPS = 1,5 in
- Sch No = 40
- ID = 1,61 in
- OD = 1,9 in
- At = 2,04 in²

Maka, diperoleh kecepatan aliran sebesar:

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran} &= \left(\frac{F_v}{A} \right) \\
 &= \left(\frac{0,0032 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0013 \text{ m}^2} \right) \\
 &= 2,451 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Didapatkan nilai Re sebesar :

$$\begin{aligned}
 &= \rho \times v \times D / \mu \\
 &= 299,412
 \end{aligned}$$

Nilai tersebut < 2100, maka aliran yang terjadi adalah laminar

2. Pipa keluar reaktor

Komponen	kgmol/jam	kg/jam	ρ ,kg/m ³	m ³ /jam	μ
C ₅ H ₁₁ Cl	0.078	8.348	799.957	0.010	0.272
C ₅ H ₁₀ Cl ₂	0.746	105.221	749.443	0.140	0.644
NaOH	0.078	3.133	542.857	0.006	0.112
H ₂ O	120.675	2,173.721	1,898.287	1.145	101.024
C ₁₈ H ₃₃ NaO ₂	1.694	515.581	1,878.732	0.274	181.909
C ₁₈ H ₃₁ NaO ₂	0.189	5,208	1,015.830	0.056	0.226
C ₅ H ₁₀	4.313	302.453	840.498	0.360	0.285
C ₅ H ₁₁ OH	43.985	3,876.713	850.062	4.561	0.361
NaCl	48.298	2,822.272	955.611	2.953	0.260
Total	220.056	9.812,650	9,531.276	9.506	285.092

Laju Alir massa :

$$\begin{aligned}
 G &= 9.812,650 \text{ kg/jam} \\
 &= 2,7402 \text{ kg/s}
 \end{aligned}$$

$$\text{Densitas} = 1.037,709 \text{ kg/m}^3$$

Diameter pipa optimum :

$$\begin{aligned}
 \text{Di Opt} &= 260 \times G^{0,52} \times \rho^{-0,37} \\
 &= 260 \left(\frac{9.812,650}{3600} \right)^{0,52} \times 9531^{-0,37}
 \end{aligned}$$

$$= 32,954 \text{ mm}$$

$$= 1,2974 \text{ in}$$

Dari perhitungan diatas dipilih pipa standart berdasarkan dari buku G.G.Brwon. Tabel 23 sebagai berikut:

- NPS = 1,5 in
- Sch No = 40
- ID = 1,61 in
- OD = 1,9 in
- At = 2,04 in²

Maka, diperoleh kecepatan aliran sebesar:

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran} &= \left(\frac{F_v}{A} \right) \\ &= \left(\frac{0,0026 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0013 \text{ m}^2} \right) \\ &= 2,0115 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Didapatkan nilai Re sebesar :

$$\begin{aligned} &= \rho \times v \times D / \mu \\ &= 299,413 \end{aligned}$$

Nilai tersebut < 2100, maka aliran yang terjadi adalah laminar

3. Design pipa Air masuk dan keluar Reaktor

Komponen	kg/jam	rho, kg/m ³	m ³ /jam	miu,cp
H ₂ O	29.705,620	1.000	29,705	0.260
Jumlah	29.705,620		29,705	

Laju Alir massa :

$$G = 29.705,620 \text{ kg/jam}$$

$$= 8,251 \text{ kg/s}$$

$$\text{Densitas} = 1000 \text{ kg/m}^3$$

Diameter pipa optimum :

$$\begin{aligned}\text{Di Opt} &= 260 \times G^{0,52} \times p^{-0,37} \\ &= 260 \left(\frac{29.705,620}{3600} \right)^{0,52} \times 1000^{-0,37} \\ &= 57,975 \text{ mm} \\ &= 2,282 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas dipilih pipa standart berdasarkan dari buku G.G.Brwon. Tabel 23 sebagai berikut:

- NPS = 2,5 in
- Sch No = 40
- ID = 2,469 in
- OD = 2,88 in
- At = 4,79 in²

Maka, diperoleh kecepatan aliran sebesar:

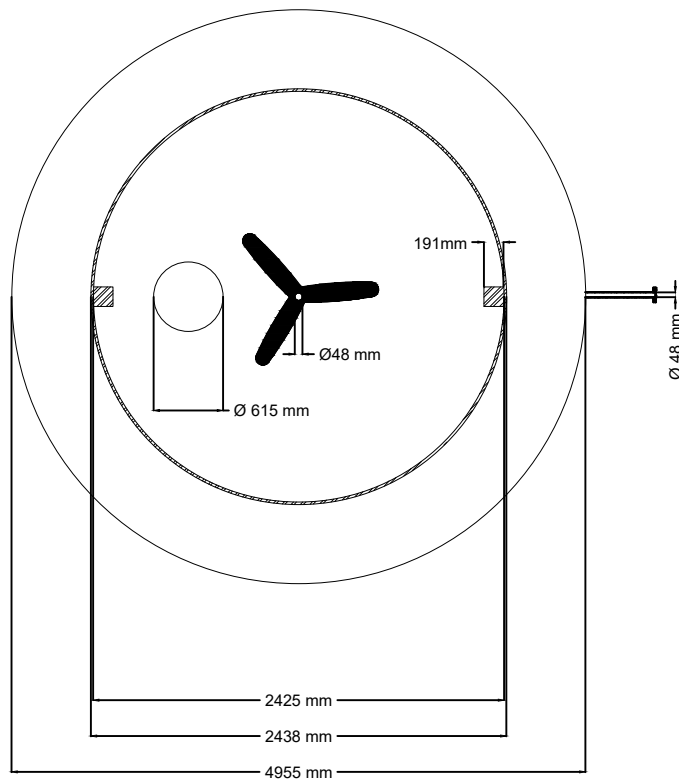
$$\begin{aligned}\text{Kecepatan aliran} &= \left(\frac{F_v}{A} \right) \\ &= \left(\frac{0,0083 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0006 \text{ m}^2} \right) \\ &= 2,672 \text{ m/s}\end{aligned}$$

Didapatkan nilai Re sebesar :

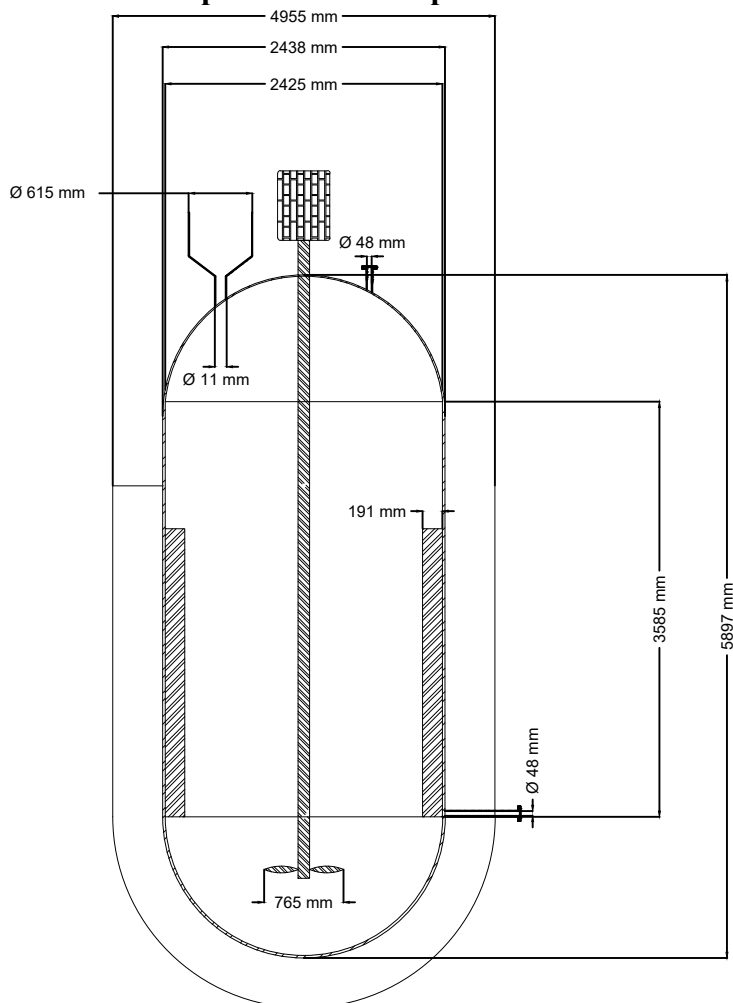
$$\begin{aligned}&= \rho \times v \times D / \mu \\ &= 644.489,740\end{aligned}$$

Nilai tersebut > 2100, maka aliran yang terjadi adalah turbulen

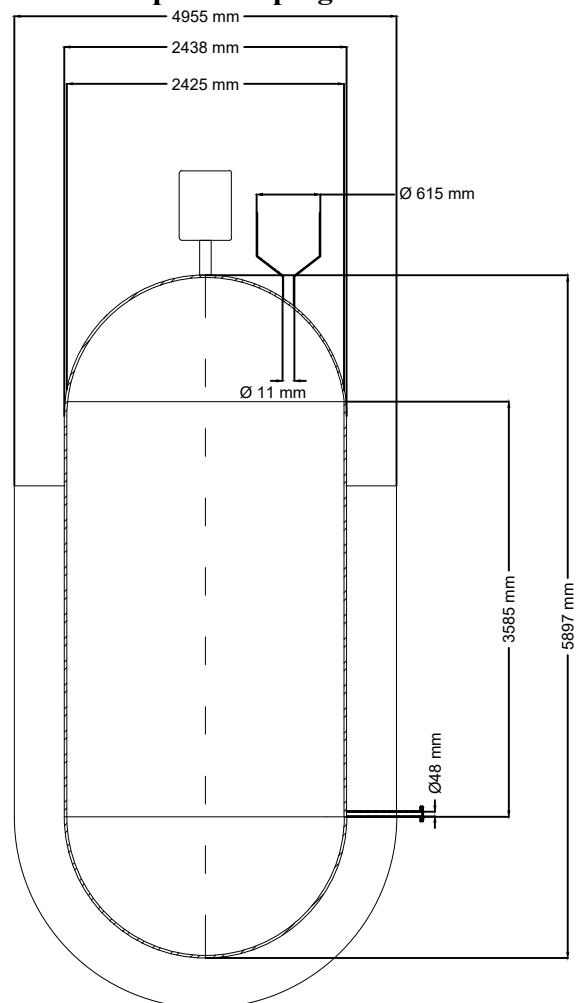
Tampak Atas



Tampak Terbelah Depan



Tampak Samping



A. MENARA DESTILASI

Fungsi : Untuk memurnikan $C_5H_{11}OH$ menjadi 98 %

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

Jenis : Menara distilasi dengan Sieve Tray

Keterangan :

F = umpan masuk

B = hasil bawah

D = hasil atas

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

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

A. Penentuan Tipe Kolom Distilasi

Dalam perancangan menara distilasi ini dipilih jenis *Tray* dengan mempertimbangkan diameter kolom dan jenis tray yang digunakan. Diameter kolom harus lebih dari 3 ft (0,91 m) (Walas, 1990), sedangkan jenis tray yang dipilih adalah *sieve tray* dengan beberapa pertimbangan yaitu, memiliki *pressure drop* rendah dan efisiensi tinggi (tabel. 9.22, ludwig, 1980). lebih ringan, harga murah karena pembuatannya lebih mudah, dan mudah dibersihkan sehingga dapat mengurangi biaya perawatan.

B. Penentuan Bahan Konstuksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah jenis Stainless SA 240 Grade B dengan beberapa pertimbangan, yaitu *allowable stress* yang besar, struktur bahan kuat serta tahan terhadap korosifitas tinggi.

C. Kondisi Operasi

Kondisi operasi diperoleh dengan melakukan beberapa perhitungan sebagai berikut :

2. Menghitung Kondisi Operasi Atas dan Bawah Menara Distilasi

Tabel. Neraca Massa

Komponen	F ¹³ (Aliran masuk)		F ¹⁴ (Distilat)		F ¹⁹ (bottom)	
	kmol / Jam	Kg/jam	kmol / Jam	Kg/jam	kmol / Jam	Kg/jam
C ₅ H ₁₀	4,312	302,442	4,312	302,442	0,000	0,000
C ₅ H ₁₁ Cl	0,078	8,341	0,025	2,720	0,052	5,620
C ₅ H ₁₀ Cl ₂	0,746	105,220	0,243	34,318	0,502	70,902
C ₅ H ₁₁ OH	42,542	3749,617	0,000	0,000	42,542	3749,617
Total	47,679	4165,621	4,581	339,481	43,098	3826,140

Umpan yang dimasukkan dalam kondisi cair jenuh. Temperatur umpan diperoleh dengan cara *trial bubble point feed* pada tekanan atmosfer.

Tekanan uap tiap komponen dihitung dengan menggunakan persamaan Antoine :

$$\text{Log } P^{\circ}_i = A - \left(\frac{B}{C + T} \right) \quad (\text{Yaws, 1996})$$

keterangan:

A, B, C,, = konstanta

P = tekanan uap komponen i (mmHg)

T = temperatur (K)

Konstanta untuk tiap – tiap komponen dapat dilihat pada berikut.

Tabel. Konstanta Tekanan Uap

Komponen	A	B	C
C ₅ H ₁₀	6.846	1132.420	233.516
C ₅ H ₁₁ Cl	6.966	1332.890	218.500
C ₅ H ₁₀ Cl ₂	6.706	1378.541	210.772
C ₅ H ₁₁ OH	7.177	1314.560	168.160

Sumber : (Chemical Properties Handbook ; Carl L Yaws)

- **Menentukan temperatur bubble point feed**

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

Dimana,

y_i = fraksi mol uap

K_i = nilai hubungan fasa uap-cair

x_i = fraksi mol cair

Dengan cara trial T pada tekanan 1,2 atm hingga $\sum y_i = 1$ maka akan diperoleh temperatur *bubble point feed* pada tekanan 1,2 atm. Dengan menggunakan program *solver-excel* maka diperoleh hasil seperti pada Tabel F.3 berikut.

Tabel Hasil Trial untuk Penentuan *Bubble Point Feed*

Komponen	F (kg/jam)	F (kmol/jam)	Pi (atm)	xi	Ki = Pi / P	yi = xi . Ki
C ₅ H ₁₀	302,442	4,312	6.478	0.091	5.399	0.493
C ₅ H ₁₁ Cl	8,341	0,078	1.624	0.010	1.354	0.014
C ₅ H ₁₀ Cl ₂	105,220	0,746	0.532	0.016	0.443	0.007
C ₅ H ₁₁ OH	3749,617	42,542	0.661	0.883	0.551	0.486
Total	4165,621	47,679	9.296	1.000		1.000

P = 1,2 atm

T Trial = 125.5010 °C

- **Menentukan temperatur dew point distilat**

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

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

Tabel Hasil trial untuk penentuan *dew point* distilat

Komponen	F (Kg/jam)	F (kmol/jam)	Pi (atm)	yi	Ki = Pi / P	xi = yi / Ki
C ₅ H ₁₀	302,442	4,312	1.125	0,941	1.125	0.874
C ₅ H ₁₁ Cl	2,720	0,025	0.168	0,006	0.168	0.095
C ₅ H ₁₀ Cl ₂	34,318	0,243	0.045	0,053	0.045	0.003
C ₅ H ₁₁ OH	0,000	0,000	0.027	0,000	0.027	0.028
Total	339,481	4,581		1,00000		1.000

P = 1 atm

T Trial = 55,75 °C

• **Menentukan temperatur *bubble point* Bottom**

Pada keadaan *bubble point*, nilai $\sum xi = \sum (yi/Ki) = 1$. Dengan cara trial T pada tekanan 1 atm hingga $\sum xi = 1$ maka akan diperoleh temperatur *bubble point* bottom.

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

Tabel Hasil trial untuk penentuan *bubble point* bottom

Komponen	F (Kg/jam)	F (kmol/jam)	Pi (atm)	xi	Ki = Pi / P	yi = xi / Ki
C ₅ H ₁₀	0,000	0,000	10,069	0,000	7,192	0,000
C ₅ H ₁₁ Cl	5,621	0,009	2,855	0,000	2,039	0,000
C ₅ H ₁₀ Cl ₂	70,902	0,718	0,979	0,017	0,699	0,012
C ₅ H ₁₁ OH	3749,617	41,005	1,407	0,983	1,005	0,987
Total	3826,140	41,732		1,00000		1.000

P = 1,4 atm

T Trial = 148,710 °C

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

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

Keterangan:

- avg = Volatilitas relatif rata – rata
- top = Volatilitas relatif pada distilat
- $bottom$ = Volatilitas relatif pada bottom

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

Tabel Nilai α_{Avg} Tiap Komponen

Komponen	α_{top}	α_{bottom}	α_{avg}
C ₅ H ₁₀	24.9870	10.2879	16.0333
C ₅ H ₁₁ Cl	3.7333	2.9169	3.2999
C ₅ H ₁₀ Cl ₂	1	1	1
C ₅ H ₁₁ OH	0.5926	1.4373	0.9829
Total	30.3130	15.6422	21.2562

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

Adapun pemilihan komponen kunci adalah sebagai berikut :

Light key : C₅H₁₁Cl

Heavy key : C₅H₁₀Cl₂

Mentukan distribusi komponen. Metode Shiras

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

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

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

Tabel. Penentuan Distribusi Komponen

Komponen	Pers. 1	Pers. 2	Pers. 3	Pers. 4	overall	Keterangan
C ₅ H ₁₀	-0.22018	1.0869	-0.18650	1.6843	-0.3133	tidak terdistribusi
C ₅ H ₁₁ Cl	1.06520	1.0869	0	1.6843	0.98	terdistribusi
C ₅ H ₁₀ Cl ₂	0	1.0869	0.0336	1.6843	0.020	terdistribusi
C ₅ H ₁₁ OH	-0.0356	1.0869	0.03481	1.6843	-0.01216	tidak terdistribusi

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

3. Menghitung Jumlah Plate Minimum (Nm)

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

Nm = 7 Plate

Nm = Jumlah plate minimum

XLK = Fraksi mol *Light Key*

XHK = Fraksi mol *Heavey Key*

α average, LK = relatif volatilitas *Light Key* rata-rata.

4. Menentukan Reflux Minimum

Persamaan yang digunakan untuk menentukan refluks minimum persamaan Underwood :

$$\sum \frac{a_i \times x_{i,F}}{a_i - \theta} = 1 - q$$

(Coulson, 1989)

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

$$\sum \frac{a_i \times x_{i,F}}{a_i - \theta} = 0$$

Untuk menghitung refluks minimum, digunakan persamaan *Underwood* :

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

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

Keterangan :

A_i = Relatif volatilitas rata-rata komponen i

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

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

R_m = Refluks minimum

R = Refluks

Nilai θ ditrial hingga,

$$\sum \frac{a_i \times x_{i,F}}{a_i - \theta} = 0$$

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

Tabel Hasil trial nilai θ

Komponen	$x_{i,F}$	a_i	$\frac{a_i \times x_{i,F}}{a_i - \theta}$
C ₅ H ₁₀	0.0912	37.1530	0.1000
C ₅ H ₁₁ Cl	0.0101	3.58137	0.1140
C ₅ H ₁₀ Cl ₂	0.0157	1	-0.0069
C ₅ H ₁₁ OH	0.8827	0.74714	-0.2621
Total			0,0549

Tabel Hasil Perhitungan R_m

Komponen	$x_{i,D}$	a_i	$\frac{a_i \times x_{i,D}}{a_i - \theta}$
C ₅ H ₁₀	0,941	37,153	1,032
C ₅ H ₁₁ Cl	0,006	3,581	0,063
C ₅ H ₁₀ Cl ₂	0,053	1,000	-0,023

C ₅ H ₁₁ OH	0,000	0,747	0,000
Total	1,000		1,071

Maka :

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

$$1.86099 = R_m + 1$$

$$R_m = 0.860$$

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

Diambil

$$R \text{ operasi} = 1,3 \times R_m$$

$$R \text{ operasi} = 1,3 \times 0.86099$$

$$R \text{ operasi} = 1.1912$$

5. Menghitung Jumlah Tray Ideal dari Persamaan Gilliland :

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0.75 \left\{ 1 - \left(\frac{R - R_m}{R + 1} \right)^{0.566} \right\}$$

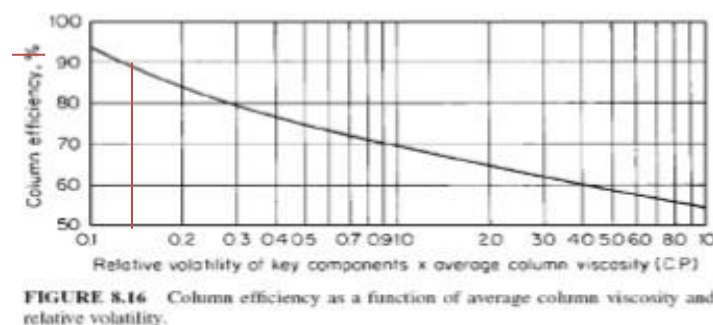
$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0.4028$$

$$N = 24,195 \text{ (Tidak termasuk reboiler)}$$

$$N = 25 \text{ (Termasuk reboiler)}$$

6. Menentukan Efisiensi Tray

Jumlah tray aktual diperoleh dengan membagi jumlah tray ideal dengan efisiensi tray. Efisiensi tray diperoleh dengan menggunakan korelasi viskositas rata – rata dikali dengan relatif volatilitas rata – rata yang kemudian dapat dilihat pada grafik Fig. 8.16. Chohey.o



Tabel . Menghitung μ avg Produk Atas

Komponen	D (Kg/jam)	yD	Viskositas μ (cp)	yD/ μ
C ₅ H ₁₀	302,442	4,312	1.125	0.983
C ₅ H ₁₁ Cl	2,720	0,025	0.168	0.016
C ₅ H ₁₀ Cl ₂	34,318	0,243	0.045	0.000
C ₅ H ₁₁ OH	0,000	0,000	0.027	0.001
Total	339,481	4,581		1,00000

7. Menentukan Tray Actual

$$\text{Tray actual} = \frac{\text{Tray ideal}}{\text{efisiensi tray}}$$

$$\text{Tray actual} = 16$$

8. Menentukan Letak Umpan

Menentukan lokasi feed tray dengan persamaan *Kirkbride*

$$\log \left(\frac{N_r}{N_s} \right) = 0.206 \times \log \left[\frac{B}{D} \left(\frac{x_{HK.F}}{x_{LK.F}} \right) \left(\frac{x_{LK.B}}{x_{HK.D}} \right)^2 \right]$$

(Coulson, 1983, pers 11.62)

Keterangan :

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

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

$\left(\frac{x_{HK.F}}{x_{LK.F}} \right)$: Fraksi mol *light key* dan *heavy key* di Feed

$x_{LK.B}$: Fraksi mol *light key* di *bottom*

$x_{HK.D}$: Fraksi mol *heavy key* di *distilat*

N_r : jumlah plate pada seksi *rectifying*

N_s : jumlah plate pada seksi *stripping*

Berdasarkan persamaan tersebut diperoleh :

$$N_r / N_s = 1.016470584$$

$$N_r = 1.016470584 N_s$$

Jumlah *plate* termasuk *reboiler* = 25 *plate*, sedangkan jumlah *plate* tanpa *reboiler* adalah 24 *plate*.

$$N_r + N_s = N$$

$$N_r + N_s = 25.195$$

$$N_s = 25 / (1 + 1.016470584)$$

$$N_s = \text{Plate ke 12 (tanpa reboiler)}$$

A. Menentukan Diameter Menara

- Laju Alir Massa Bagian Atas

Dari neraca massa diketahui :

$$\text{Feed} = F = 339.481 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Top product} = D = 321.298 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Vapor rate} = V = 597.9331 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Liquid rate} = L = 276.635 \text{ kg/jam}$$

- Laju Alir Massa Bagian Bawah

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

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

$$L' = F + L$$

$$L' = 47,042 \text{ Kmol}$$

$$V' = V$$

$$V' = 3,945 \text{ Kmol}$$

a. Liquid-Vapour Flow Factor (FLV)

$$F_{Lv \text{ top}} = \frac{L_W}{V_W} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad (\text{J M. Coulson Eq. 11.81})$$

$$\text{FLV} = 2,6531$$

$$\text{Ditentukan Tray Spacing} = 24 \text{ in} = 0,45 \text{ m}$$

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

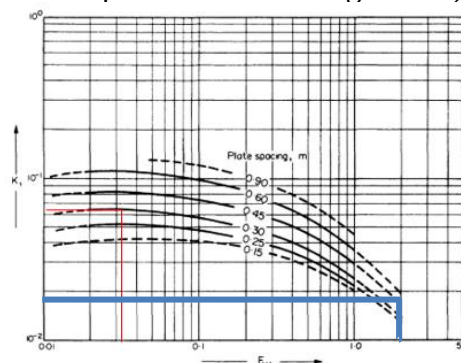


Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

Koreksi nilai K1 top :

$$K_1 = 0,07$$

$$K_{1'bottom} = \left(\frac{\sigma}{0.02}\right)^{0.2} K_1$$

$$K_{1'bottom} = 0.0412$$

$$K_{1'bottom} = 0,0844$$

b. Kecepatan *flooding* (μf)

Kecepatan *flooding* bagian atas

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

$$U_f = 0,2558 \text{ m/s}$$

Kecepatan *flooding* bagian bawah

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

$$U_f = 0,6984 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap pada umumnya 70 – 90% dari kecepatan *flooding* (Coulson,1983, hal.459),

untuk perancangan diambil $u_v = 80 \% u_f$.

Kecepatan uap pada bagian bawah (*bottom*) :

$$\hat{u} = 0.80 \times u_f \quad (\text{J M. Coulson p.472})$$

$$= 0,2046 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap pada bagian atas (*top*) :

$$\hat{u} = 0.80 \times u_f \quad (\text{J M. Coulson p.472})$$

$$= 0,3492 \text{ m/s}$$

c. Menentukan Laju Alir Volumetrik Maksimum

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

$$Q_v \text{ top} = \frac{v}{\rho_v \cdot 3600} \quad (\text{J M. Coulson p.472})$$

$$= 0,5575 \text{ m}^3/\text{s}$$

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

$$Q_v \text{ bottom} = \frac{v}{\rho_v \cdot 3600} \quad (\text{J M. Coulson p.472})$$

$$= 0,8864 \text{ m}^3/\text{s}$$

d. Menentukan Luas Area Netto Untuk Kontak Uap-Cair

$$A_n = \frac{U_{vmax}}{\hat{u}}$$

$$A_{n, top} = 2,7241 \text{ m}^2$$

$$A_{n, bottom} = 2,5386 \text{ m}^2$$

e. Menentukan Luas Penampang Lintang Menara (Ac)

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

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

$$A_{c, top} = 3,0956 \text{ m}^2$$

$$A_{c, bottom} = 2,8848 \text{ m}^2$$

f. Menentukan Diameter Menara (Dc) Berdasarkan Kecepatan Flooding

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{\pi}} \quad D_c = \left[\frac{4 \times 3,0956 \text{ m}^2}{3,14} \right]^{0,5} \quad D_c = \left[\frac{4 \times 2,8848 \text{ m}^2}{3,14} \right]^{0,5}$$

Diameter menara bagian atas (top) :

$$D_{c, top} = 1,9858 \text{ m}$$

$$D_{c, bottom} = 1,9170 \text{ m}$$

g. Perancangan Tray

Perancangan Tray Bagian Atas :

$$\text{Diameter menara , } D_c = 1,9858 \text{ m}$$

$$\text{Luas menara, } A_c (\pi/4 \times D_c^2) = 3,0956 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas downcomer, } A_d = 0,15 A_c = 0,3462 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas netto, } A_n = A_c - A_d = 2,5386 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas aktif, } A_a = A_c - 2 \cdot A_d = 2,1925 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas hole, } A_h = 0,03 \cdot A_a = 0,2192 \text{ m}^2$$

$$l_w/D_c = 0,3965 \text{ m}$$

$$\text{Panjang weir, } l_w = 0,81 \times D_c = 1,263 \text{ m}$$

Perancangan Tray Bagian Bawah :

$$\text{Diameter menara , } D_c = 1,9170 \text{ m}$$

$$\text{Luas menara, } A_c (\pi/4 \times D_c^2) = 2,8848 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas downcomer, } A_d = 0,15 A_c = 0,3121 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned}
\text{Luas netto, } A_n &= A_c - A_d &= 2,5581 \text{ m}^2 \\
\text{Luas aktif, } A_a &= A_c - 2, A_d &= 2,1234 \text{ m}^2 \\
\text{Luas hole, } A_h &= 0,03, A_a &= 0,2192 \text{ m}^2 \\
\text{Panjang weir, } l_w & &= 0,81 \times D_c \\
& &= 1,356 \text{ m}
\end{aligned}$$

Tinggi Weir (hw)

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

Diameter Hole (dh)

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

Tebal Tray

Untuk bahan *carbon steel* tebal plate yang digunakan adalah 5 mm (3/16 in), sedangkan untuk bahan *stainless steel* tebal plate yang digunakan adalah 3 mm. Untuk menara distilasi ini digunakan bahan *stainless steel*, sehingga tebal plate yang digunakan = 3 mm. (Coulson vol 6 1ed p465, 1983).

h. Pemeriksaan Weeping Rate

• Menara bagian atas

$$\begin{aligned}
L_{w, \max} &= \frac{L}{3600} = \text{m/s} \\
L_{w, \min} &= 0,7 L_{\max} \\
&= 0,8606 \text{ kg/s}
\end{aligned}$$

• Menara bagian bawah

$$\begin{aligned}
L_{w, \max} &= \frac{L}{3600} = \text{m/s} \\
L_{w, \min} &= 0,7 L_{\max} \\
&= 0,9606 \text{ kg/s}
\end{aligned}$$

Tinggi *weir liquid crest* (how) :

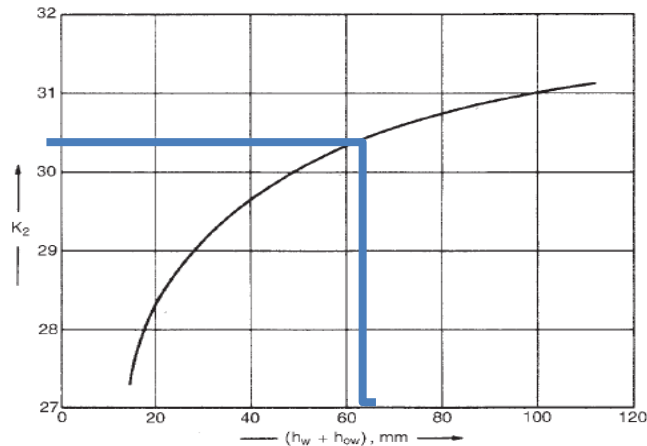
$$h_{ow} = 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L \times I_w} \right)^{2/3}$$

- **Menara bagian atas**

$$h_{ow \text{ max}} = 20,05 \text{ mm}$$

$$h_{ow \text{ min}} = 15,81 \text{ mm}$$

$$\text{Pada minimum rate, } (h_o + h_{ow}) = 65,81 \text{ mm liquid}$$



Dari fig. 11. 30 Coulson, 1983 :

$$K_2 = 30,4$$

Kecepatan uap minimum desain dihitung dengan persamaan Coulson & Richardson :

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

$$\check{U}_h = 3,7667 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap minimum aktual (uam) :

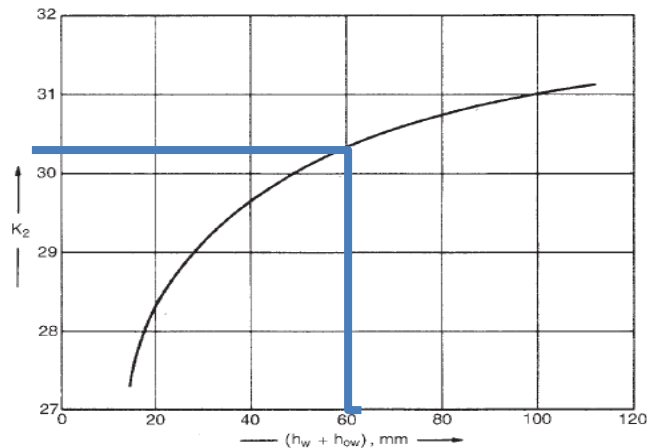
$$u_{am} = \frac{Q_{v,t}}{A_h} = 4,0432 \text{ m/s}$$

- **Menara bagian bawah**

$$h_{ow} \text{ max} = 20,05 \text{ mm}$$

$$h_{ow} \text{ min} = 15,81 \text{ mm}$$

Pada minimum rate, $(h_o + h_{ow}) = 65,81 \text{ mm liquid}$



Dari fig. 11. 30 Coulson, 1983 :

$$K_2 = 32$$

Kecepatan uap minimum desain dihitung dengan persamaan 11.84 Coulson & Richardson :

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

(J M. Coulson Eq.11.84)

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

Kecepatan uap minimum aktual (uam) :

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

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

- **Plate Pressure Drop**

- **Menara Bagian Atas**

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

$$\hat{U}_h = \frac{Q_{v,b}}{A_h}$$

$$\begin{aligned} \text{Max, Vapor velocity (Uh)} &= \frac{0,8864 \text{ m}^3}{0,2192 \text{ m}^2} \\ &= 4,0432 \text{ m/detik} \end{aligned}$$

Dari Fig. 11.34, J M. Coulson ed.6, $\frac{\text{plate thickness}}{\text{hole diameter}} = 1$

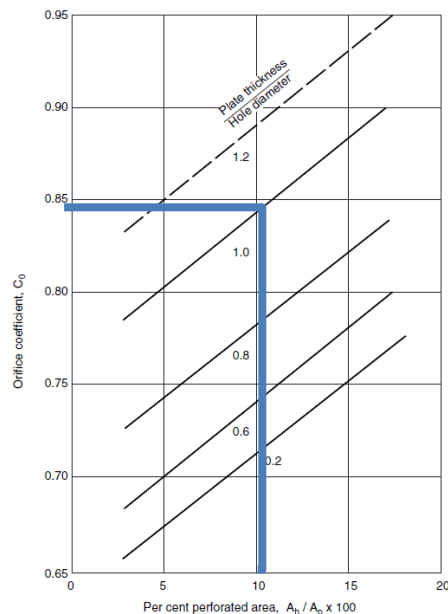


Figure 11.34. Discharge coefficient, sieve plates (Liebson *et al.*, 1957)

$tp/dh = 1$, asumsi $A_h/A_p = A_h/A_a = 0,1$

Dari figure 11.34, untuk ketebalan plate/diameter lubang = 0,845

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

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

Didapatkan nilai orifice coefficient (C_o) = 0,845

$h_d = 16,82 \text{ mm}$

- **residual head**

$$Praranh_r = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L} k \text{ Amil Alkohol Dari Amil Klorida}$$

dan Natrium Hidroksida dengan Kapasitas 30.000 Ton/ Tahun

$$= 17,62 \text{ mm}$$

Keterangan :

$$h_r = (\text{mm})$$

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

- **Total Plate Pressure Drop**

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

$$h_T = 104,50 \text{ mm liquid}$$

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

$$\begin{aligned} \Delta P (\text{psi}) &= 0,0388 \text{ psi} \\ &= 0,00263 \text{ atm} \end{aligned}$$

Keterangan :

$$h_r = \text{residual head (mm)}$$

$$h_d = \text{dry plate drop (mm)}$$

$$h_w = \text{tinggi weir (mm)}$$

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

$$h_T = \text{total plate pressure drop (mm liquid)}$$

Menara Bagian Bawah

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

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

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

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

- **Downcomer Liquid Backup**

1. Downcomer pressure loss (hap)

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

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

dengan :

$$h_{ap} = \text{tinggi ujung apron dari plate, mm}$$

$$h_w = \text{tinggi weir, mm}$$

A_{ap} = luas permukaan *clearance* di bawah *downcomer*, m^2
 L_w = kecepatan massa cairan, kg/s
 ρ_L = rapat massa cairan, kg/m^3
 h_{dc} = *head* yang hilang di *downcomer*, *mm liquid*
 h_w = tinggi *weir*, *mm liquid*
 h_{ow} = tinggi cairan di atas *weir*, *mm liquid*
 h_t = *plate pressure drop*, *mm liquid*

- **Menara Bagian Atas**

h_{ap} = 45 mm cairan
 A_{ap} = $h_{ap} \times l_w = 45 \times (0,3965/1000) = 0,0178 m^2$
 h_{dc} = 0,085 mm cairan
 h_b = 220,971 mm cairan
 h_b = 0,221 m

$$h_{dc} = 166 \left[\frac{L_{wd}}{\rho_L A_m} \right]^2$$

$$h_{dc} = 1,57 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned}
 h_b &= h_t + (h_w + h_{ow}) + h_{dc} \\
 &= 104,5 + (50 + 20,05) + 1,57 \\
 &= 176,12 \text{ mm} \\
 &= 0,18 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Nilai ini masih lebih kecil dari tray spacing, artinya tray spacing 0,45 m dapat dipakai.

- **Menara Bagian Bawah**

h_{ap} = 46 mm cairan
 A_{ap} = $h_{ap} \times l_w = 0,094 m^2$
 h_{dc} = 0,085 mm cairan
 h_b = 220,971 mm cairan
 h_b = 0,221 m

$$h_{dc} = 166 \left[\frac{L_{wd}}{\rho_L A_m} \right]^2$$

$$h_{dc} = 1,59 \text{ mm}$$

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

$$= 104,5 + (50 + 20,05) + 1,57$$

$$= 176,12 \text{ mm}$$

$$= 0,18 \text{ m}$$

Nilai ini masih lebih kecil dari tray spacing, artinya tray spacing 0,45 m dapat dipakai.

- **Check Residence Time**

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

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

dengan :

t_r = *downcomer residence time*, s

A_d = luas permukaan *downcomer*, m²

h_b = *clear liquid back-up*, m

ρ_L = rapat massa cairan, kg/m³

L_w = kecepatan massa cairan, kg/s

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

- **Menara bagian atas**

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

- **Menara bagian bawah**

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

- **Actual Percentage Flooding For Design Area**

Entrainment dihitung dari % *flooding*, dengan persamaan :

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

u_v = kecepatan uap actual, m/s

u_f = kecepatan uap perancangan, m/s

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

Menara bagian atas

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

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

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

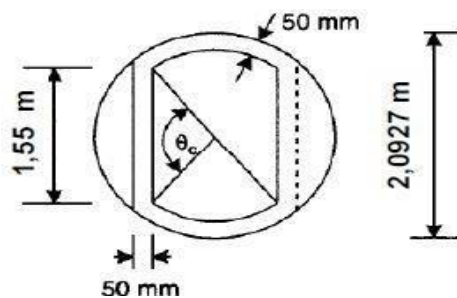
Menara bagian bawah

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

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

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

- **Layout Tray**



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

- **Derajat Tray Edge**

$$(\alpha) = 180 - \theta_c$$

$$= 60^\circ$$

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

$$L_m = 2,638 \text{ m}$$

- **Total Area Unperforated Edge Strips**

$$A_{up} = h_w \times L_m \quad A_{up} = 0,132 \text{ m}^2$$

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

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

$$Acz = 0,030 \text{ m}^2$$

- **Total area perforated (Ap)**

$$Ap = Aa - (Aup + Acz)$$

$$Ap = 2.1925 - (0,132 + 0,030)$$

$$Ap = 2,031 \text{ m}^2$$

SEPARATION COLUMNS (DISTILLATION, ABSORPTION AND EXTRACTION)

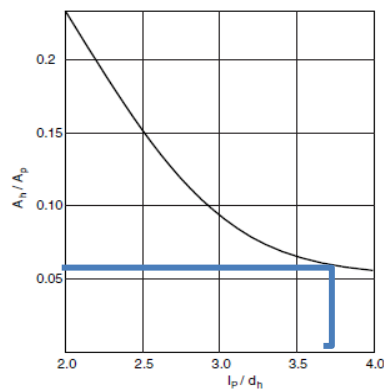


Figure 11.33. Relation between hole area and pitch

Dari Fig. 11.33, J M.Coulson ed.6, pada $Ah/Ap = 0,06$,

didapat nilai : $Ip/dh = 3,800$

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

- **Hole Pitch**

$$\text{Luas satu lubang} = 3,14 \times dh^2 / 4$$

$$= 3,14 \times 0,001^2 / 4$$

$$= 0,0000196 \text{ m}^2$$

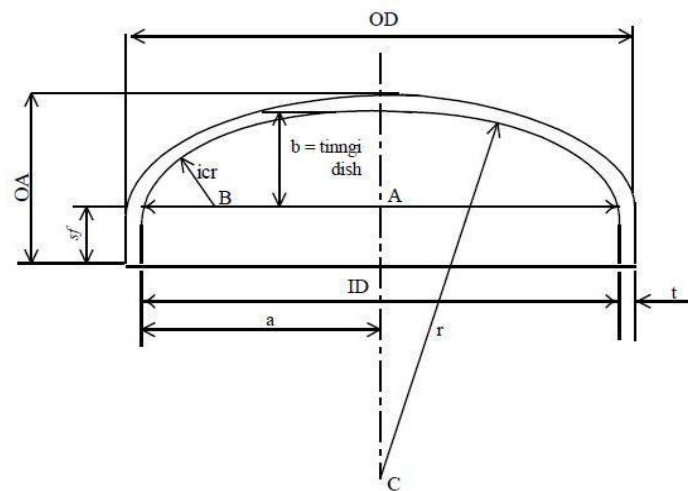
$$\text{Luas area lubang} = 0,0506 \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah lubang} = \frac{0,0506}{0,0000196} = 2575 \text{ lubang}$$

- **Spesifikasi Tray**

Diameter tray (D_c)	= 1,9170 m
Diameter lubang (d_h)	= 0,051 m
Hole pitch (l_p)	= 0,019 m
Jumlah hole	= 2575 buah
Turn down ratio	= 80%

Material tray	= <i>Stainless steel</i> (SA-240)
Material downcomer	= <i>Stainless steel</i> (SA-240)
Tray spacing	= 0,450 m
Tray thickness	= 3 m
Panjang weir	= 2,046 m
Tinggi weir	= 0,51 m
Total pressure drop	= 1,396 m <i>liquid</i>



Gambar. *Torispherical flanged and dished head*

- **Menentukan Tebal Dinding dan Head Menara**

Keterangan :

t_h	= Tebal head (in)
i_{cr}	= Inside corner radius (in)
r	= Radius of dish(in)
s_f	= Straight flange (in)

OD = Diameter luar (in)
 ID = Diameter dalam (in)
 b = *Depth of dish* (in)
 OA = Tinggi head (in)

- **Menentukan Tebal *Shell***

Data perhitungan :

Poperasi = 1,40 atm
 = 5,8800 psig

Pdesign = 1,2 x 5,8800 = 7,056 psig

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

f = 18750 psi (Peters and Timmerhaus, 1991, Tabel 4, Hal. 538)
 c = 0,1575 in (Brownell and Young, 1959)
 E = 0,1723 (Brownell and Young, 1959, Tabel 13.2)
 D = 75,472 in
 r = 26,582 in

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

t = 0,875 in

digunakan Digunakan tebal standar untuk shell 3/8 in. Keterangan :

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

- **Menentukan Tebal *Head***

OD = ID + (2 x ts)
 OD = 75,7228 in

dari Tabel 5.7 Brownell and Young :

$$icr = 1,5 \text{ in}$$

$$rc = 197 \text{ in}$$

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

Estimasi untuk torispherical ($R_c = D_i$, $R_k = 0,06R_c$)

$$w = 1,77 \text{ m}$$

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

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

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

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

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

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

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

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

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

$$OA = th + b + sf$$

$$OA = 8,6376$$

E. Tinggi Tangki

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

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

$$H = 13,6193 \text{ m}$$

$$\text{He atas} : 1,22 \text{ m}$$

$$\text{He bawah} : 1,83 \text{ m}$$

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

$$Ht = 16,669 \text{ m}$$

Perlengkapan Menara Distilasi (MD – 01)

Digunakan bahan stainless steel SA167

Tekanan design (P) = 5,880 psi (1,4 atm)

Allowable stress (S) = 7,056 psi

Effisiensi sambungan (e) = 0,8

Faktor korosi (c) = 0,1575 in

Jari – jari tangki (ri) = 39,3701 in

Menghitung Tebal Shell

Digunakan bahan stainless steel SA 167

Tebal shell :

$$e = \frac{P_i D_i}{2Jf - P_i} + C$$

t shell = 0,1723 in

Dipakai tebal shell standar 1/4 in

OD standar = 72 in

ID standar = OD standar – (2,tebal shell standar)
= 71,5 in

Menghitung Tebal Head

Bentuk head : *Elliptical dished head*

Digunakan bahan stainless steel SA 167

Tebal head :

$$e = \frac{P_i D_i}{2Jf - 0,2P_i}$$

$$t_{head} = \frac{(0,048 \text{ N/mm}^2 \times 1,917 \times 1000)}{2 \times 0,8 \times 18750 \text{ psi} - 0,048 \times 0,2}$$

$$t_{head} = 0,4509 \text{ mm}$$

Dipakai tebal head standar 1/4 in

1. Menghitung Tinggi Head (OA)

Dari Tabel 5,8 Brownell & Young, untuk ketebalan head = 1/4
dipilih $sf = 2 \text{ in}$

$$a = \frac{ID_{shell}}{2} = \frac{71,5}{2} = 35,75 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 35,75 \text{ in} - 1,5 \\ &= 34,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 72 - 1,5 \\ &= 70,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= \sqrt{70,5^2 - 34,25^2} \\ &= 61,6213 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= 72 - 61,6231 \\ &= 10,3787 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AO &= t_{standar} + sf + b \\ &= 0,25 + 2 + 10,3787 \\ &= 12,6287 \text{ in} \\ &= 0,3208 \text{ m} \end{aligned}$$

2. Tinggi Menara Distilasi

$$\begin{aligned} \text{Tinggi shell} &= (\text{jarak antar plate}) \times \text{jumlah plate} \\ &= 0,45 \times 25 = 11,25 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi shell} = 11,25 \text{ m}$$

$$\text{Ruang kosong atas} = 1,2 \text{ m (untuk kondensor)}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi menara dengan plate} &= \text{stage spacing} + \text{feed spacing} + \\ &\text{tebal plate} + 1,22 + 1,83 \\ &= 11,25 + 1 + 0,15 + 1,22 + 1,83 \\ &= 15,450 \text{ m} \end{aligned}$$

Pipa pengeluaran uap puncak menara distilasi

Kecepatan uap puncak = $3,2530 \text{ m}^3/\text{jam}$

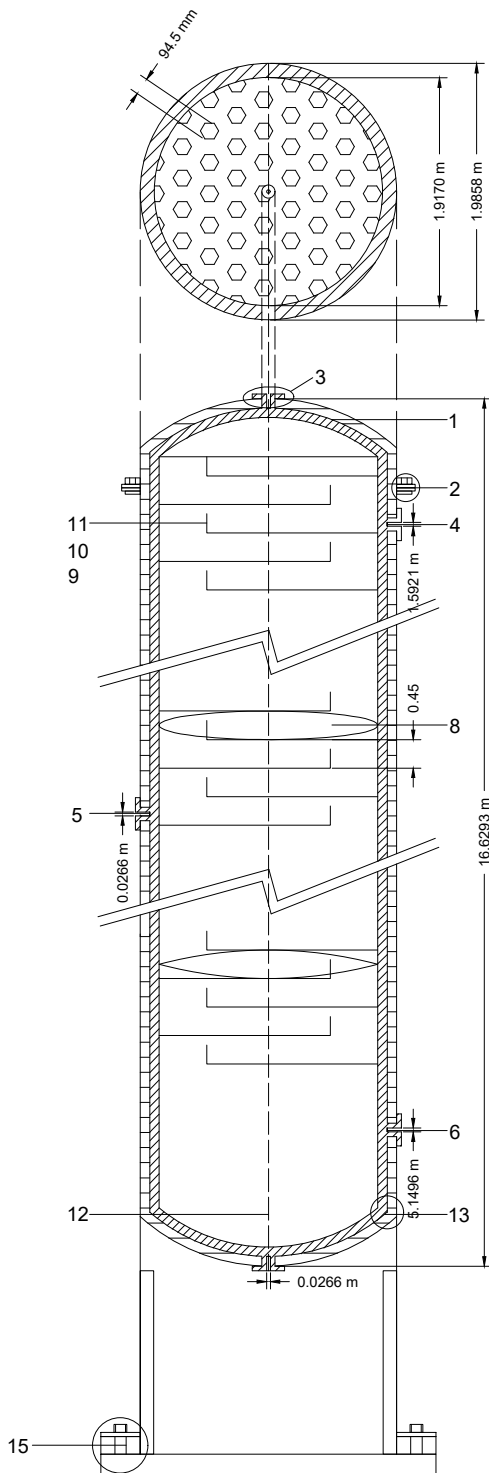
Densitas uap puncak = $701,449 \text{ kg/m}^3$

Di,opt = $4,031 \text{ in}$

Dipakai diameter pipa dengan ukuran = 4 in

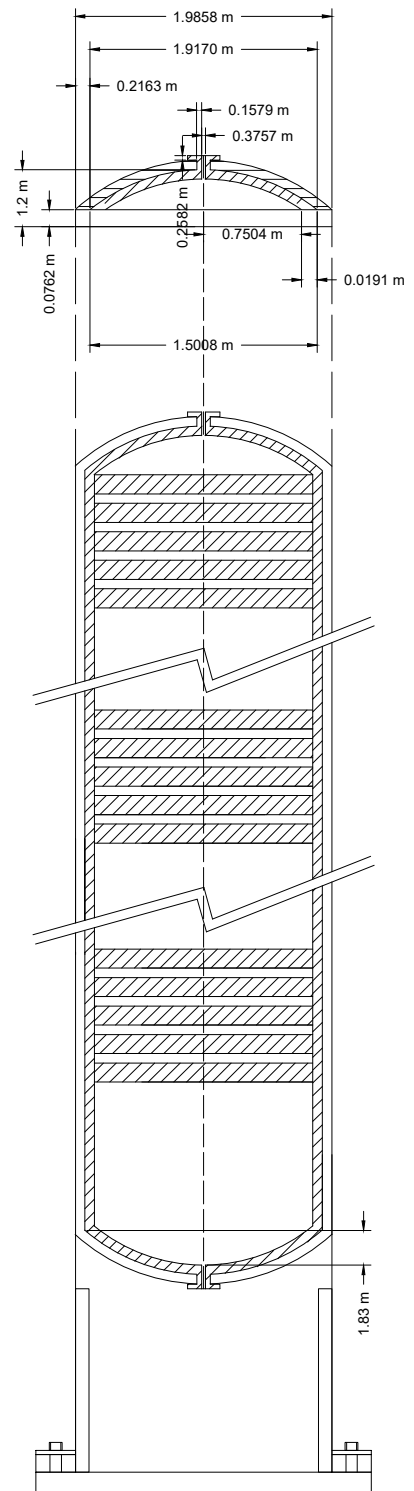


Tampak Atas



Tampak Atas

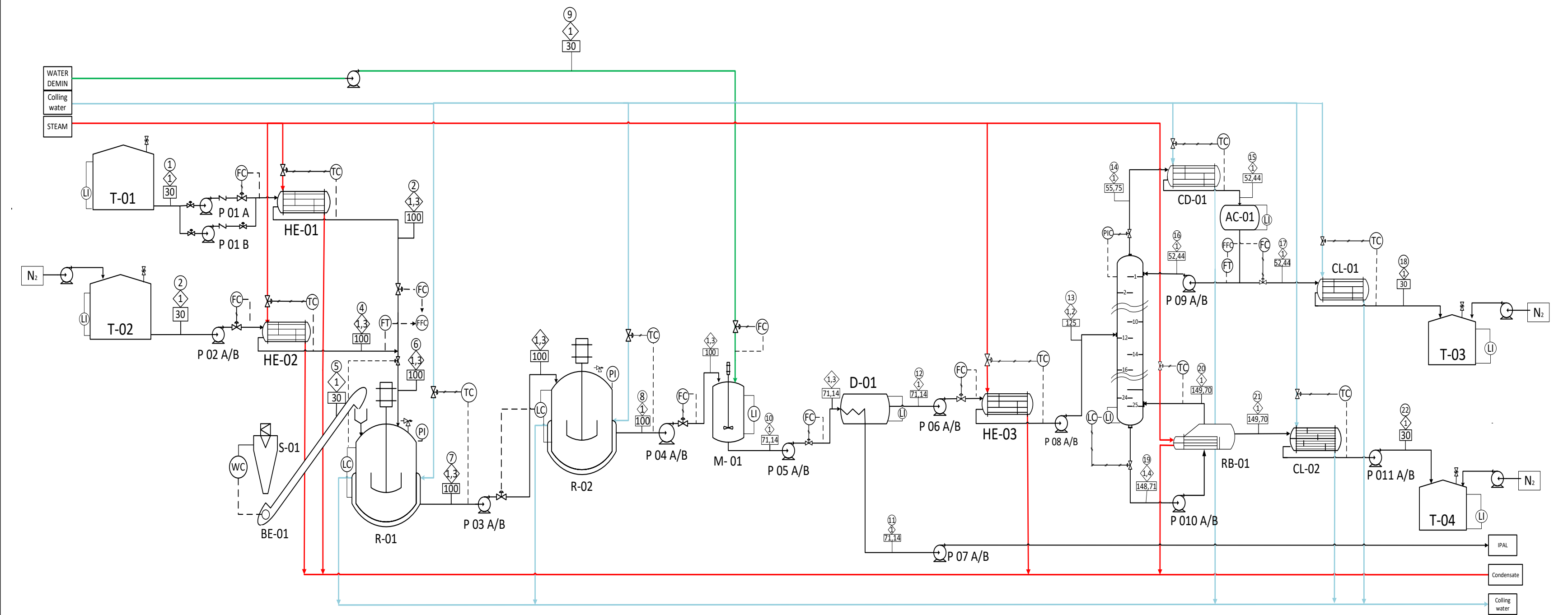
Tampak Terbelah Head & Bottom



Tampak Terbelah Menara

PROCESS FLOW DIAGRAM ENGINEERING

PRARANCANGAN PABRIK AMIL ALKOHOL DARI AMIL KLORIDA DAN NATRIUM HIDROKSIDA DENGAN KAPASITAS 30. 000 TON/TAHUN



Komponen	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
Natrium Oleat (C18H33NaO2)	-	-	-	-	515,581	-	515,581	515,581	-	515,581	515,581	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Natrium linoleate (C18H31NaO2)	-	-	-	-	5,208	-	5,208	5,208	-	5,208	5,208	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Natrium Hidroksida (NaOH)	1934,797	1934,797	-	-	-	1934,797	313,273	3,133	-	3,133	3,133	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Air (H2O)	2096,030	2096,030	-	-	-	2096,030	2161,023	2173,721	5302,498	7476,218	7476,218	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Amil Klorida (C5H11Cl)	-	-	5155,814	5155,814	-	5155,814	834,806	8,348	-	8,348	0,007	8,341	8,341	2,721	2,721	1,541	3,331	3,331	6,133	0,514	5,621	5,621
Dichloro Pentane (C5H10Cl2)	-	-	105,221	105,221	-	105,221	105,221	105,221	-	105,221	0,000	105,221	105,221	34,319	34,319	14,694	31,760	31,760	77,392	70,902	70,902	70,902
Natrium Klorida (NaCl)	-	-	-	-	-	2369,139	2822,272	-	2822,272	2822,272	0,000	0,000	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Amilen (C5H10)	-	-	-	-	-	253,018	302,453	-	302,453	0,011	302,442	302,442	302,442	302,442	260,400	562,842	562,842	-	-	-	-	-
Amil Alkohol (C5H11OH)	-	-	-	-	-	3253,381	3876,713	-	3876,713	127,096	3749,617	3749,617	-	-	-	-	-	-	4092,830	343,212	3749,617	3749,617

INSTRUMEN
FC : FLOW CONTROLLER
LI : LEVEL INDICATOR
LC : LEVEL CONTROLLER
TC : TEMPERATURE CONTROLLER
PC : PRESSURE CONTROLLER
FFC : FLOW FRACTION CONTROLLER
FC : FLOW CONTROLLER
TIC : TEMPERATURE INDICATOR CONTROLLER
FIC : FLOW INDICATOR CONTROLLER

NOTASI
— : ALIRAN PROSES
— : ALIRAN STEAM
— : ALIRAN DEMIN
— : ALIRAN PENDINGIN
○ : NOMER ARUS
◇ : TEKANAN, ATM
□ : SUHU, CELSIUS
✕ : CONTROL VALVE
⚡ : PRESSURE RELIEF



PROCESS ENGINEERING FLOW
DIAGRAM PRANCANGAN PABRIK
AMIL ALKOHOL DARI AMIL KLORIDA
DAN NATRIUM HIDROKSIDA DENGAN
KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Dikerjakan Oleh
Desty Arista (190606013)
Moh Ridho Maulana (190606023)

Dosen pembimbing :
Oki Setiawan, S.T., M. Eng

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS MUHAMMADIYAH GRESIK
2024