

C. Komponen Neraca Massa

Komponen	input	output
$C_6H_{12}O_6$	950.21 kg/jam	0.00 kg/jam
$C_{13}H_{25}O_7N_3S$	1183.10 kg/jam	128.00 kg/jam
Yeast	123.55 kg/jam	123.55 kg/jam
H_2O	808.20 kg/jam	480.16 kg/jam
CO_2	0.00 kg/jam	1561.29 kg/jam
CH_4	0.00 kg/jam	569.03 kg/jam
NH_3	0.00 kg/jam	17.03 kg/jam
H_2S	0.00 kg/jam	186.00 kg/jam
Total	3065.06 kg/jam	3065.06 kg/jam

Keterangan

Waktu reaksi menjadi biogas	$t_{rx} =$	18.8 Jam
	$t_{rx} =$	19 Jam
1. Waktu pemasukan sludge dan yeast	$t_1 =$	1 Jam
2. Waktu reaksi biogas	$t_2 =$	19 Jam
3. Waktu pengosongan reaktor	$t_3 =$	1 Jam
Total waktu siklus		$t_c =$ 21 jam

Sehingga kebutuhan reaktor sebanyak = 21 Buah

Data Umpan

Komponen	Input (Kg/Jam)	ρ (Kg/L)	F_v (L/Jam)	X_i	ρ (Kg/m ³)
$C_6H_{12}O_6$	950.21	1.54	593.29	0.31	1540.00
$C_{13}H_{25}O_7N_3S$	1183.10	1.00	1139.88	0.39	998.00
H_2O	808.20	1.00	779.33	0.26	998.00
Yeast	123.55	1.00	118.79	0.04	1000.00
	3065.06	4.536	2631.29	1.00	4536.00

C.1. Densitas Campuran

$$\begin{aligned} \rho_{mix} &= \text{total input}/F_v \\ &= 1.16 \text{ Kg/L} \\ &= 1164.85 \text{ Kg/m}^3 \\ &= 72.69 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

C.2. Volume Reaktor

Volume reaktor dapat ditentukan dengan cara

$$\begin{aligned} V_{reaktor} &= \text{umpan.1}/\rho. t_{tinggal} \\ &= 49.99 \text{ m}^3 \\ &= 49994.59 \text{ L} \\ &= 1765.51 \text{ ft}^3 \\ &= 13207.07 \text{ gallon} \end{aligned}$$

Dirancang ukuran tangki reaktor Hidrolisis ini sesuai dengan pertimbangan perbandingan tinggi dan diameter reaktor ideal berdasarkan Referensi yang terdapat pada Buku Chemical Equipment Design hal. 342, tabel 2.3

Diameter : Tinggi (D : H) = 2 : 3

Debit umpan = massa total : ρ total
 = 675.72L/Jam

Jumlah Reaktor yang dibutuhkan disesuaikan dengan jumlah volume reaktor dan debit alir umpan yang masuk kedalam reaktor. Reaktor dirancang untuk memenuhi produksi secara berkesinambungan (Continue) sehingga kebutuhan reaktor adalah

Jumlah Reaktor = 21 buah

Sehingga volume untuk masing-masing reaktor adalah

V reaktor = 2856.83L
 = 2.86 m³
 = 100.89ft³
 = 754.69gallon

Sehingga debit umpan pada saat pengisian adalah

Debit Umpan = 151.96L/Jam
 Total Umpan = 177.01Kg/Jam

Dan neraca massa untuk masing-masing reaktor didefinisikan sebagai berikut

Data Umpan

Komponen	Input (Kg/Jam)	ρ (Kg/L)	Fv (L/Jam)	Xi	ρ (Kg/m ³)
C ₆ H ₁₂ O ₆	109.69	1.54	71.23	0.62	1540.00
C ₁₃ H ₂₅ O ₇ N ₃ S	1.39	1.00	1.39	0.01	998.00
H ₂ O	62.12	1.00	62.25	0.35	998.00
Yeast	3.81	1.00	3.81	0.02	1000.00
Total	177.009696	4.536	138.67	1.00	4536.00

C.2.3. Menentukan Dimensi Reaktor

Reaktor dirancang dengan bentuk silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah. Serta pengaduk untuk menghomogenkan reaksi. Perancangan dimensi mendekati pemodelan matematis silinder.

$$V = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H$$

Dimana : V = Volume
 D = Diameter
 H = Tinggi

Dikarenakan perancangan dimensi reaktor menggunakan perbandingan D : H = 2 : 3, sehingga

V reaktor = V silinder + 2*V head

$$V_{\text{reaktor}} = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot H + 2 \cdot (0.0847 \cdot D^3)$$

$$V_{\text{reaktor}} = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot 1.5D + 2 \cdot (0.0847 \cdot D^3)$$

$$V_{\text{reaktor}} = \frac{1,5\pi}{4} D^3 + 2 \cdot (0.0847 \cdot D^3)$$

$$\begin{aligned} V_{\text{reaktor}} &= 1.35 D^3 \\ V_{\text{hitung}} &= 100.89 \text{ft}^3 \\ V_{\text{reaktor}} &= V_{\text{hitung}} \\ 1.179 D^3 &= 100.89 \text{ft}^3 \end{aligned}$$

Sehingga Diameter Reaktornya adalah :

$$\begin{aligned} D &= 4.21 \text{ft} \\ &= 1.28 \text{m} \\ &= 50.57 \text{inch} \end{aligned}$$

Dan Tinggi Reaktornya adalah :

$$\begin{aligned} H &= 1.5 * D \\ &= 6.32 \text{ft} \\ &= 1.93 \text{m} \\ &= 75.86 \text{inch} \end{aligned}$$

C.2.4. Menentukan tinggi cairan dalam tangki

Asumsi yang digunakan : $V_{\text{cairan}} = V_{\text{hitung}}$

$$\begin{aligned} V_{\text{cairan}} &= 2856.83 \text{L} \\ &= 2.86 \text{m}^3 \\ &= 100.90 \text{ft}^3 \end{aligned}$$

$$V_{\text{cairan}} = V_{\text{cairan dalam shell}} + V_{\text{bottom}}$$

$$V_{\text{cairan}} = V_{\text{silinder}} + V_{\text{bottom}}$$

$$V_{\text{silinder}} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H \quad V_{\text{bottom}} = 0.0827 * D^3$$

$$\begin{aligned} V_{\text{cairan}} &= 1.79 H^3 \\ H^3 &= 100.90 \text{ft}^3 \\ H_{\text{cairan}} &= 4.66 \text{ft} \\ &= 1.42 \text{m} \\ &= 55.87 \text{inch} \end{aligned}$$

C.2.5. Menentukan Tekanan Design dalam tangki

Tekanan design dirancang dengan overdesign 20% dari tekanan normal

$$\begin{aligned} P \text{ Hidrostatik} &= \rho \text{ mix.g. Hcairan} \\ &= 338.39 \text{ lb/ft}^2 \\ &= 2.35 \text{ psia} \\ \\ P \text{ Operasi} &= 14.696 \text{ psia} \\ P \text{ Design} &= 1.2 * (P \text{ design} + P \text{ hidrostatik}) \\ &= 20.46 \text{ psia} \end{aligned}$$

C.3. Menentukan konstruksi reaktor

C.3.1 Menentukan Tebal dinding reaktor

reaktor dirancang dengan *over design* sebesar 20%. Dimaksudkan ketika pabrik akan meningkatkan kapasitas produksi, maka tidak perlu mengganti reaktor atau menambah jumlah reaktor.

Tebal shell reaktor dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan yang terdapat pada buku Brownell & young "Process Equipment Design", sebagai berikut :

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

dimana : t_s = tebal shell, inch
 P = tekanan, psi
 r_i = jari - jari silinder dalam, inch
 f = maksimum allowable stress, psi
 E = efisiensi pengelasan
 C = faktor korosi

Dari buku brownell & young (Table 13.2, P - 255), didapatkan data-data sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Allowable stress (f)} &= 12650 \text{ psia} \\ \text{Efisiensi sambungan} &= 0.85 \\ \text{Corrosion allowance} &= 0.125 \text{ inch} \\ \text{Sambungan yang dipilih} &= \text{double welded butt joint} \quad (\text{App. D Brownell \& Young}) \\ \text{jari-jari (r)} &= \text{ID}/2 \\ &= 25.29 \text{ inch} \end{aligned}$$

sehingga dapat ditentukan

$$\begin{aligned} t_s &= 0.17 \text{ inch} \\ t_s \text{ standard} &= 0.25 \text{ inch} \\ &= 1/4 \quad (\text{Table 5.4. P-87, Brownell \& Young}) \\ \\ \text{ID shell} &= 50.57 \text{ inch} \\ \text{OD Shell} &= \text{ID shell} + 2 * t_s \text{ standard} \\ &= 51.07 \text{ inch} \\ \text{OD shell std} &= 72.00 \text{ inch} \\ \text{icr} &= 4.38 \text{ inch} \quad 4 \frac{3}{8} \quad 4.38 \\ \text{rc} &= 72.00 \text{ inch} \\ \text{IDs} &= \text{OD} - 2 * t_s \text{ standard} \\ &= 71.50 \text{ inch} \\ &= 1.82 \text{ m} \\ &= 5.96 \text{ feet} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
H &= 2 \cdot ID_s \\
&= 143 \text{ inch} \\
&= 3.63 \text{ m} \\
&= 11.92 \text{ feet}
\end{aligned}$$

C.3.2. menentukan Dimensi Head

A. Pemilihan Jenis Head

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

1. Flanged & Standard Dished Head

digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.

2. Torispherical Flanged & Dished Head

digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis

3. Eliptical Dished Head

digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal

4. Hemispherical Head

digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi. Kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas

dipilih tipe torispherical Flanged & Dished head dengan pertimbangan diatas

keterangan

$$a = ID/2$$

$$AB = a - icr$$

$$BC = r - icr$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5}$$

$$b = r - AC$$

$$OA = b + sf + th$$

B. Penentuan Dimensi Head

$$\begin{aligned}
OD \text{ shell std} &= 72.00 \text{ inch} \\
&= 6 \text{ ft} \\
icr &= 4.38 \text{ inch} \\
rc &= 72.00 \text{ inch} \\
ID_s &= OD - 2 \cdot ts \text{ standard} \\
&= 71.50 \text{ inch} \\
&= 1.82 \text{ m} \\
&= 5.96 \text{ ft}
\end{aligned}$$

$$0.06126 =$$

$$6.13 \%$$

tebal shell head dihitung dengan persamaan

$$t_h = \frac{0,885.P.r}{f.E - 0,1.P} + C \quad (\text{Pers. 13.12, Hal.258, Brownell and Young})$$

untuk $icr/ID > 6\%$, digunakan perhitungan untuk tebal head sebagai berikut

$$t_h = \frac{P.r.c.W}{2.f.E - 0,2.P} + C \quad (\text{Pers. 7.77, Hal.138, Brownell and Young})$$

sedangkan tebal head, ditentukan dengan persamaan

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right) = 1.76 \text{ inch}$$

$$\begin{aligned} th &= 0.25 \text{ inch} \\ th \text{ standard} &= 0.25 \text{ inch} \\ sf &= 2 \text{ inch} \end{aligned}$$

Sehingga dapat ditentukan

$$\begin{aligned} \text{OD head} &= \text{ID shell} + 2 \cdot th \text{ standard} \\ &= 72.00 \text{ inch} \\ \text{OD head std} &= 72.00 \text{ inch} \\ icr &= 4.38 \text{ inch} \\ rc &= 72.00 \text{ inch} \\ \text{IDs} &= \text{OD head} - 2 \cdot th \text{ standar} \\ &= 71.5 \text{ inch} \\ &= 1.82 \text{ m} \\ &= 5.96 \text{ feet} \end{aligned}$$

Dengan demikian, dimensi head dari sebuah torispherical dapat ditentukan sebagai berikut

$$\begin{aligned} a &= 35.75 \text{ inch} \\ AB &= 31.37 \text{ inch} \\ BC &= 67.62 \text{ inch} \\ AC &= 59.90 \text{ inch} \\ b &= 12.10 \text{ inch} \\ OA &= 14.35 \text{ inch} \\ H &= 14.35 \text{ inch} \\ &= 0.36 \text{ m} \\ &= 1.20 \text{ ft} \end{aligned}$$

C. Volume head

volume sebuah torispherical head ditentukan dengan

$$\begin{aligned} V_{\text{head}} &= 0.0827.D^3 \\ &= 17.49 \text{ ft}^3 \\ &= 0.50 \text{ m}^3 \\ &= 130.86 \text{ gallon} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Shell} &= V \text{ reaktor} + 2 \cdot V_{\text{head}} \\ &= 3.85 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi Shell, } h_s = \frac{4 \cdot V_s}{\pi \cdot ID_s^2} = 1.48 \text{ m}$$

D. Volume Cairan Dalam Shell

$$\begin{aligned} V \text{ cairan} &= V_{\text{cairan}} - V_{\text{hitung}} \\ &= 2.36 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Reaktor Total} &= h_s + 2 \cdot h_t \\ &= 2.21 \text{ m} \\ &= 7.26 \text{ ft} \\ &= 87.15 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$\text{Luas Permukaan Cairan, } A_t = \frac{\pi}{4} ID^2 = 2.59 \text{ m}^2$$

Jadi, tinggi cairan pada bagian shell adalah

$$\begin{aligned} H \text{ cairan} &= V \text{ cairan di shell} / A_t \\ &= 0.91 \text{ m} \\ &= 35.88 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam reaktor} &= \text{tinggi cairan dalam shell} + \text{tinggi cairan pada head/bottom} \\ &= 50.22 \text{ inch} \\ &= 1.28 \text{ m} \\ &= 4.19 \text{ ft} \end{aligned}$$

D.1. Perancangan Pengaduk

Pengaduk berfungsi untuk menghomogenkan larutan yang ada dalam reaktor, serta mencampur Sellulosa, air dan HCl agar dapat bereaksi sempurna dan menghasilkan glukosa.

Dipilih jenis six flat blade turbine impellers, karena turbine memiliki range volume yang besar dan dapat digunakan untuk kecepatan putaran yang cukup tinggi

sehingga dipilih :

- a) Pengaduk : Six Flat Blade Turbine Impellers
- b) Jml sudut (blade) : 6
- c) Jumlah baffle : 4 (terpisah 90° satu sama lainnya)

Dari Brown hal 507 didapat pers :

$$\begin{aligned} Dt/Di &= 3 \\ ZI/Di &= 2,7-3,9 \\ Zi/Di &= 0,75-1,3 \\ Wb/Di &= 0.17 \\ Wi/Di &= 0.125 \text{ (diambil dari kurva 5 buku Howard F. Rase, Hal.348)} \\ L/Di &= 0.25 \end{aligned}$$

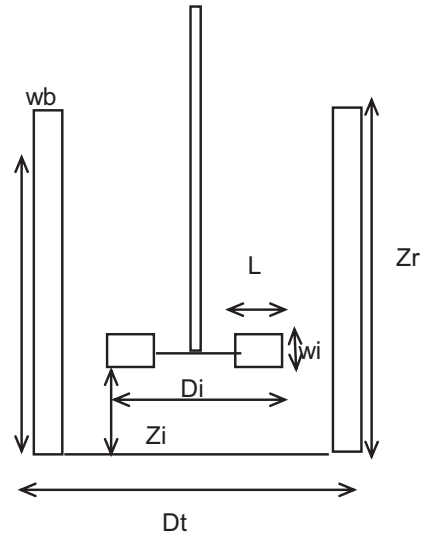
keterangan

Dt = Diameter dalam Reaktor	=	5.96 ft
Di = Diameter Pengaduk	=	-
Zl = Tinggi Cairan dlm Reaktor	=	4.19 ft
Zi = Jarak Pengaduk/blade dari dasar Reaktor	=	-
Wb = Lebar Baffle	=	-
Zr = tinggi reaktor	=	7.26 ft

Sehingga,

Di =	1.99 ft
Zi =	1.49 ft
Wb =	0.34 ft
Wi =	0.25 ft
L =	0.50 ft

Panjang baffle	= tinggi cairan dalam silinder	Zl
	=	4.19 ft
Jumlah Baffle	=	4 buah



Keterangan	in	m	ft
Dt = diameter reaktor	769.62	19.55	5.96
Di = diameter pengaduk	256.54	6.52	1.99
Zr = tinggi reaktor	938.04	23.83	7.26
Zl = tinggi cairan dalam reaktor	540.59	13.73	4.19
Zi = jarak pengaduk dari dasar	192.40	4.89	1.49
wb = lebar baffle	43.61	1.11	0.34

D.2. Perancangan Pengadukan

D.2.1. Menentukan Kecepatan Pengadukan

Untuk menentukan kecepatan pengadukan, digunakan persamaan 8.9, dari buku Howard F. Rase "Chemical Reactor Design" halaman 345, sebagai berikut :

$$\text{Jumlah Pengaduk} = \frac{WELH}{ID} \quad WELH = Sg \cdot Zl$$

dimana :

WELH = water equivalent liquid height = $Zl \cdot Sg$

ID = diameter dalam reaktor, in

Sg = specific height

$$Sg = \frac{\rho_{\text{campuran}}}{\rho_{\text{air}}}$$

dengan	ρ_{camp}	=	1.165 Kg/L
	ρ_{air}	=	0.998 Kg/L

$$\begin{aligned} S_g &= 1.167 \\ WELH &= 16.03\text{ m} \\ &= 52.58\text{ ft} \end{aligned}$$

Sehingga Jumlah Pengaduk yang dibutuhkan adalah

$$\begin{aligned} \text{Jml. Pengaduk} &= 0.82 \\ &= 1 \text{ buah pengaduk} \\ \text{Optimum} &= 2 \text{ buah pengaduk} \end{aligned}$$

D.2.2. Kecepatan pengadukan

Kecepatan pengadukan di tentukan dengan persamaan

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

$$\begin{aligned} 600/\pi \cdot D_i &= 96.12 \\ (WELH/2D_i)^{0.5} &= 3.64 \\ N &= 349.72\text{ rpm} \\ N &= 5.83\text{ rps} \end{aligned}$$

Merujuk pada literatur buku "Chemical Reactor Design" Howard F. Rase Hal. 366 Tab.8.9 untuk motor dengan kecepatan >700 rpm, digunakan motor dengan jenis gear (fixed speed), dengan kecepatan putaran standar

$$\begin{aligned} N_i &= 640\text{ rpm} && \text{single reduction} \\ &= 10.67\text{ rps} \end{aligned}$$

D.2.3. Menghitung power dari pengadukan

Viskositas larutan umpan masuk fermentor

Komponen	feed(Kg/Jam)	X_i	μ , cP
$C_6H_{12}O_6$	109.69	0.62	0.392
$C_{13}H_{25}O_7N_3S$	1.39	0.01	0.316
H_2O	62.12	0.35	0.316
Yeast	3.81	0.02	0.316
Total	177.01	1.00	1.340

$$\begin{aligned} 1/\mu &= 2.78\text{ cP} \\ \mu &= 0.36\text{ cP} \\ \mu &= 0.00024\text{ lb mass/ft sec} \\ \rho &= 1164.85\text{ Kg/m}^3 \\ \rho &= 1.165\text{ g/cm}^3 &= 72.72\text{ lb/ft}^3 \\ D_i &= 1.99\text{ ft} \\ N_i &= 10.6667\text{ rps} \end{aligned}$$

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot D_i^2}{\mu} = 12,671,092.87 > 4000$$

Karena nilai bilangan Reynold (Re) lebih dari 4000, maka aliran umpam adalah turbulen Dan dari gbr 477 hal. 507, menggunakan garis korelasi 1 dengan turbine with 6 flat blade buku George G. Brown "Unit Operation, diperoleh

$$N_p = \Phi = 6.25$$

$$P = \frac{\Phi \cdot \rho \cdot N_i^3 \cdot D_i^5}{g_c} = 529397.4 \text{ ft (lb force)/sec}$$

$$P_a = 73191.8 \text{ kg force.m/s}$$

$$= 717.77 \text{ kW}$$

$$= 962.54 \text{ HP}$$

Perlu dipertimbangkan efisiensi dari motor penggerak, agar tidak terlalu cepat rusak selama proses, sebelum tiba waktunya TAM dan untuk memperpanjang umur alat. Sehingga ditentukan efisiensi untuk motor sebesar 80%

$$\eta = 80\% \text{ (fig.4.2 Ulrich, 1984)}$$

$$P = 897.209 \text{ kW}$$

$$= 1203.16 \text{ HP}$$

D.2.4.Menghitung diameter poros pengaduk

diameter poros pengaduk ditentukan dengan persamaan yang dikutip dari buku "Mekanika Bahan" oleh Geve and Timoshemka pada hal.159, yaitu :

$$T = \frac{60}{2 \cdot \pi} \times \frac{P}{N}$$

dimana $T = \text{Momen Puntir, Nm}$
 $P = \text{Power Motor, watt}$
 $N = \text{rpm motor}$

$$P = 1203.16 \text{ HP}$$

$$= 897195 \text{ watt}$$

$$T = 13381.5 \text{ Nm}$$

$$= 13381456 \text{ N mm}$$

$$T = 1364534 \text{ kg force mm}$$

Bahan yang digunakan adalah baja tahan korosi (tabel H-3, p516,Gave and timoshemka)

$$\text{dengan } \sigma_{izin} = 1000 \text{ Mpa}$$

$$= 10197.2 \text{ Kgforce/cm}^3$$

$$= 10.20 \text{ Kgforce/mm}^3$$

maka diameter poros pengaduknya adalah

$$d = \sqrt[3]{\frac{16 \cdot T}{\pi \cdot \sigma_a}} = 18.83 \text{ mm}$$

$$= 0.02 \text{ m}$$

D.2.5. Mengetahui waktu pengadukan sempurna

Menurut buku "Chemical Reactor Design" Oleh Howard F. Rase, pengadukan sempurna adalah ketika

$$\frac{Q_R}{F_v} > 10$$

dengan
 Q_R kecepatan sirkulasi, m^3/jam
 F_v debit kecepatan umpan masuk reaktor, m^3/jam

Untuk turbin dengan 6 blade dan $w_i = 1/5 D_i$, dan $Re \gg 10$

$$N_{QR} = \frac{0,93 \cdot ID}{D_i}$$

$$\begin{aligned} Re &= 12,671,092.87 \\ N_{QR} &= 2.79 \\ QR &= N_{QR} \cdot N \cdot D_i^3 \\ &= 29641745.11 \quad \text{m}^3/\text{Jam} \\ F_v &= 138.67 \text{L}/\text{Jam} \\ &= 0.139 \text{m}^3/\text{Jam} \\ QR/F_v &= 213752482.2 > 10 \quad \text{*Bahan teraduk sempurna} \end{aligned}$$

F. Menentukan Pipa umpan proses Fermentor

Komponen	M (Kg/Jam)	% Berat	μ (cP)	Fv(L/Jam)
$C_6H_{12}O_6$	109.69	0.62	0.392	71.23
$C_{13}H_{25}O_7N_3S$	1.39	0.01	0.316	1.39
H_2O	62.12	0.35	0.316	62.25
Yeast	3.81	0.02	0.316	3.81
Total	177.01	1.00	1.340	138.67

Densitas Campuran Bahan baku

$$\begin{aligned} \rho_{\text{mix}} &= \text{total massa}/\text{total Fv} \\ \rho_{\text{mix}} &= 1.276 \text{Kg}/\text{L} \\ &= 1276.45 \text{Kg}/\text{m}^3 \\ &= 72.69 \text{lb}/\text{ft}^3 \end{aligned}$$

F.1. Menentukan viscositas campuran

$$\begin{aligned} 1/\mu_m &= 2.78 / \text{cP} \\ \mu_m &= 0.36 \text{cP} \\ &= 0.00024 \text{lb}/\text{ft detik} \\ F_v = Q &= 138.67 \text{L}/\text{Jam} \\ &= 0.00 \text{ft}^3/\text{detik} \\ &= 0.08 \text{ft}^3/\text{menit} \\ \rho &= 72.69 \text{lb}/\text{ft}^3 \end{aligned}$$

F.2 Menentukan Jenis aliran

Asumsi Jenis aliran yang mengalir masuk kedalam reaktor adalah turbulen, sehingga diameter dalam pipa dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan

$$D_{i_{opt}} = 3,9 \cdot Q^{0.45} \rho^{0.13} \quad (\text{Timmerhaus, 496})$$

$$\begin{aligned} D_{i_{opt}} &= 0.34923 \text{ inch} \\ &= 0.00887 \text{ m} \\ &= 0.0291 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari tabel 11 Kern, 844 didapat pipa standart dengan spesifikasi

$$\begin{aligned} \text{NPS} &= 2.5 \text{ inch} & \text{OD} &= 2.88 \text{ inch} \\ \text{Sch N} &= 40 & A' t &= 0.045239 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan linier cairan

$$V = \frac{Q}{A' t} = 0.030 \text{ ft/detik}$$

Memeriksa aliran dengan bilangan reynold

$$\begin{aligned} NR_E &= \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{transport processes and unit operations, Geankoplis p.89}) \\ NR_E &= 263.427 \end{aligned}$$

Ternyata, jenis aliran adalah Viscouse. Karena nilai Re < 2100

G. Menentukan Jaket Pendingin Reaktor

$$\text{Beban Jaket, } (Q_H) = (-\Delta H_R)A - Q_{\text{loss}}$$

$$Q_H = 79692554.714 \text{ BTU/jam}$$

Medium Pendingin digunakan cooled water dengan spesifikasi

$$\begin{aligned} T_{c1} &= \text{Suhu air masuk koil} &= & 20 \text{ }^\circ\text{C} \\ T_{c2} &= \text{Suhu air keluar koil} &= & 30 \text{ }^\circ\text{C} \\ T_{c, \text{ avg}} &= \text{suhu air rata-rata} &= & 1/2 (T_{c1} + T_{c2}) \\ & &= & 25 \text{ }^\circ\text{C} \\ & &= & 298 \text{ K} \end{aligned}$$

Sifat fisis air pada suhu rata-rata :

$$\begin{aligned} \text{Berat molekul} & \quad B_{Mc} = 18.015 \\ \text{Konduktifitas panas} & \quad k_c = 1.135 \text{ W/m.K} \\ \text{Densitas} & \quad \rho_c = 338.421 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Kapasitas panas} & \quad C_{pc} = 75386.65 \text{ J/kmol.K} \\ \text{Viskositas} & \quad \mu_c = 0.0009 \text{ Pa.dtk} \end{aligned}$$

Beda Suhu Logaritmik (ΔT_{lm})

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_R - T_{c1}) - (T_R - T_{c2})}{\ln \frac{(T_R - T_{c1})}{(T_R - T_{c2})}} = \frac{T_{c2} - T_{c1}}{\ln \frac{(T_R - T_{c1})}{(T_R - T_{c2})}}$$
$$\Delta T_{lm} = 9.102^{\circ}\text{C}$$

G.1. Menghitung luas permukaan transfer panas yang diperlukan

Luas permukaan transfer panas ditentukan dengan persamaan :

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

dengan $U_D = 100 \text{ Btu/jm.ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}$

$$A_j = 16470.745 \text{ft}^2$$

dibuat overdesign 20% dari luas perhitungan

$$A = 19764.9 \text{ft}^2$$
$$= 2846145 \text{inch}^2$$

G.2. Menghitung Luas Penampang Shell Tangki (AT)

$$AT = \mu \cdot D \cdot L$$

$$AT = 5.183 \text{m}^2$$

G.3. Menghitung Luas Permukaan Reaktor (Ar)

$$A_r = AT + 1/4 \cdot \mu \cdot D^2$$

$$A_r = 6.479$$

G.4. Perancangan Ukuran Jacket

$$D_j = D_r + 2 \cdot L = D + (2 \cdot t_s) + 2 \cdot L$$

Dimana : D_j = Diameter jacket pendingin = in

D_r = Diameter luar reaktor = in

t_s = tebal shell = in

L = Jarak antara dinding reaktor dengan dinding jacket dipilih 2.5 in

$$D_j = 56.071 \text{inch}$$

Lebar jaket dari dinding reaktor = $D_j - D_r$

$$= 5.500 \text{inch}$$

H. Menghitung Flow Area (Af)

$$\begin{aligned} A_f &= \\ &= \begin{array}{l} 23.758 \text{ inch}^2 \\ 0.0153 \text{ m}^2 \end{array} \end{aligned}$$

I. Menghitung Tebal Dinding Shell Jacket (tj)

$$t_j =$$

$$\begin{array}{l} t_j = \quad \quad \quad 0.178 \text{ inch} \\ \text{Dipilih tebal reaktor} = \quad 0.200 \text{ inch} \end{array}$$

J. Menghitung Tinggi Shell Jacket (Lj)

$$A =$$

$$L_j =$$

$$\begin{array}{l} L_j = \quad 124.0310 \text{ inch} \\ \quad \quad 3.150 \text{ m} \end{array}$$

