



LAMPIRAN A
PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

REAKTOR (R-02 A/B/C/D)

Nama alat	: Reaktor Fermentasi
Kode alat	: R-02 A/B/C/D
Jenis alat	: Reaktor <i>batch</i>
Fungsi	: Mengubah glukosa dan fruktosa menjadi etanol dengan bantuan <i>saccharomyces cerevisiae</i>
Material	: <i>Stainless steel SA-167 grade II</i> Tipe 316 (Appendix D. Brownell & Young, 1959. Item 4)
Suhu	: 32°C
Tekanan	: 1 atm
Konversi	: 90%
Jumlah Reaktor	: 4 buah
Jenis	: 6 <i>flat blades turbine impeller</i>

Alasan pemilihan Reaktor batch:

1. Kontrol proses yang lebih mudah. Proses fermentasi dengan bantuan *Saccharomyces Cerevisiae* hanya bisa berjalan optimal pada suatu kondisi tertentu. Sehingga reaktor batch akan memudahkan mengontrol parameter penting, seperti suhu, pH, dan konsentrasi substrat.
2. Penghindaran kontaminan. Karena waktu fermentasi yang lama, proses dalam reaktor batch dilakukan dalam satu periode waktu untuk mengurangi risiko kontaminasi. Semua bahan baku dimasukkan sekaligus pada awal proses, sehingga tidak ada input tambahan yang dapat meningkatkan kemungkinan kontaminasi.
3. Proses fermentasi yang lebih optimal. Proses batch memungkinkan proses fermentasi yang lebih terstruktur, dimana *Saccharomyces cerevisiae* dapat menyelesaikan fermentasi dalam siklus waktu tertentu tanpa gangguan. Hal

ini akan memberikan kesempatan kepada *Saccharomyces cerevisiae* untuk mengoptimalkan konversi substrat menjadi etanol tanpa mengalami fluktuasi.

Menghitung Neraca massa bakteri menggunakan persamaan (6) :

Dengan,

$$\mu_m = 0,23 \text{ L/h}$$

$$K_s = 0,099 \text{ g/L} \quad (\text{Papagianni et al, 2007})$$

$$\text{Volume reaktor} = 137.394,99 \text{ L}$$

$$S = 1.081,66 \text{ g/L}$$

Maka didapatkan =

$$\mu = \frac{0,23 \times 1.081,66}{0,099 + 1.081,66}$$

$$\mu = 0,23 \text{ L/h}$$

Dari persamaan (6), kesetimbangan massa fermentasi *batch* untuk laju pertumbuhan bakteri karena tidak ada aliran massa bakteri ke atau dari reaktor, maka perkembangbiakan bakteri dapat dijabarkan sebagai berikut :

$$r_x = \frac{dX}{dt} \quad (15)$$

Dimana tingkat perkembangbiakan dijelaskan oleh Hukum Malthus

$$r_x = \mu X \quad (16)$$

Dari ketiga persamaan (6), (15), dan (16) dikombinasikan menjadi :

$$\frac{dX}{dt} = \frac{\mu_m S}{K_s + S} X \quad (17)$$

Setelah itu, persamaan (17) diturunkan untuk mencari *growth rate* dari bakteri :

$$X(t) = X_0 e^{\mu t} \quad (18)$$

$$X_0 = 34,58 \text{ g/L}$$

$$t = 7 \text{ jam}$$

$$X(t) = 34,58 e^{0,23 \times 7}$$

$$X(t) = 169,6 \text{ g/L}$$

Maka massa bakteri hasil *growth rate* adalah

$$\text{Massa bakteri} = \frac{169,6 \text{ g/L} \times 137.394,99 \text{ L}}{1000}$$

$$\text{Massa bakteri} = 23.301,48 \text{ Kg}$$

Untuk mencari massa bakteri saat *dead phase*, dilakukan penurunan dari persamaan (17) dengan menambahkan nilai *kd* yaitu konstanta kematian bakteri

$$X(t) = X_0 e^{(\mu - kd)t} \quad (19)$$

$$kd = 0,00014 \text{ g/L} \quad (\text{Paciello et al, 2009})$$

$$X(t) = 34,58 e^{(0,23 - 0,00014)7}$$

$$X(t) = 169,43 \text{ g/L}$$

Maka massa bakteri *dead phase* adalah

$$\text{Massa bakteri} = \frac{169,43 \text{ g/L} \times 137.394,99 \text{ L}}{1000}$$

$$\text{Massa bakteri} = 23.276,78 \text{ Kg}$$

Untuk mencari waktu tinggal, dilakukan perhitungan konsumsi substrat oleh mikroorganisme dengan persamaan (15).

$$\ln S = \ln S_0 - k_s \times t \quad (20)$$

$$\ln \frac{S}{S_0} = -k_s \times t \quad (21)$$

$$\ln \frac{S_0}{S} = k_s \times t \quad (22)$$

$$t = \frac{1}{k_s} \ln \frac{S_0}{S} \quad (23)$$

Tabel 1.8 Bahan Masuk reaktor

Komponen	massa (Kg/jam)	xi (%)	ρ (Kg/m ³)	xi ρ
C ₆ H ₁₂ O ₆ (G)	6.031,0952	0,0126	1.544	147,4713
C ₆ H ₁₂ O ₆ (F)	6.637,3958	0,0138	1.590	167,1317
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	3.183,0780	0,0035	1.580	79,6468
H ₂ O	45.291,1606	0,9425	1.000	717,2613
Na ₂ SO ₄	76,8703	0,0002	2.680	3,2625
<i>Saccharomyces Cerevisiae</i>	1.900,2736	0,0274	1.113	33,4946
(NH ₄) ₂ .SO ₄	24,7036	0,0001	1.770	0,6925
Jumlah	63.144,5770	1		1.148,9607

Tabel 1.9 Bahan Keluar reaktor

Komponen	massa (Kg/jam)	xi (%)	ρ (Kg/m ³)	xi ρ
C ₆ H ₁₂ O ₆ (G)	603,1095	0,0104	1.544	16,1819
C ₆ H ₁₂ O ₆ (F)	663,7396	0,0115	1.590	18,3393
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	3.183,0780	0,0553	1.580	87,3959
H ₂ O	45.291,1606	0,7870	1.000	787,0463
Na ₂ SO ₄	76,8703	0,0013	2.680	3,5799
<i>Saccharomyces Cerevisiae</i>	1.900,2736	0,0330	1.113	36,7534
C ₂ H ₅ OH	5.827,5058	0,1012	789	79,8999
Jumlah	57.545,7374	1		1.029,1968

$$\begin{aligned}
 \text{Volume sebelum reaksi} &= \frac{63.144,5770 \text{ kg}}{1.148,9607 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 54,9579 \text{ m}^3 \\
 &= 54.957,9964 \text{ L}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume sesudah reaksi} &= \frac{57.545,7374 \text{ kg}}{1.029,1968 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 55,9132 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$= 55.913,2484 \text{ L}$$

$$\text{Konsentrasi glukosa sesudah reaksi} = \frac{603,1095 \text{ Kg} \times 1.000}{55.913,2484 \text{ L}}$$

$$= 10,7865 \text{ g/L}$$

$$\text{Konsentrasi glukosa sebelum reaksi} = \frac{6.031,0952 \text{ Kg} \times 1.000}{54.957,9964 \text{ L}}$$

$$= 109,7401 \text{ g/L}$$

$$\text{Laju reaksi glukosa} = \frac{1}{0,333 \text{ L/jam}} \ln \frac{109,7401 \text{ g/L}}{10,7865 \text{ g/L}}$$

$$= 6,9664 \text{ jam}$$

$$\text{Konsentrasi fruktosa sesudah reaksi} = \frac{663,7396 \text{ Kg} \times 1.000}{55.913,2484 \text{ L}}$$

$$= 11,8709 \text{ g/L}$$

$$\text{Konsentrasi fruktosa sebelum reaksi} = \frac{6.637,3958 \text{ Kg} \times 1.000}{54.957,9964 \text{ L}}$$

$$= 118,7088 \text{ g/L}$$

$$\text{Laju reaksi fruktosa} = \frac{1}{0,333 \text{ L/jam}} \ln \frac{118,7088 \text{ g/L}}{11,8709 \text{ g/L}}$$

$$= 6,9147 \text{ jam}$$

Sehingga dipilih waktu reaksi terlama dan dibulatkan menjadi 7 jam.

Susunan bahan yang masuk reaktor :

Komponen	massa (Kg/jam)	n (mol)	xi (%)	ρ (Kg/m ³)	xi ρ
C ₆ H ₁₂ O ₆ (G)	6.031,0952	33,5061	0,0126	1.544	147,4713
C ₆ H ₁₂ O ₆ (F)	6.637,3958	36,8744	0,0138	1.590	167,1317
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	3.183,0780	9,3072	0,0035	1.580	79,6468
H ₂ O	45.291,1606	2.516,1756	0,9425	1.000	717,2613
Na ₂ SO ₄	76,8703	0,5413	0,0002	2.680	3,2625
<i>Yeast</i>	1.900,2736	73,0874	0,0274	1.113	33,4946
(NH ₄) ₂ .SO ₄	24,7036	0,1871	0,0001	1.770	0,6925
Jumlah	63.144,5770	2.669,6793	1		1.148,9607

Reaksi yang terjadi di dalam Reaktor :



Data dari perhitungan :

ρ campuran = 1.148,9607 Kg/m³

Laju alir massa = 63.144,5770 Kg/jam = 436.623,9087 Kg/7 jam

Konversi (X_a) = 90%

Waktu tinggal (t) = 7 jam (Khalseh, 2015)

Pada jurnal (Khalseh, 2015) dijelaskan bahwa fermentasi dengan bakteri *Saccharomyces Cerevisiae* dan dengan jumlah substrat sesuai dengan neraca massa rancangan pabrik, didapatkan waktu tinggal selama 7 jam. Waktu untuk pemasukan reaktan ke dalam reaktor dan waktu pemanasan reaktan sampai suhu reaksi masing-masing adalah 1 jam. Sedangkan waktu untuk pengeluaran campuran hasil reaksi dari dalam reaktor dan pembersihan reaktor adalah 1 jam. Sehingga total waktu 1 siklus proses pada reaktor adalah 10 jam. Sehingga untuk efisiensi waktu, maka digunakan 4 reaktor sehingga masing-masing reaktor memiliki flowrate/2,5 jam.

A. Menentukan Kapasitas Tangki

- **Menghitung volume total tangki**

$$\begin{aligned}\text{Bahan baku} &= 63.144,577 \text{ Kg/jam} \\ &= 157.861,4424 \text{ Kg/2,5 jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume bahan baku} &= \frac{\text{Massa campuran}}{\text{Densitas campuran}} \\ &= \frac{157.861,4424 \text{ Kg/2,5 jam}}{1.148,9607 \text{ Kg/m}^3} \\ &= 137,3950 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Over design} &= 20\% \times \text{Volume bahan baku} \\ &= 20\% \times 137,3950 \text{ m}^3 \\ &= 27,4790 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume total tangki} &= \text{Volume bahan baku} + \text{over design} \\ &= 137,3950 \text{ m}^3 + 27,4790 \text{ m}^3 \\ &= 164,8740 \text{ m}^3\end{aligned}$$

- **Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki**

$$\begin{aligned}\text{Volume total tangki (Vt)} &= \frac{\pi \times D^2 \times H}{4} \quad (\text{Pers. 3.1 Brownell \& Young, 1959})\end{aligned}$$

Dengan $H = 1,5 D$, maka

$$Vt = \frac{\pi \times D^2 \times 1,5 D}{4}$$

$$Vt = 1,1775 D^3$$

$$D^3 = \frac{164,8740 \text{ m}^3}{1,1775}$$

$$D^3 = 140,0204 \text{ m}^3$$

$$D = 5,1927 \text{ m}$$

$$D = 204,4388 \text{ in}$$

Didapatkan nilai diameter sebesar 204,4388 in, maka :

$$\begin{aligned}\text{Tinggi tangki} &= 1,5 \times D \\ &= 306,6582 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} =$$

$$\frac{\text{Volume bahan baku}}{\text{Volume total tangki}} \times \text{Tinggi tangki}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{137,3950 \text{ m}^3}{164,8740 \text{ m}^3} \times 306,6582 \text{ in} \\
 &= 255,5485 \text{ in} \\
 &= 6,4909 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- **Menentukan Tekanan Pada Tangki**

Data perhitungan :

- Tekanan operasi (P_o) = 1 atm
- Percepatan gravitasi (g) = 9,8 m/s²
- Tinggi cairan (h_l) = 6,4909 m
- Densitas campuran (ρ) = 1.148,9607 Kg/m³

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan hidrostatik} &= \rho \times g \times h_l \\
 &= 1.148,9607 \text{ Kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 6,4909 \text{ m} \\
 &= 73.086,6970 \text{ kg/m s}^2 \\
 &= 73.086,6970 \text{ Pa} \\
 &= 0,7213 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} + \text{Tekanan hidrostatik} \\
 &= 1 \text{ atm} + 0,7213 \text{ atm} \\
 &= 1,7213 \text{ atm} \\
 &= 25,3033 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan desain} &= \text{Tekanan total} \times \text{over desain} \\
 &= 25,3033 \times 1,2 \\
 &= 30,3639 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

- **Menentukan Tebal Dinding Tangki**

Data perhitungan :

- $D = 204,4388 \text{ in}$
- $P = 30,3639 \text{ psi}$

- $f = 18.750$ (Bahan SA-167 Grade 11 Tipe 316 *Stainless steel*, Appendix D, Brownell & Young, 1959)
- $E = 80\%$ (Double welded, tabel 13.2 Brownell & Young, 1959)
- $c = 0,125$ in (Peters, 3rd ed, hal 792). Umur alat diperkirakan 10 tahun

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tangki (ts)} &= \frac{P \times D}{2 \times f \times E - (0,6 \times P)} + C \\
 &= \frac{30,3639 \text{ psi} \times 204,4388 \text{ in}}{2 \times 18.750 \times 0,8 - (0,6 \times 30,3639 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,3320 \text{ in} \\
 &= 0,375 \text{ in (standarisasi berdasarkan tabel 5.4 Brownell \& Young, 1959)}
 \end{aligned}$$

- **Menentukan Diameter Sesungguhnya**

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter luar tangki (OD)} &= D + (2 \times ts) \\
 &= 204,4388 \text{ in} + (2 \times 0,3320 \text{ in}) \\
 &= 205,1029 \text{ in} \\
 &= 216 \text{ in (standarisasi berdasarkan tabel 5.7 Brownell \& Young, 1959)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter dalam tangki (ID)} &= OD - (2 \times ts) \\
 &= 216 \text{ in} - (2 \times 0,375 \text{ in}) \\
 &= 215,25 \text{ in}
 \end{aligned}$$

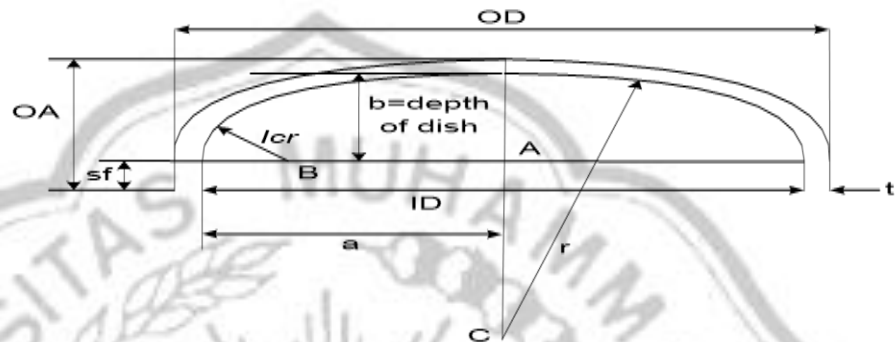
- **Menentukan Tebal *Head* Tangki (*Torispherical*)**

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal head tangki (th)} &= \frac{0,885 \times P \times r \times c}{f \times E - 0,1 \times P} + C \\
 &= \frac{0,885 \times 30,3639 \text{ psi} \times 216}{18.750 \times 0,8 - 0,1 \times 30,3639 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,5120 \text{ in} \\
 &= 0,6250 \text{ in (standarisasi berdasarkan tabel 5.4 Brownell \& Young, 1959)}
 \end{aligned}$$

- **Menentukan Tinggi *Head* Tangki (*Torispherical*)**

Berdasarkan Fig 5.8 Brownell & Young, 1959 bahwa :

- $a = \frac{ID}{2}$
- $AB = a - icr$
- $BC = r - icr$
- $AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$
- $b = r - AC$



Dimana :

Diameter dalam (ID) = 215,125 in

Tebal tangki (ts) = 0,375 in

Tebal head tangki (th) = 0,6250 in

Radius of dish (r) = 108 in

Inside-corner radius (icr) = 6% x OD hal.88 Brownell & Young, 1959)
= 12,96 in

Jadi :

$$a = \frac{ID}{2} = 107,6250 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 94,6650 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 95,04 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 8,4344 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 99,5656 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell & Young, 1959 dengan $th \ 5/8 \text{ in}$ didapat $sf = 1,5 - 3,5 \text{ in}$, maka dipilih sf sebesar $= 1,5 \text{ in}$

Jadi, tinggi total *head* :

$$\begin{aligned} AO &= sf + b + th \\ &= 1,5 \text{ in} + 99,5656 \text{ in} + 0,6250 \text{ in} \\ &= 101,691 \text{ in} \\ &= 2,5829 \text{ m} \end{aligned}$$

Didapatkan tinggi tangki total :

$$\begin{aligned} T \text{ total} &= H + (2 \times AO) \\ &= 306,6582 \text{ in} + (2 \times 101,691 \text{ in}) \\ &= 510,0394 \text{ in} \\ &= 12,955 \text{ m} \end{aligned}$$

- **Menghitung Volume *Head***

- Bagian lengkung *torispherical head* (V_h')

$$\begin{aligned} V_h' &= 0,000049 \times ID^3 \text{ (Pers. 5.11 Brownell \& Young, 1959)} \\ &= 0,000049 \times 215,25^3 \text{ in} \\ &= 488,6811 \text{ ft}^3 \\ &= 13,8388 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

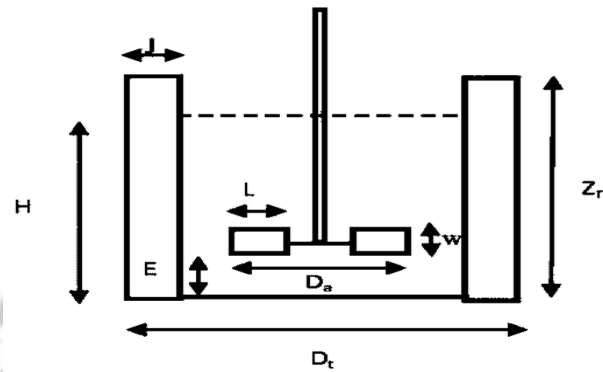
- Bagian *straight flange* (V_{sf})

$$\begin{aligned} V_{sf} &= \frac{1}{4} \times \pi \times ID^2 \times sf \\ &= \frac{1}{4} \times 3,14 \times 215,25^2 \text{ in} \times 1,5 \text{ in} \\ &= 54.556,5923 \text{ in}^3 \\ &= 0,8941 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

- Volume total *head* (V_h)

$$\begin{aligned}
 V_h &= V_h' + V_{sf} \\
 &= 13,8388 \text{ m}^3 + 0,8941 \text{ m}^3 \\
 &= 14,7328 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

B. Penentuan Desain Pengaduk



Nilai viskositas campuran = 1,0458 cP

Dengan viskositas bahan sebesar 1,0458 cP maka dipilih pengaduk jenis 6 *flat blade turbine impeller* sesuai dengan referensi buku Walas hal. 279 dan Brown hal. 507.

- **Menghitung Dimensi Pengaduk**

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter pengaduk (D}_a\text{)} &= \frac{1}{3} \times D_t \\
 &= \frac{1}{3} \times 5,4864 \text{ m} \\
 &= 1,8288 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jarak pengaduk dari dasar (E)} &= \frac{1}{3} \times D_t \\
 &= \frac{1}{3} \times 5,4864 \text{ m} \\
 &= 1,8288 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar pengaduk (w)} &= \frac{1}{5} \times D_a \\
 &= \frac{1}{5} \times 1,8287 \text{ m} \\
 &= 0,3658 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar } baffle \text{ (J)} &= \frac{1}{12} \times D_t \\
 &= \frac{1}{12} \times 5,4864 \text{ m} \\
 &= 0,4572 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang pengaduk (L)} &= \frac{1}{4} \times D_a
 \end{aligned}$$

$$= \frac{1}{4} \times 1,8287 \text{ m}$$

$$= 0,4572 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tiang pengaduk (T)} = Dt - E$$

$$= 5,4864 \text{ m} - 1,8287 \text{ m}$$

$$= 3,6576 \text{ m}$$

- **Menghitung Kecepatan Pengadukan**

$$\text{Water equipment liquid height (WELH)} = H \times \frac{\rho_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{air}}}$$

=

$$6,4909 \text{ m} \times \frac{1.148,9607 \text{ kg/m}^3}{1.000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 7,4578 \text{ m}$$

$$= 24,4679 \text{ ft}$$

$$\text{Kecepatan putaran pengaduk} = \sqrt{\frac{WELH}{2 \times Da} \times \frac{600}{\pi \times Da}}$$

$$= \sqrt{\frac{24,4679}{2 \times 5,9999} \times \frac{600}{3,14 \times 5,9999}}$$

$$= 43,7132 \text{ rpm}$$

$$= 45 \text{ rpm atau } 0,75 \text{ rps (standarisasi berdasarkan hal. 279 Walas, 1991)}$$

- **Menghitung Power Konsumsi**

$$N_{re} = \frac{N \times Da^2 \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0,75 \text{ rps} \times 5,9999^2 \text{ ft} \times 71,7293 \text{ lb/ft}^3}{0,0007 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 2.755.683,51$$

Dengan plot N_{re} dengan jenis impeller pada Fig.10.6, Walas didapatkan hasil :

$$W/D = 1/5$$

$$NP = 5$$

Sehingga dapat dihitung power konsumsi yang digunakan :

$$\text{Power konsumsi (P)} = \frac{gc}{NP \times \rho \times N^3 \times Da^5}$$

$$= \frac{32,17 \text{ ft/s}^2}{5 \times 0,75^3 \text{ rps} \times 5,9999^5 \text{ ft} \times 71,7293 \text{ lb/ft}^3}$$

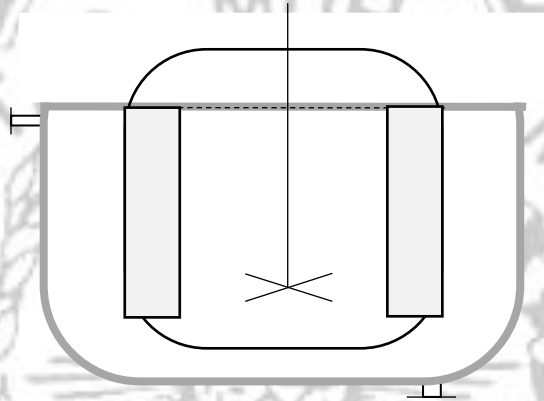
$$= 36.572,5094 \text{ ft.lbf/s}$$

Efisiensi yang digunakan sebesar 80%, maka daya motor yang digunakan adalah :

$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor} &= \frac{P}{\text{Efisiensi}} \\
 &= \frac{36.572,5094 \text{ ft.lbf/s}}{80\%} \\
 &= 40.586,7653 \text{ ft.lbf/s} \\
 &= 74,8361 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Dengan standarisasi berdasarkan NEMA standart motor, digunakan motor 75 Hp.

C. Penentuan Desain Jacket Pemanas



Data dari perhitungan :

- ❖ Debit = 1.040.848,46 Btu/jam
- ❖ Suhu masuk reaktor (t1) = 90,11 °F
- ❖ Suhu keluar reaktor (t2) = 90,34 °F
- ❖ Suhu pemanas masuk (T1) = 293,46 °F
- ❖ Suhu pemanas keluar (T2) = 293,14 °F
- ❖ Ud yang dipilih = 200 Btu/jam.ft².F

Rumus yang digunakan :

$$A = \frac{Q}{Ud \times \Delta LMTD}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Dimana } \Delta LMTD &= \frac{(T1-t2)-(T2-t1)}{\ln \frac{(T1-t2)}{(T2-t1)}} \\
 &= \frac{(293,46 \text{ °F} - 90,34 \text{ °F}) - (293,14 \text{ °F} - 90,11 \text{ °F})}{\ln \frac{(293,46 \text{ °F} - 90,34 \text{ °F})}{(293,14 \text{ °F} - 90,11 \text{ °F})}}
 \end{aligned}$$

$$= 203,075^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned}\text{Luas transfer panas (A)} &= \frac{Q}{Ud \times \Delta LMTD} \\ &= \frac{1.040.848,459 \text{ Btu/jam}}{200 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F} \times 203,075^{\circ}\text{F}} \\ &= 25,6272 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

- **Menghitung Diameter Luar Jacket**

Asumsi jarak antara ID jacket dan OD reaktor= 15 cm

$$= 5,9055 \text{ in}$$

Maka, diameter luar jacket dapat dihitung dengan :

$$\begin{aligned}\text{OD jacket} &= \text{OD reaktor} + (2 \times \text{DD}) \\ &= 216 \text{ in} + (2 \times 5,9055 \text{ in}) \\ &= 227,8110 \text{ in} \\ &= 5,7864 \text{ m} \\ &= 18,9840 \text{ ft}\end{aligned}$$

- **Menghitung Tekanan Hidrostatik**

Data dari perhitungan :

$$g = 32,1518 \text{ ft/s}^2$$

$$g_c = 32,17 \text{ ft/s}^2$$

$$\text{OD jacket} = 18,9840 \text{ ft}$$

Maka tekanan hidrostatik :

$$\begin{aligned}\text{P hidrostatik} &= \rho \times \frac{g}{g_c} \times \text{OD Jacket} \\ &= 0,001 \times \frac{32,1518 \text{ ft/s}^2}{32,17 \text{ ft/s}^2} \times 18,9840 \text{ ft} \\ &= 0,019 \text{ psia}\end{aligned}$$

Tekanan desain yang dipakai dengan *over design* sebesar 10% :

$$\begin{aligned}\text{P desain} &= \text{P operasi} + \text{P hidrostatik} + (10\% \times (\text{P operasi} + \text{P hidrostatik})) \\ &= 14,7 \text{ psia} + 0,02 \text{ psia} + (10\% \times (14,7 \text{ psia} + 0,02 \text{ psia})) \\ &= 16,1865 \text{ psia}\end{aligned}$$

- **Menentukan Tebal Jacket**

Data dari Brownell & Young, 1959 :

- ❖ Maximum allowable stress (f) = 18.750 psi
- ❖ Faktor koreksi (C) = 0,125 in
- ❖ Jari – jari dalam tangki (ri) = 108 in
- ❖ Tekanan jaket (P) = 16,19 psi
- ❖ Efisiensi maksimum (E) = 80%

Maka tebal jaket dapat ditentukan dengan :

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal jaket (t)} &= \frac{P \times r_i}{2 \times f \times E - (0,6 \times P)} + C \\
 &= \frac{16,19 \text{ psi} \times 108 \text{ in}}{2 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,8 - (0,6 \times 16,19 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,2516 \text{ in} \\
 &= 0,3125 \text{ in (standarisasi berdasarkan} \\
 &\quad \text{tabel 5.4 Brownell \& Young, 1959)}
 \end{aligned}$$

• **Menentukan Tebal Bottom**

Data dari Brownell & Young, 1959 :

- ❖ Maximum allowable stress (f) = 18.750 psi
- ❖ Faktor koreksi (C) = 0,125 in
- ❖ Jari – jari dalam tangki (ri) = 108 in
- ❖ Tekanan jaket (P) = 16,19 psi
- ❖ Efisiensi maksimum (E) = 80%

Maka tebal bottom dapat ditentukan dengan :

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal bottom (tb)} &= \frac{0,885 \times P \times r_i}{f \times E - (0,1 \times P)} + C \\
 &= \frac{0,885 \times 16,19 \text{ psi} \times 108 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \times 0,8 - (0,1 \times 16,19 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,2767 \text{ in} \\
 &= 0,3125 \text{ in (standarisasi berdasarkan tabel} \\
 &\quad \text{5.4 Brownell \& Young, 1959)}
 \end{aligned}$$

- **Menentukan Jarak Antara ID Jacket dan OD Jacket (DD) Sesungguhnya**

Nilai OD jaket distandarisasi berdasarkan hal.90 Brownell & Young, 1959, didapatkan :

$$\text{OD jaket} = 228 \text{ in}$$

$$\text{icr} = 6\frac{5}{6} \text{ in}$$

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

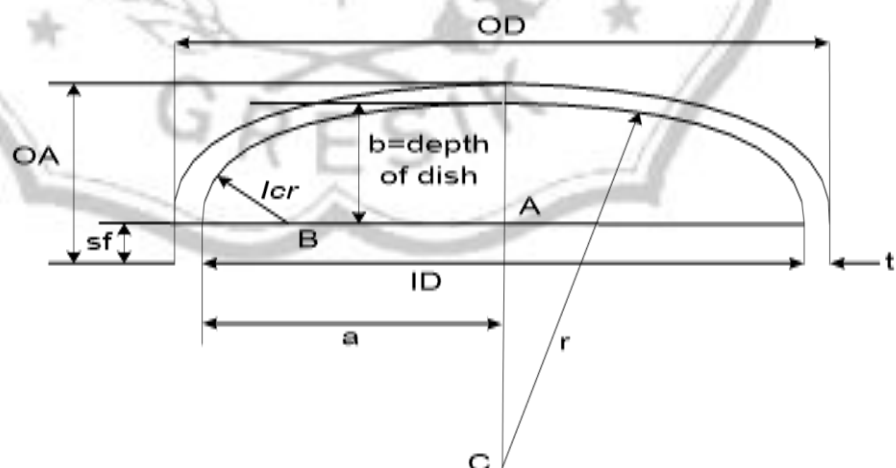
Jarak antara ID jaket dan OD jaket (DD) sebenarnya :

$$\begin{aligned} \text{DD} &= \frac{(\text{OD Jacket} - \text{OD reaktor})}{2} \\ &= \frac{(228 \text{ in} - 216 \text{ in})}{2} \\ &= 6 \text{ in} \\ &= 15,24 \text{ cm} \end{aligned}$$

- **Menentukan Tinggi Bottom dan Tinggi Jacket**

Berdasarkan Fig 5.8 Brownell & Young, 1959 bahwa :

- $a = \frac{ID}{2}$
- $AB = a - \text{icr}$
- $BC = r - \text{icr}$
- $AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$
- $b = r - AC$



Jadi :

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{ID}{2} = 108 \text{ in} \\
 AB &= a - icr = 101,2 \text{ in} \\
 BC &= r - icr = 107 \text{ in} \\
 AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} = 35,3542 \text{ in} \\
 b &= r - AC = 78,6458 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell & Young, 1959 dengan $t_h = \frac{5}{16}$ in didapat $sf = 1,5 - 3$ in, maka dipilih sd sebesar $= 1,5$ in

Tinggi bottom dapat dihitung dengan :

$$\begin{aligned}
 T \text{ bottom} &= tb + sf + b \\
 &= 0,3125 \text{ in} + 1,5 \text{ in} + 78,6458 \text{ in} \\
 &= 80,4583 \text{ in} \\
 &= 2,0436 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jadi, tinggi total jaket adalah :

$$\begin{aligned}
 T \text{ total jaket} &= \text{Tinggi bottom} + \text{Tinggi cairan pada shell} \\
 &= 2,0436 \text{ m} + 6,4909 \text{ m} \\
 &= 8,5346 \text{ m}
 \end{aligned}$$

D. Penentuan Desain Hopper Reaktor

Komponen	massa (Kg/jam)	n (mol)	xi (%)	ρ (Kg/m ³)	xi ρ
<i>Saccharomyces Cerevisiae</i>	1.900,28	73,09	0,9974	1.113	1.110,16
(NH ₄) ₂ .SO ₄	24,70	0,18	0,0026	1.770	4,52
Jumlah	1.924,98	73,27	1		1.114,68

Data ukuran hopper 50 kg (Nova, 2022) :

$$\begin{aligned}
 \text{➤ } a &= 180 \text{ mm} = 0,18 \text{ m} \\
 \text{➤ } b &= 180 \text{ mm} = 0,18 \text{ m} \\
 \text{➤ } c &= 90 \text{ mm} = 0,09 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{➤ } d &= 90 \text{ mm} = 0,09 \text{ m} \\ \text{➤ } h &= 180 \text{ mm} = 0,18 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari data diatas didapatkan ukuran dimensi untuk Hopper Berkapasitas 1925 kg :

$$\begin{aligned} \text{➤ } a &= 1,5012 \text{ m} \\ \text{➤ } b &= 1,5012 \text{ m} \\ \text{➤ } c &= 0,7506 \text{ m} \\ \text{➤ } d &= 0,7506 \text{ m} \\ \text{➤ } h &= 1,5012 \text{ m} \end{aligned}$$

- Menentukan volume hopper

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang atas (A1)} &= a \times b \\ &= 1,5012 \times 1,5012 \\ &= 2,25 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang bawah (A2)} &= c \times d \\ &= 0,7506 \times 0,7506 \\ &= 0,56 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V \text{ hopper} &= \frac{1}{3} \times h \times (A1 + A2 + \sqrt{(A1 \times A2)}) \\ &= \frac{1}{3} \times 1,5012 \times (2,25 + 0,56 + \sqrt{(2,25 \times 0,56)}) \\ &= 1,73 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Jadi, kapasitas hopper desain sebesar :

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas hopper} &= V \text{ hopper} \times \text{Densitas campuran} \\ &= 1,73 \text{ m}^3 \times 1.114,68 \text{ kg/m}^3 \\ &= 1.925 \text{ kg} \end{aligned}$$

E. Penentuan Pipa Masuk Dan Keluar

- Desain Pipa Feed Masuk Reaktor

Komponen	massa (Kg/jam)	ρ (Kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)	μ , cP
C ₆ H ₁₂ O ₆ (G)	6.031,0952	1.544	3,9061	1,07
C ₆ H ₁₂ O ₆ (F)	6.637,3958	1.590	4,1745	1,02
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	3.183,0780	1.580	2,0146	1,26
H ₂ O	45.291,1606	1.000	45,2912	1,0292
Na ₂ SO ₄	76,8703	2.680	0,0287	1,013
Jumlah	61.219,5998		55,4151	5,3922

$$\begin{aligned}
 \text{Di opt} &= 260 \times G^{0,52} \times \rho^{-0,37} \\
 &= 260 \times \left(\frac{61.219,5998}{3.600} \right)^{0,52} \times \left(\frac{61.219,5998}{55,4151} \right)^{-0,37} \\
 &= 84,8930 \text{ mm} \\
 &= 3,3422 \text{ in} \\
 &= 0,0849 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Ukuran pipa di standarisasi dengan Tabel 11 Kern, 1983), didapatkan :

- NPS = 4 in
- Sch. No. = 40
- ID = 4,026 in = 0,1023 m
- OD = 4,5 in = 0,1143 m

Data diatas digunakan untuk menghitung kecepatan aliran pada pipa

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran} &= \frac{Fv}{A} \\
 &= \frac{\left(\frac{55,4151}{3.600} \right)}{\left(\frac{3,14}{4} \right) \times 0,1023^2} \\
 &= 1,8752 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

• **Desain Pipa Feed Keluar Reaktor**

Komponen	massa (Kg/jam)	ρ (Kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)	μ , cP
C ₆ H ₁₂ O ₆ (G)	603,1095	1.544	0,3906	1,07
C ₆ H ₁₂ O ₆ (F)	663,7396	1.590	0,4174	1,02
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	3.183,0780	1.580	2,0146	1,26
H ₂ O	45.291,1606	1.000	45,2912	1,0292
Na ₂ SO ₄	76,8703	2.680	0,0287	1,013
C ₂ H ₅ OH	5.827,5058	789	7,3859	1,442
Jumlah	55.645,4638		55,5285	6,8342

$$\begin{aligned}
 \text{Di opt} &= 260 \times G^{0,52} \times \rho^{-0,37} \\
 &= 260 \times \left(\frac{55.645,4638}{3.600}\right)^{0,52} \times \left(\frac{55,5285}{55,5285}\right)^{-0,37} \\
 &= 83,7493 \text{ mm} \\
 &= 3,2972 \text{ in} \\
 &= 0,0837 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Ukuran pipa di standarisasi dengan Tabel 11 Kern, 1983), didapatkan :

- NPS = 4 in
- Sch. No. = 40
- ID = 4,026 in = 0,1023 m
- OD = 4,5 in = 0,1143 m

Data diatas digunakan untuk menghitung kecepatan aliran pada pipa

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran} &= \frac{Fv}{A} \\
 &= \frac{\left(\frac{55,5285}{3.600}\right)}{\left(\frac{3,14}{4}\right) \times 0,1023^2} \\
 &= 1,8790 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

• **Desain Pipa CO² Keluar Reaktor**

Komponen	massa (Kg/jam)	ρ (Kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)	μ , cP
CO ²	5.574,1360	1,98	2.815,2202	0,0153
Jumlah	5.574,1360		2.815,2202	0,0153

$$\begin{aligned}
 \text{Di opt} &= 260 \times G^{0,52} \times \rho^{-0,37} \\
 &= 260 \times \left(\frac{5.574,1360}{3.600}\right)^{0,52} \times \left(\frac{5.574,1360}{2.815,2202}\right)^{-0,37} \\
 &= 253,4792 \text{ mm} \\
 &= 9,9795 \text{ in} \\
 &= 0,2535 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Ukuran pipa di standarisasi dengan Tabel 11 Kern, 1983), didapatkan :

- NPS = 8 in
- Sch. No. = 40
- ID = 7,981 in = 0,2027 m
- OD = 8,625 in = 0,2191 m

Data diatas digunakan untuk menghitung kecepatan aliran pada pipa

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran} &= \frac{Fv}{A} \\
 &= \frac{\left(\frac{2.815,2202}{3.600}\right)}{\left(\frac{3,14}{4}\right) \times 0,2027^2} \\
 &= 24,2414 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

• **Desain Pipa *Steam* Masuk dan Keluar Reaktor**

Komponen	massa (Kg/jam)	ρ (Kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)	μ , cP
H ₂ O	597,0827	12,568	47,5082	0,0171
Jumlah	597,0827		47,5082	0,0171

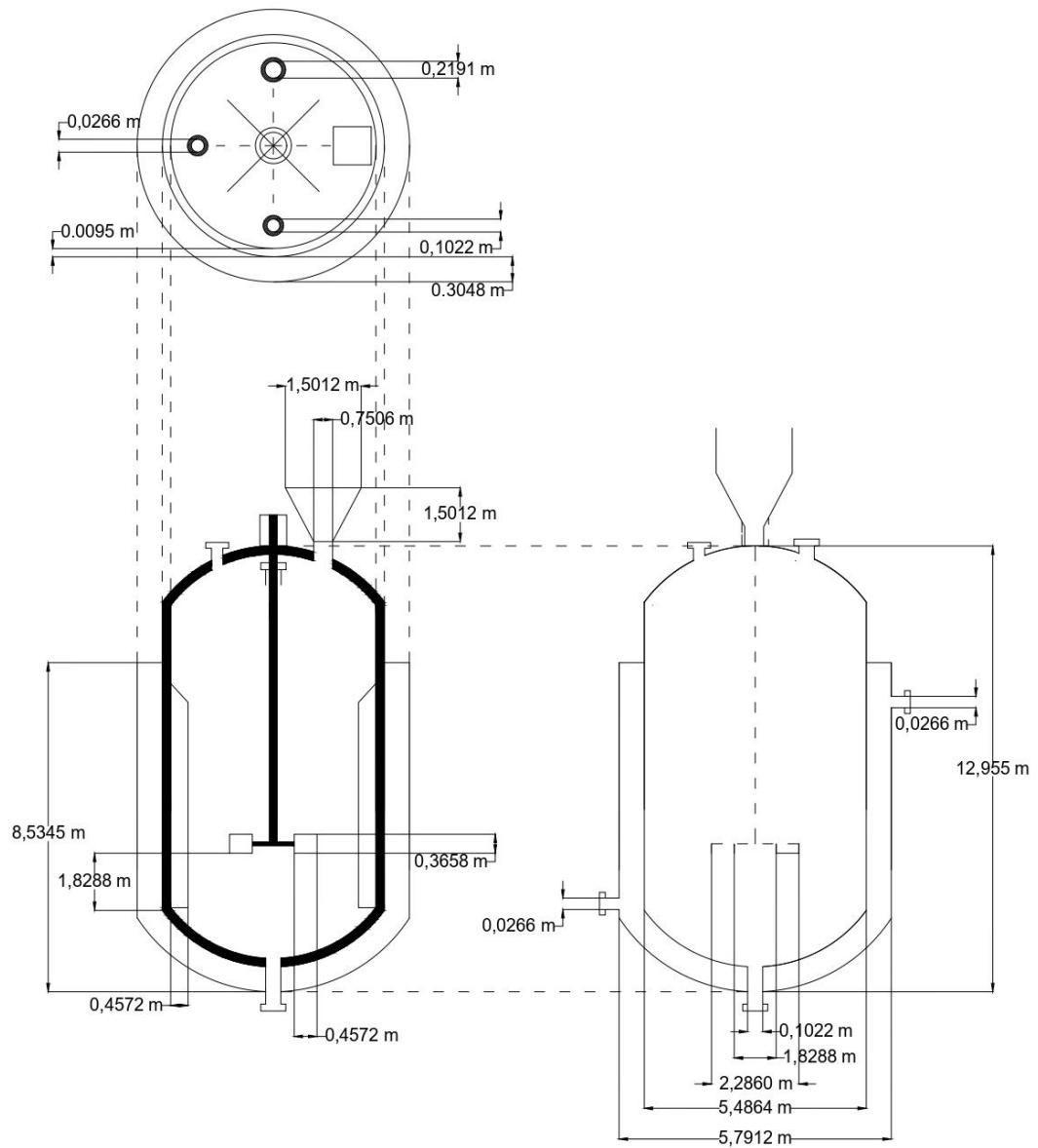
$$\begin{aligned}
 \text{Di opt} &= 260 \times G^{0,52} \times \rho^{-0,37} \\
 &= 260 \times \left(\frac{597,0827}{3.600}\right)^{0,52} \times \left(\frac{597,0827}{12,568}\right)^{-0,37} \\
 &= 40,0411 \text{ mm} \\
 &= 1,5764 \text{ in} \\
 &= 0,04 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Ukuran pipa di standarisasi dengan Tabel 11 Kern, 1983), didapatkan :

- NPS = 1 in
- Sch. No. = 40
- ID = 1,049 in = 0,0266 m
- OD = 1,32 in = 0,0335 m

Data diatas digunakan untuk menghitung kecepatan aliran pada pipa

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran} &= \frac{Fv}{A} \\
 &= \frac{\left(\frac{47,5082}{3.600}\right)}{\left(\frac{3,14}{4}\right) \times 0,0266^2} \\
 &= 23,6798 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$



F. Tabel Jadwal Proses *Batch* Reaktor

Menit Reaktor	30	60	90	120	150	180	210	240	270	300	330	360	390	420	450	480	510	540	570	600
1																				
2																				
3																				
4																				

630	660	690	720	750	780	810	840	870	900	930	960	990	1020	1050	1080	1110	1140	1170	1200

1230	1260	1290	1320	1350	1380	1410	1440

Keterangan :

	waktu pemasukan reaktan
	waktu pemanasan
	waktu reaksi
	waktu pengosongan dan pembersihan reaktor

EVAPORATOR (E-01)

Nama alat : Evaporator
Kode alat : E-01
Jeni alat : *Long Tube Vertical Evaporator*
Fungsi : Memekatkan bioetanol hingga 95,63 %

Alasan Pemilihan *Long Tube Vertical Evaporator* :

1. *Long Tube Vertical Evaporator* umum digunakan diindustri karena relative murah serta lebih mudah dalam pengoperasian dan pembersihannya (Perry, 1989)
2. *Long Tube Vertical Evaporator* memiliki ukuran *tube* lebih Panjang (12-24 ft) dibandingkan dengan ukuran tube evaporator lainnya sehingga dapat memperbesar serta mempercepat sirkulasi cairan agar proses perpindahan panas, lebih besar, sehingga baik digunakan untuk perbedaan temperature yang rendah atau tinggi (Faputri, A.,2018)
3. Koefisien transfer panasnya cukup besar sehingga baik digunakan untuk perbedaan temperature yang rendah atau tinggi (Perry, 1999)

➤ **Neraca Massa**

- Laju alir larutan masuk

Komponen	Massa, kg/jam
Na ₂ SO ₄	49,9657
C ₆ H ₁₂ O ₆ (G)	392,0212
C ₆ H ₁₂ O ₆ (F)	431,4307
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	2069,0007
H ₂ O	29439,2544
C ₂ H ₅ OH	3787,8788
Total :	36169,5514

- C₂H₅OH dan H₂O yang diuapkan :

$$V = 3177,4993 \text{ kg/jam}$$

- Larutan pekat hasil :

Komponen	Massa, kg/jam
Na ₂ SO ₄	49,96566333
C ₆ H ₁₂ O ₆ (G)	392,0211866
C ₆ H ₁₂ O ₆ (F)	431,4307238
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	2069,000707
H ₂ O	29300,77874
C ₂ H ₅ OH	757,5757576
Total :	33000,77278

Sehingga fraksi massa solute :

$$x_f : 0,05720283$$

$$x_3 : 0,878131793$$

➤ **Perancangan Suhu dan Tekanan**

Dirancang : $T_{\text{steam}} = 224 \text{ }^{\circ}\text{C}$, $P_{\text{steam}} = 24,7 \text{ atm}$

P0	= 739,05 lnHg
	= 24,7 atm
P1	= 738,54 lnHg
	= 24,68 atm

Pressure drop :

$$\Delta P = \frac{(P_0 - P_1)}{1}$$

$$\Delta P = 0,3466 \text{ inHg}$$

$$= 0,0115 \text{ atm}$$

Sehingga spesifikasi steam adalah sebagai berikut :

Steam	Tekanan			Suhu didih air murni		
	Simbol	inHg	atm	Simbol	°C	K
ke efek 1	P0	739,05	24,70	T0	224,0000	497,0000
uap efek 1	P1	738,70	24,688	T'1	223,9631	496,9631

➤ Perhitungan Laju Alir Steam

Data – data :

- Persamaan boiling point elevation untuk larutan $C_{12}H_{22}O_{11}$

$$BPE = \left(\frac{1 + \frac{2121,4}{B} xB (1 - 1,0038 xB - 0,24653 xB^2) \frac{t_0 + C}{t_0 + 273,15}}{1 + \frac{x_B + C}{B} \ln(1 - x_B)} - 1 \right) (t_0 + C)$$

Dimana x_B = fraksi massa solute dalam larutan

- Kapasitas panas solute

Komponen	Massa (kg/jam)	mr	cp (kj/kmol)	xi	mr campuran	cp campuran (kj/kmol)
Na ₂ SO ₄	49,97	142	75,55	0,001	0,196	0,104
C ₆ H ₁₂ O ₆ (G)	392,02	180	225,57	0,011	1,951	2,445
C ₆ H ₁₂ O ₆ (F)	431,43	180	234,58	0,012	2,147	2,798
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	2069,00	342	424,30	0,057	19,563	24,271
H ₂ O	29439,25	18	75,55	0,814	14,651	61,492
C ₂ H ₅ OH	3787,88	46	107,40	0,105	4,817	11,248
Total	36169,55	916			43,325	102,358

Hasil cp campuran sebesar 102,358 kj/kmol atau 111,744 j/kg

- Persamaan kapasitas panas C_2H_5OH fasa cair (Cpl)

Koefisien persamaan :

$$A = 59,432 \quad D = 0,000001803$$

$$B = 0,3635$$

$$C = 0,0012164$$

$$C_{pl} \text{ (J/ mol.K)} = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$C_{pl} = 16851,2283 \text{ J/mol.K}$$

$$C_{pl} = 366,331 \text{ J/kg.K}$$

- Persamaan panas laten penguapan C_2H_5OH (λ_w)

$$T_c = 516,25 \text{ K}$$

$$A = 43,122$$

$$n = 0,079$$

$$T_{ref} = 298 \text{ K}$$

$$\lambda_w \text{ (kJ/mol.K)} = A(1-T/T_c)^n$$

$$\lambda_w = 32,78029394 \text{ kJ/mol.K}$$

$$\lambda_w = 712615,0857 \text{ J/kg.K}$$

- Trial jumlah steam

Steam	Laju Alir	
	Simbol	kg/jam
Masuk	V0	5518,6908
Keluar	v1	5203,2050

- Perhitungan BPE dan suhu didih larutan

Larutan	Laju Alir		x	BPE	Suhu didih larutan		
	Simbol	kg/jam		°C	Simbol	°C	K
di efek 1	L1	30966,346	0,06096	3,238	T1	227,2	500,2

- Perhitungan entalpi larutan umpan

$$H_f = (X_f \times C_{ps}) + (1 + X_f) \times C_{pl} \times (T_r - T_{ref})$$

$$H_f = 2462,37582 \text{ J/kg.K}$$

- Perhitungan entalpi larutan yang meninggalkan evaporator

$$Hl = (X \times Cps) + (1 - x) \times Cpl \times (T_{\text{didih larutan}} - T_{\text{ref}})$$

$$Hl = 70934,45893 \text{ J/kg.K}$$

- Perhitungan entalpi uap meninggalkan evaporator

$$Hv = (Cpl \times (T_{\text{suhu out}} - T_{\text{ref}})) + \lambda_w + (Cpv \times (T_{\text{didih larutan}} - T_{\text{ref}}))$$

$$Hv = 820578,8884 \text{ J/kg.K}$$

- Jumlah H₂O yang teruapkan menurut perhitungan

$$V1 = \frac{Q1 - (\text{massa total molases masuk} \times Hf)}{Hv - Hl}$$

$$V1 = 5203,2055 \text{ kg/jam}$$

➤ Perhitungan Luas Perpindahan Panas

- Overall Coefficient (Ud) = 500 Btu/jam.ft².°F
= 1136 W/m².K

**Asumsi : karena long tube vertical evaporator, natural circulation memiliki nilai Ud 200-700 Btu/jam.ft².°F

- $\Delta T = 10 \text{ }^{\circ}\text{C}$
- Luas perpindahan panas (A)

$$A = \frac{Q}{\Delta T \times Ud}$$

$$A = 43,7325 \text{ m}^2$$

➤ Spesifikasi Tube

OD	= 1 in	t	= 0,035 in
	= 25,44 mm		= 0,000889 m
	= 0,0254 m	Lt	= 12 ft
BWG	= 20		= 3,657 m
ID	= 0,93 in	tts	= 25 mm
	= 0,022 m		= 0,025 m

➤ Perhitungan Jumlah Tube

Panjang Tube Efektif	Lt eff = Lt - 2tts = 3,607 m
Luas permukaan 1 buah tube	As1 = $\pi \cdot Lt \cdot OD$ = 0,2877 m ²
Jumlah tube yang diperlukan	Nt = A/As1 = 127,76
Dipilih	Nt standar = 152 buah

➤ **Penentuan A koreksi**

$$A_{kor} = N_t \cdot A_s$$

$$A_{kor} = 43,7325 \text{ m}^2$$

(Karena nilai A lebih kecil dibandingkan A koreksi, maka digunakan nilai A koreksi. Sehingga jenis evaporator yang digunakan adalah evaporator tipe *single effect*.)

➤ **Perhitungan Tube Bundle Diameter**

Dipilih :

Tata Letak tube : *Triangular pitch*

Jumlah lewatan : *1 shell, 2 tube*

Dari Tabel 12.4 C & R ED. 4 (hal 649) diperoleh :

$$K_1 : 0,0743$$

$$N_1 : 2,499$$

Sehingga :

$$D_b : OD \times \left(\frac{N_t}{K_1}\right)^{\frac{1}{n_1}}$$

$$D_b : 0,537 \text{ m}$$

➤ **Menghitung Flow Area Tube, (a_t)**

$$\begin{aligned} a_p &= \frac{N_t \times a}{n \times 144} \\ &= 0,3047 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

➤ **Menghitung Mass Velocity Tube (G_t)**

$$\begin{aligned} G_p &= \frac{m}{a_p} \\ &= 261771,15 \text{ lb/hr.ft}^2 \end{aligned}$$

➤ **Menghitung Bilangan Reynold Di Tube**

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{G_t \times d_i}{u \times 2,42} \\ &= 13352,501 \end{aligned}$$

Dari gambar 24 kern, 1965, hal 834 diperoleh

$$JH = 70$$

$$\begin{aligned} h_i/\phi_p &= JH \left(\frac{k}{D}\right) \left(\frac{c_p \times u}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 378,39 \text{ btu/hr.ft}^2.^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io}/\phi_p &= h_i/\phi_p \left(\frac{ID}{OD}\right) \\ &= 351,9 \text{ btu/hr.ft}^2.^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

➤ **Temperatur Dinding (t_w)**

$$\begin{aligned} t_w &= t_c + \left(\frac{h_o}{h_o + h_{io}/\phi_s}\right) (T_c - t_c) \\ &= 378,66 ^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

➤ **Pada $t_w = 378,656 ^{\circ}\text{F}$**

$$\begin{aligned} u_w &= 0,0994 \text{ cp} \\ \phi_p &= (u/u_w)^{0,14} \\ &= 4,202 \end{aligned}$$

➤ **Koreksi Koefisien (h_{io})**

$$\begin{aligned} h_{io} &= (h_{io}/\phi_p) \times \phi_p \\ &= 1478,7 \text{ btu/hr.ft}^2.^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

➤ **Kondensasi *Steam Shell***

$$h_o = 1.500 \text{ btu/hr.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

➤ **Menentukan Dimensi *Shell***

$$ID \text{ shell} = 19,25 \text{ in}$$

$$\text{Passes} = 2$$

$$\text{Baffle space} = 7,7 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 P_t &= 1,25 \text{ in} \\
 c' &= (P_t - \text{tube OD}) \\
 &= 0,25 \text{ in}
 \end{aligned}$$

➤ **Menghitung *Flow Area Shell* (a_s)**

$$\begin{aligned}
 a_s &= \frac{ID \times c' \times B}{144 \times P_t} \\
 &= 0,2059 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

➤ **Menghitung *Mass Velocity Shell* (G_s)**

$$\begin{aligned}
 G_s &= \frac{w}{a_s} \\
 G_s &= 59109,284 \text{ lb/hr.ft}^2
 \end{aligned}$$

➤ **Menghitung *Bilangan Reynold Di Shell***

$$\begin{aligned}
 N_{Re} &= \frac{G_s \times D_e}{u \times 2,42} \\
 &= 84859,7
 \end{aligned}$$

➤ **Menghitung *Clean Overall Coefficients* (U_c)**

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_o \times h_{io}}{h_o \times h_{io}} \\
 U_c &= 454,953
 \end{aligned}$$

➤ **Menghitung *Dirt Factor* (R_d)**

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_c \times U_d}{U_c \times U_d} \\
 R_d &= 0,00004 \quad (\text{maks } R_d \text{ organic } 0,001)
 \end{aligned}$$

➤ **Menghitung *Pressure Drop Tube* (ΔP_t)**

$$\Delta P_t = \frac{f \times G t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times d_i \times s \times \phi p}$$

$$s = 1,0263$$

Untuk $Re_t = 13352,501$ diperoleh $f = 0,009$ (fig.29 Kern 1965 hal 839)

$$\Delta P_t = 0,2489 \text{ psi} \quad (\text{maks } \Delta P_t \text{ untuk liquid } 10 \text{ Psi})$$

➤ **Menghitung Pressure Drop Shell (ΔP_s)**

$$\Delta P_t = \frac{f \times G t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times d e \times s \times \phi s}$$

$$s = 1 \quad (\text{table 6 Kern 1965, hal 808})$$

$$\text{no off crosses } N + 1 = 12 \text{ L/B}$$

$$= 18,7$$

$$\text{Untuk } Re_t = 84859,7 \text{ diperoleh } f = 0,0014 \text{ (fig.29 Kern 1965 hal 839)}$$

$$\Delta P_s = 0,0474 \text{ psi} \quad (\text{maks } \Delta P_t \text{ untuk vapor } 10 \text{ Psi})$$

A. Section Bawah

Diketahui :

$$IDS = 19,25 \text{ in}$$

$$= 0,489 \text{ m}$$

$$H = 3,657 \text{ m}$$

$$= 143,993 \text{ in}$$

$$\text{Volume total shell} = \frac{1}{4} \times \pi \times D \times H$$

$$= 0,6864 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume total tube} = 0,2435 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume shell tanpa tube} = 0,443 \text{ m}^3$$

$$H \text{ steam dalam shell} = \frac{\text{Volume tanpa tube}}{\text{Volume total shell}} \times \text{Tinggi shell}$$

➤ **Menentukan Tekanan pada Tangki**

Dimana :

$$\text{Tekanan Operasi (Po)} = 1,3 \text{ atm}$$

$$\text{Percepatan gravitasi (g)} = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$\text{Tinggi cairan (hl)} = 2,36 \text{ m}$$

$$\text{Densitas campuran (r)} = 1026,335 \text{ kg/m}^3$$

$$P_h = \text{Tekanan Hidrostatik (atm)}$$

$$= r \times g \times hl$$

$$= 23735,867 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{m/s}^2 \cdot \text{m}$$

$$\begin{aligned}
 &= 23735,867 \text{ Pa} \\
 &= 0,234 \text{ atm} \\
 P_{\text{total}} &= P_o + P_h \\
 &= 1,5343 \text{ atm} \\
 &= 22,5535 \text{ psi} \\
 P_{\text{desain}} &= 27,0643 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

➤ **Menentukan Tebal *Shell***

$$t_s = \frac{P \times D}{2 \times f \times E - (0,6 - P)}$$

Data perhitungan :

$$D = 19,25 \text{ in}$$

$$r = 9,625 \text{ in}$$

$$P = 27,0643 \text{ psi}$$

$$f = 17200 \text{ (Stainless steel SA-167 grade 11 tipe 316)}$$

$$E = 0,8 \text{ (double welded, table 13,2 Brownell and Young hal 254)}$$

$$c = 0,125 \text{ in (Peter, ed. 3, hlm 792). Umur alat diperkirakan 10 tahun}$$

$$t_s = 0,1439$$

$$= 0,1875 \text{ in (} t_s \text{ standarisasi berdasarkan table 5.4 Brownell \& Young hal 87)}$$

➤ **Tube Sheet**

Material tube yang digunakan adalah *Stainless steel* SA-167 grade 11 tipe 316 karena umpan serta hasil atas evaporator mengandung bahan yang bersifat korosif.

$$\text{Material tube} = \text{Stainless steel SA-167 grade 11 tipe 316}$$

$$f = 17200 \text{ psi}$$

$$T = \frac{FG}{2} \left(\frac{P}{S} \right)^{1/2}$$

$$= 0,3818 \text{ in}$$

$$\text{Digunakan tebal standar} = 0,5 \text{ in}$$

➤ **Menentukan Diameter Sesungguhnya**

$$\begin{aligned}\text{Diameter luar tangki (OD)} &= D + (2 \times t_s) \\ &= 19.25 \text{ in} + (2 \times 0.1875 \text{ in}) \\ &= 19.6 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Diameter dalam tangki (ID)} &= OD - (2 \times t_s) \\ &= 19.6 \text{ in} - (2 \times 0.1875 \text{ in}) \\ &= 19.25 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jari – Jari tangka (r)} &= OD/2 \\ &= 9.81 \text{ in}\end{aligned}$$

➤ **Tebal *Bottom* Tangki (Torispherical)**

$$\begin{aligned}t_h &= \frac{0.885 \cdot Pr_c}{f \cdot E - 0.1 P} + c \\ &= 0.1592 \text{ in} \\ &= 0.1875 \text{ in (ts standarisasi berdasarkan table 5.4 Brownell & Young} \\ &\quad \text{hal 87)}\end{aligned}$$

➤ **Menentukan Diameter Sesungguhnya**

$$\begin{aligned}\text{Diameter luar tangki (OD)} &= D + (2 \times t_s) \\ &= 19.25 \text{ in} + (2 \times 0.1875 \text{ in}) \\ &= 19.6 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Diameter dalam tangki (ID)} &= OD - (2 \times t_s) \\ &= 19.6 \text{ in} - (2 \times 0.1875 \text{ in}) \\ &= 19.25 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jari – Jari tangka (r)} &= OD/2 \\ &= 9.81 \text{ in}\end{aligned}$$

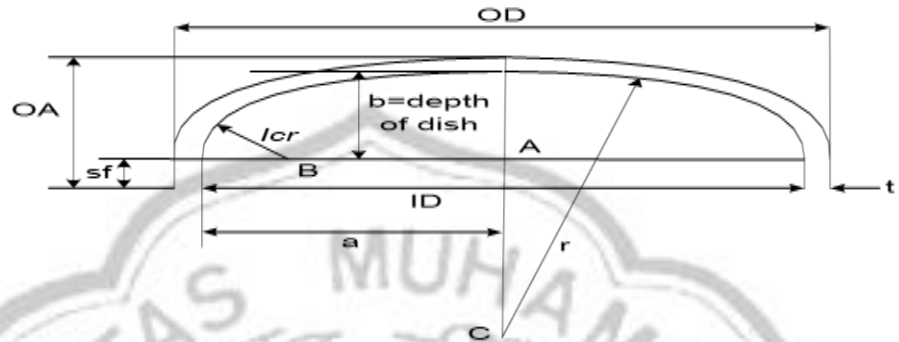
➤ **Menentukan Tinggi Head Tangki (torispherical)**

Karena tekanan operasi berada dalam rentang 1–15 atm, maka dipilih jenis head torispherical.

Berdasarkan hal. 87 fig.5.8 brownell & young :

$$a = ID/2$$

$$\begin{aligned}
 Ab &= a - icr \\
 BC &= r - icr \\
 AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\
 B &= r - AC
 \end{aligned}$$



Dimana :

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter dalam (ID)} &= 19 \text{ in} \\
 \text{Tebal tangki (ts)} &= 0,1875 \text{ in} \\
 \text{Tebal head tangki (th)} &= 0,1875 \text{ in} \\
 \text{Radius of dish (r)} &= 9,81 \text{ in} \\
 \text{Knuckle radius} &= 6\% \text{ (knuckle radius untuk torispherical} \\
 &\quad \text{dishead adalah 6 \%) (Brownell \& Young} \\
 &\quad \text{hal 88)} \\
 &= 0,06 r \\
 &= 0,59 \text{ in} \\
 \text{Inside-corner radius (icr)} &= r \times kr \\
 &= 0,59 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Jadi :

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{ID}{2} = 9,625 \text{ in} \\
 AB &= a - icr = 9,04 \text{ in} \\
 BC &= r - icr = 9,22 \text{ in} \\
 AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} = 9,1087 \text{ in} \\
 b &= r - AC = 7,9622 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell & Young, 1959 dengan $t_h = 3/16$ in didapat $s_f = 1,5 - 3$ in, maka dipilih s_d sebesar $= 2$ in

Jadi, tinggi total *head* :

$$\begin{aligned} AO &= s_f + b + t_h \\ &= 10,150 \text{ in} \\ &= 0,258 \text{ m} \end{aligned}$$

Didapatkan tinggi tangki total :

$$\begin{aligned} T \text{ total} &= H + AO \\ &= 143,933 \text{ in} + 10,150 \\ &= 154,1423 \text{ in} \\ &= 3,915 \text{ m} \end{aligned}$$

B. Section Atas

$$H/D = 3$$

$$\begin{aligned} D \text{ atas} &= 2 \cdot D \text{ bawah} \\ &= 0,9779 \text{ m} \\ &= 38,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$H = 2D$$

$$\begin{aligned} H &= 1,9558 \\ &= 77 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas cairan} = 1026,335 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas uap} = 696,203 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Laju volumetric uap} &= \frac{\text{massa uap}}{\text{densitas uap}} \\ &= 7,474 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kec uap max, } u &= 0,035 \sqrt{\frac{p_l}{p_v}} \\ &= 0,04250 \text{ m/s} \\ &= 152,98445 \text{ m/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Volume uap} = 7,4737 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume 20\% keamanan} = 1,4947 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume total tangki (vt)} = 8,9684 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$h \text{ uap dalam shell} = 1,6298 \text{ m}$$

$$= 64,1667 \text{ in}$$

➤ **Menentukan Tekanan pada Tangki**

Dimana :

$$\text{Tekanan Operasi (Po)} = 1,3 \text{ atm}$$

$$\text{Percepatan gravitasi (g)} = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$\text{Tinggi cairan (hl)} = 1,6298 \text{ m}$$

$$\text{Densitas uap (r)} = 1026,335 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Ph} = \text{Tekanan Hidrostatik (atm)}$$

$$= r \times g \times hl$$

$$= 11120,0252 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{m/s}^2 \cdot \text{m}$$

$$= 11120,0252 \text{ Pa}$$

$$= 0,1097 \text{ atm}$$

$$\text{P total} = \text{Po} + \text{Ph}$$

$$= 1,41 \text{ atm}$$

$$= 20,723 \text{ psi}$$

$$\text{P desain} = 24,868 \text{ psi}$$

➤ **Menentukan Tebal Shell**

$$ts = \frac{P \times D}{2 \times f \times E - (0,6 - P)}$$

Data perhitungan :

$$D = 38,5 \text{ in}$$

$$r = 19,25 \text{ in}$$

$$P = 24,868 \text{ psi}$$

$$f = 17200 \text{ (Stainless steel SA-167 grade 11 tipe 316)}$$

$$E = 0,8 \text{ (double welded, table 13,2 Brownell and Young hal 254)}$$

$$c = 0,125 \text{ in (Peter, ed. 3, hlm 792). Umur alat diperkirakan 10 tahun}$$

$$ts = 0,1598$$

$$= 0,1875 \text{ in (ts standarisasi berdasarkan table 5.4 Brownell & Young hal 87)}$$

➤ **Tebal *Bottom* Tangki (Torispherical)**

$$t_h = \frac{0,885 \cdot Pr_c}{f \cdot E - 0,1 P} + c$$

$$= 0,2306 \text{ in}$$

$$= 0,25 \text{ in (ts standarisasi berdasarkan table 5.4 Brownell & Young hal 87)}$$

➤ **Menentukan Diameter Sesungguhnya**

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar tangki (OD)} &= D + (2 \times t_s) \\ &= 38.5 \text{ in} + (2 \times 0,1875 \text{ in}) \\ &= 38,82 \text{ in} \\ &= 66 \text{ in (standarisasi berdasarkan} \\ &\quad \text{tabel 5.7 Brownell & Young, 1959)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter dalam tangki (ID)} &= OD - (2 \times t_s) \\ &= 66 \text{ in} - (2 \times 0,1875 \text{ in}) \\ &= 65,63 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jari – Jari tangka (r)} &= OD/2 \\ &= 33 \text{ in} \end{aligned}$$

➤ **Menentukan Tinggi Head Tangki (torispherical)**

Karena tekanan operasi berada dalam rentang 1–15 atm, maka dipilih jenis head torispherical.

Berdasarkan hal. 87 fig.5.8 brownell & young :

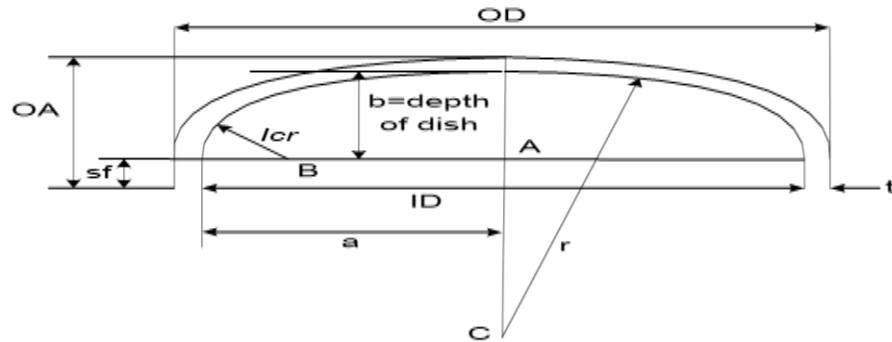
$$a = ID/2$$

$$Ab = a - icr$$

$$BC = r - icr$$

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

$$B = r - AC$$



Dimana :

Diameter dalam (ID) = 65,63 in

Tebal tangki (ts) = 0,1875 in

Tebal *head* tangki (th) = 0,25 in

Radius of dish (r) = 33 in

Knuckle radius = 6% (*knuckle radius* untuk torispherical dishead adalah 6 %) (Brownell & Young hal 88)

= 0,06 r

= 1,98 in

= 0,06 r

= 1,98 in

Inside-corner radius (icr) = r x kr

= 1,98 in

Jadi :

$$a = \frac{ID}{2} = 38,8125 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 30,8325 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 31,02 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 3,4055 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 29,5945 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell & Young, 1959 dengan th 3/16 in didapat sf = 1,5 – 3 in, maka dipilih sd sebesar = 2 in

Jadi, tinggi total *head* :

$$AO = sf + b + th$$

$$= 31,84 \text{ in}$$

$$= 0,8089 \text{ m}$$

Didapatkan tinggi tangki total :

$$T \text{ total} = H + (2 \times AO)$$

$$= 77 \text{ in} + (2 \times 0,8089 \text{ m})$$

$$= 140,69 \text{ in}$$

$$= 3,57 \text{ m}$$

C. Penentuan Pipa Masuk Dan Keluar

➤ Desain Pipa Feed Larutan Bioetanol

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	ρ campuran (kg/m ³)	μ ,(cp)	x_i (%)	μ ,campuran (cp)
Na ₂ SO ₄	49,9656	2680	3,7022	0,8355	0,0014	0,0012
C ₆ H ₁₂ O ₆ (G)	392,0211	1544	16,7345	1,0070	0,0108	0,0109
C ₆ H ₁₂ O ₆ (F)	431,4307	1590	18,9655	0,9570	0,0119	0,0114
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	2069,0007	1580	90,3805	0,9620	0,0572	0,0550
H ₂ O	29439,254	1000	813,9237	0,7833	0,8139	0,6375
C ₂ H ₅ OH	3787,878	789	82,6285	0,9289	0,1047	0,0973
Jumlah	36169,5514		1026,33497	5,4737	1,0000	0,8133

$$Di \text{ opt} = 260 \times G^{0,52} \times \rho^{-0,37}$$

$$= 260 \times \left(\frac{36169,5514}{3600}\right)^{0,52} \times 1026,33497^{-0,37}$$

$$= 63,3602 \text{ mm}$$

$$= 2,4945 \text{ in}$$

$$= 0,06336 \text{ m}$$

Ukuran pipa di standarisasi dengan Tabel 11 Kern, 1983), didapatkan :

- NPS = 3 in
- Sch. No. = 40
- ID = 3,068 in = 0,0779 m
- OD = 3,5 in = 0,0889 m

Data diatas digunakan untuk menghitung kecepatan aliran pada pipa

$$\text{Kecepatan aliran} = \frac{Fv}{A}$$

$$= \frac{\left(\frac{35,2415}{3600}\right)}{\left(\frac{3,14}{4}\right) \times 0,0779^2}$$

$$= 2,0525 \text{ m/s}$$

➤ **Desain Pipa Feed *Steam Shell***

P = 24,7 atm

T = 224 °C

Massa steam = 5518,691 kg/m³

ρ_{steam} = 12,563 kg/m³

Laju alir *steam* = 439,1065 m³/jam

$$\begin{aligned} \text{Di opt} &= 260 \times G^{0,52} \times \rho^{-0,37} \\ &= 260 \times \left(\frac{5518,691}{3600}\right)^{0,52} \times \left(\frac{12,563}{57,2580}\right)^{-0,37} \\ &= 106,6849 \text{ mm} \\ &= 4,3183 \text{ in} \\ &= 0,1097 \text{ m} \end{aligned}$$

Ukuran pipa di standarisasi dengan Tabel 11 Kern, 1983), didapatkan :

- NPS = 3 in
- Sch. No. = 40
- ID = 3,068 in = 0,1023 m
- OD = 3,5 in = 0,1143 m

Data diatas digunakan untuk menghitung kecepatan aliran pada pipa

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran} &= \frac{Fv}{A} \\ &= \frac{\left(\frac{65518,691}{3600}\right)}{\left(\frac{3,14}{4}\right) \times 0,779^2} \\ &= 25,587 \text{ m/s} \end{aligned}$$

➤ **Desain Pipa Keluar Produk Larutan**

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ , (kg/m ³)	ρ campuran (kg/m ³)	μ ,(cp)	xi (%)	μ ,campuran (cp)
Na ₂ SO ₄	49,966	2680	4,0577	0,3566	0,0015	0,0005
C ₆ H ₁₂ O ₆ (G)	392,021	1544	18,3414	0,2800	0,0119	0,0033
C ₆ H ₁₂ O ₆ (F)	431,431	1590	20,7866	0,2600	0,0131	0,0034
C ₁₂ H ₂₂ O ₁₁	2069,001	1580	99,0589	0,2800	0,0627	0,0176
H ₂ O	29300,779	1000	887,8816	0,3294	0,8879	0,2925
C ₂ H ₅ OH	757,576	789	18,1125	0,4049	0,0230	0,0093
Jumlah	33000,7728		1048,2388	1,9109	1,0000	0,3266

$$\begin{aligned}
 \text{Di opt} &= 260 \times G^{0,52} \times \rho^{-0,37} \\
 &= 260 \times \left(\frac{33000,7728}{3600} \right)^{0,52} \times 1048,2388^{-0,37} \\
 &= 59,1974 \text{ mm} \\
 &= 2,0550 \text{ in} \\
 &= 0,0522 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Ukuran pipa di standarisasi dengan Tabel 11 Kern, 1983), didapatkan :

- NPS = 3 in
- Sch. No. = 40
- ID = 3,068 in = 0,0779 m
- OD = 3,5 in = 0,0889 m

Data diatas digunakan untuk menghitung kecepatan aliran pada pipa

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran} &= \frac{Fv}{A} \\
 &= \frac{\left(\frac{231,4821}{3600} \right)}{\left(\frac{3,14}{4} \right) \times 0,0779^2} \\
 &= 1,834 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

➤ **Desain Pipa Keluar *Produk uap***

$$\text{massa uap} = 3168,7787 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{Steam}} = 696,203 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir steam} = 4,6 \text{ m}^3/\text{jam}$$

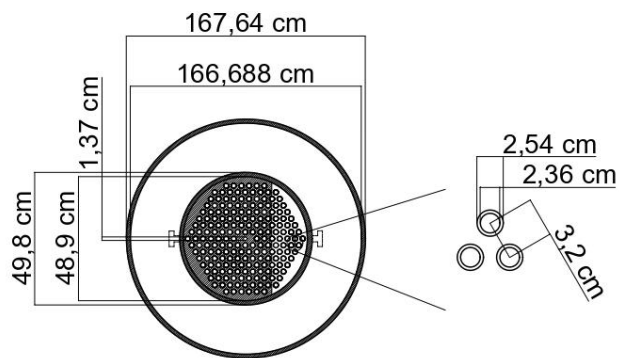
$$\begin{aligned} \text{Di opt} &= 260 \times G^{0,52} \times \rho^{-0,37} \\ &= 260 \times \left(\frac{3168,7787}{3600}\right)^{0,52} \times 696,203^{-0,37} \\ &= 18,5103 \text{ mm} \\ &= 0,7288 \text{ in} \\ &= 0,0185 \text{ m} \end{aligned}$$

Ukuran pipa di standarisasi dengan Tabel 11 Kern, 1983), didapatkan :

- NPS = 0,5 in
- Sch. No. = 40
- ID = 0,364 in = 0,00925 m
- OD = 0,54 in = 0,01372 m

Data diatas digunakan untuk menghitung kecepatan aliran pada pipa

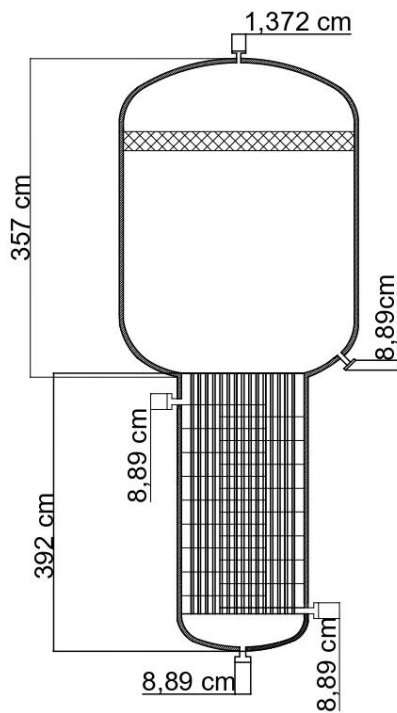
$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran} &= \frac{Fv}{A} \\ &= \frac{\left(\frac{4,5515}{3600}\right)}{\left(\frac{3,14}{4}\right) \times 0,00925^2} \\ &= 18,841 \text{ m/s} \end{aligned}$$



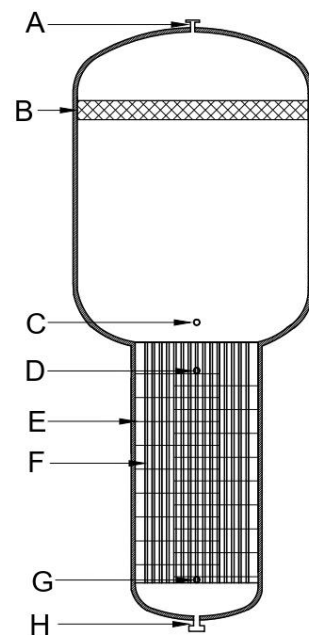
TAMPAK ATAS

Keterangan :

1. Nozzle Ouput Produk
2. Demister
3. Nozzle Output Liquid Waste
4. Nozzle Input Steam
5. Baffle
6. Tube
7. Nozzle Output Steam
8. Nozze Input Reaktan



**TAMPAK DEPAN
(TERBELAH)**



**TAMPAK SAMPING
KANAN (TERBELAH)**

Gambar 1. Alat Long Tube Evaporator



LAMPIRAN B
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM