

LAMPIRAN A

REAKTOR

Fungsi = Untuk mereaksikan Butanol dengan Asam Asetat menjadi Butil Asetat.

Jenis = Reaktor Alir Tangki Berpengaduk Dengan Jacket Pendingin

Waktu tinggal = 62 menit

Tekanan, P = 1 atm

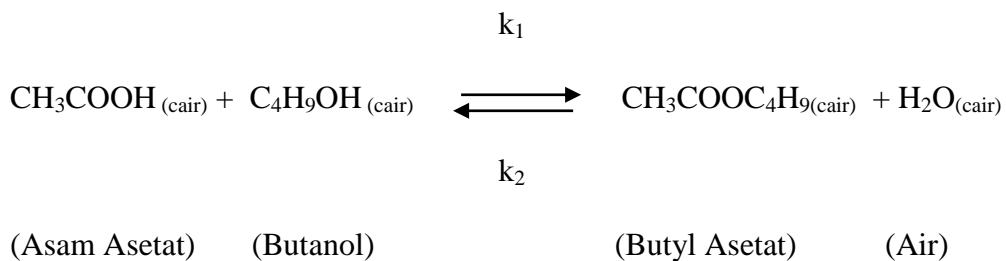
Suhu operasi = 100 °C

Laju alir massa = 6542,38 kg/jam

A. Kinetika reaksi

Reaksi yang terjadi didalam reaktor:

Reaksi Utama :



Leyes dan Othmer telah mempelajari tentang kinetika reaksi dari n-butyl alkohol dengan asam asetat pada suhu antara 0 - 120⁰C dengan menggunakan asam sulfat sebagai katalis, dengan rasio n-butyl alkohol dengan asam asetat dari 3-19,6 dan konsentrasi katalis mulai dari 0 - 0,14 % berdasarkan berat. Orde dari

reaksi ini ternyata dipengaruhi oleh temperatur dan konsentrasi dari katalis. Pada 100⁰ C dengan 5 mol alkohol per mol asam asetat dan tanpa katalis menunjukkan bahwa merupakan orde reaksi 1, 2 dan 3 dengan waktu reaksi 8 jam (32 % konversi asam menjadi ester). Pada 100⁰ C dan konsentrasi katalis yang lebih rendah (0,0147%), menunjukkan orde reaksi kedua dan ketiga, tetapi konsentrasi katalis di atas 0,015% menunjukkan orde reaksi ke dua dengan konversi 70-80% dari asam asetat. Dengan 0,032% katalis dan 5 mol alkohol per mol asam, orde reaksi tidak dapat diketahui pada suhu 0⁰ C dan 30⁰C, tetapi pada suhu 100⁰ C atau lebih tinggi reaksi esterifikasi merupakan orde ke dua dengan konversi 80-85% (Jhon Mc. Ketta, 1976).

Tabel.1 Data Densitas

Komponen	ρ (kg/m ³)
C ₄ H ₉ OH	739,556
CH ₃ COOH	960,425
H ₂ SO ₄	1739,125
CH ₃ COOC ₄ H ₉	794,290
H ₂ O	955,611

Tabel.2 Perhitungan Densitas dan Viskositas Campuran

Komponen	Massa masuk (kg/jam)	Fraksi berat	ρ campuran (kg/m ³)	Viskositas (cps)	Viskositas camp (cps)
C ₄ H ₉ OH	3498,275	0,535	327,258	0,514	0,075
CH ₃ COOH	2576,552	0,394	386,358	0,440	0,035
H ₂ SO ₄	1,119	0,0001	0,186	4,356	0,001
CH ₃ COOC ₄ H ₉	199,362	0,03	12,781	0,289	0,185
H ₂ O	266,894	0,041	132,846	0,279	0,038
Total	6542,203	1	859,430		0,333

- Fraksi berat = Massa masuk tiap-tiap komponen / jumlah massa total
- Densitas campuran = Fraksi berat x densitas (masing-masing komponen)
- Viskositas campuran = fraksi berat x viskositas (masing-masing komponen)
- Bahan masuk reactor = 6542,203 kg/jam
- Densitas campuran = 859,430 kg/m³ = 53,652 lb/ft³

1. Perhitungan Volume Reaktor

Tabel.3 Data Perhitungan Volume Cairan

Komponen	Massa	Fraksi Massa	BM	Kmol	Fraksi Mol (x)	ρ (kg/m ³)	$\rho \cdot x$	Fv=m/p
Butanol (C ₄ H ₉ OH)	3498,275	0,535	74,120	47,197	0,443	739,556	327,258	4,730
Asam Asetat (CH ₃ COOH)	2576,552	0,394	60,050	42,907	0,402	960,425	386,358	2,683
Asam Sulfat (H ₂ SO ₄)	1,119	0,00017	98,080	0,011	0,000107	1739,125	0,186	0,001
Butil Asetat (CH ₃ COOC ₄ H ₉)	199,362	0,030	116,160	1,716	0,016	794,290	12,781	0,251
Water (H ₂ O)	266,894	0,041	18,000	14,827	0,139	955,611	132,846	0,279
	6542,203	1,000		106,659	1,000	5189,007	859,430	7,944

ρ campuran : 859,429 Kg/m³ k : 0,118 m³/kmol jam

Volume cairan (Fv) : 7,943 m³/jam M : 0,909

Konsentrasi Butanol (CA₀) : 5,941 Kmol/m³ xA₁ : 0,800

Konsentrasi Asam asetat (CB₀) : 5,401 Kmol/m³

Konsentrasi Butanol (CA₀) : Fv/kmol
 : 7,943 / 47,197
 : 5,941

Konsentrasi Asam asetat (CB₀) : Fv/kmol
 : 7,943 / 42,907
 : 5,401

Nilai k

$$k = 3,533 \times 10^{11} \exp\left(\frac{-9902,2}{T}\right) (1 - \alpha)^{1,35}$$

$$k = 3,533 \times 10^{11} \exp\left(\frac{-9902,2}{373}\right) (1 - 0,8)^{1,35}$$

$$k = 0,188$$

Nilai M

$$M = CB_0 / CA_0$$

$$M = 5,401 / 5,941$$

$$M = 0,909$$

Tabel.4 Jumlah Reaktor dan Konversinya

n	x _{A1}	x _{A2}	x _{A3}	x _{A4}
1.000	0.800			
2.000	0.647	0.800		
3.000	0.623	0.702	0.800	
4.000	0.622	0.660	0.697	0.800

Tabel.5 Besarnya Volume Berdasarkan Jumlah Reaktor

n	V_1	V_2	V_3	V_4
1.000	412,380			
2.000	78,771	78,771		
3.000	64,927	14,410	50,516	
4.000	64,583	5,014	6,475	53,094

Diketahui :

- Satu Reaktor

$$V = \frac{Fv(x_{A1} - x_{A0})}{kC_{A0}(1 - x_{A1})(M - x_{A1})}$$

- Dua Reaktor

$$V = \frac{Fv(x_{A2} - x_{A1})}{kC_{A0}(1 - x_{A2})(M - x_{A2})}$$

- Tiga Reaktor

$$V = \frac{Fv(x_{A3} - x_{A2})}{kC_{A0}(1 - x_{A3})(M - x_{A3})}$$

- Empat Reaktor

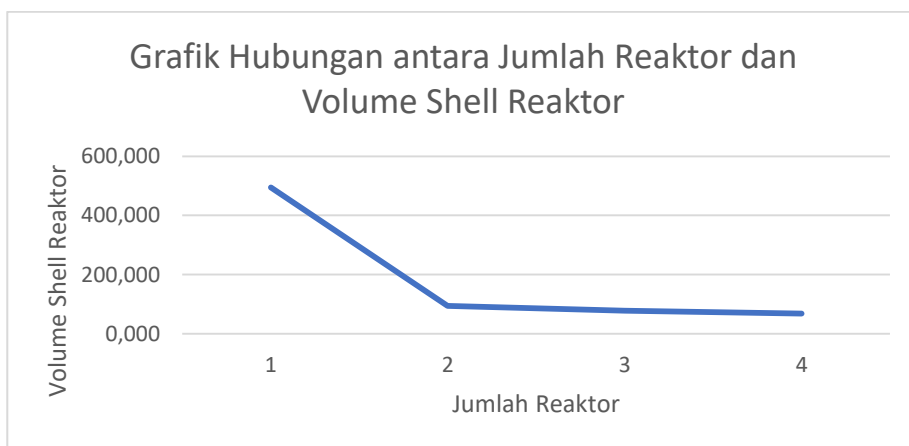
$$V = \frac{Fv(x_{A4} - x_{A3})}{kC_{A0}(1 - x_{A4})(M - x_{A4})}$$

Setelah ditentukan optimasi reaktor, kemudian dapat dihitung jumlah reaktor yang akan digunakan, serta harus dipertimbangkan jumlah reaktor dengan harga reaktor, dalam tabel berikut ini :

Tabel.6 Perbandingan Jumlah Reaktor dan Jumlah Shell Reaktor

n	V	$1.2 \times V$
1.000	412,380	494,855
2.000	78,771	94,526
3.000	64,927	77,912
4.000	56,768	68,122

Gambar.1 Grafik Hubungan antara Jumlah Reaktor dan Volume Shell Reaktor

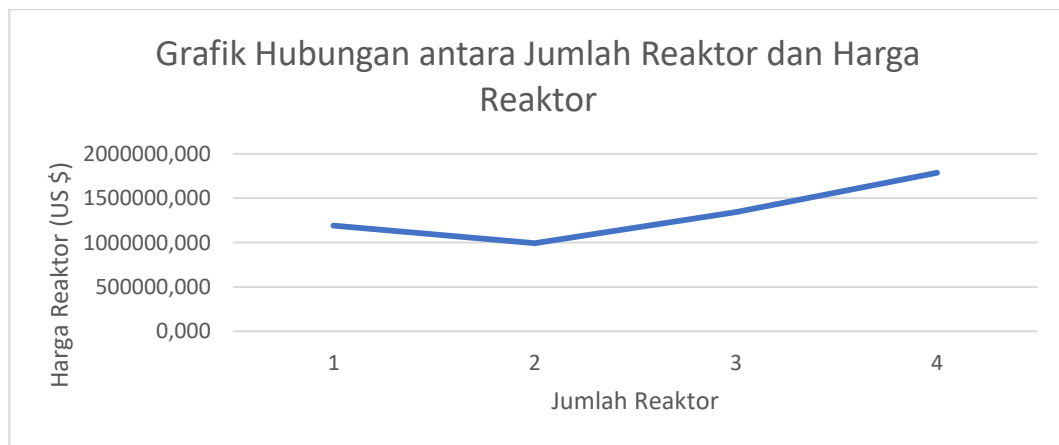


Dari grafik disimpulkan bahwa semakin sedikit jumlah reactor, volume akan lebih besar dari pada menggunakan beberapa jumlah reaktor. Dilihat dari segi ekonomi, jumlah reaktor berpengaruh pada harga reaktor per 2015 dari tabel berikut ini :

Tabel.7 Jumlah Reaktor dan Harga Reaktor

n	V (m ³)	V (gal)	Harga @ (US \$)	Harga alat (US \$)
1.000	494.855	130726,976	1190400.000	1190400.000
2.000	94.526	24971,052	496000.000	992000.000
3.000	77.912	20582,156	447700.000	1343100.000
4.000	68.122	17995,929	446400.000	1785600.000

Gambar.2 Grafik Hubungan antara Jumlah Reaktor dan Harga Reaktor



Berdasarkan Grafik di atas maka digunakan 2 reaktor dikarenakan yang paling ekonomis.

2. Perhitungan Dimensi Reaktor

- a. Menentukan umpan masuk

Tabel.8 Umpan Masuk Reaktor

Komponen	Berat (kg)	Fraksi Berat	BM	Kmol	Fraksi mol
Butanol (C ₄ H ₉ OH)	3498.275	0.534724	74.120	47.197	0.443
Asam Asetat (CH ₃ COOH)	2576.552	0.393836	60.050	42.907	0.402
Asam Sulfat (H ₂ SO ₄)	1.119	0.000171	98.080	0.011	0.000
Butil Asetat (CH ₃ COOC ₄ H ₉)	199.362	0.030473	116.160	1.716	0.016
Water (H ₂ O)	266.894	0.040796	18.000	14.827	0.139
Total	6542.203	1.000		106.659	1.000

- b. Menentukan densitas umpan

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

Densitas dapat dilihat pada Tabel.2

c. Menentukan viskositas umpan

$$\log \mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Viskositas dapat dilihat pada table 2.

d. Menentukan panas reaksi

Reaksi yang terjadi bersifat eksotermis, panas yang dikeluarkan adalah sebagai berikut:

$$\Delta H_f = \Delta H_{R298} + \int_{298}^T \Delta C_p \cdot dT$$

Dimana :

ΔH_R	=	2366071.5527
ΔH_P	=	1449418.456
ΔH_{R298}	=	-43698299.5374
ΔH_{RKS}	=	-44614952.6342 (Reaksi Eksoterm)

e. Menentukan Neraca Panas Umpan di Reaktor

Tabel.9 Neraca Panas Umpan di Reaktor

Komponen	Q in				Q out
	Arus 1	Arus 2	Arus3	Arus 8	Arus 4
Butanol (C ₄ H ₉ OH)	2613691.021			1120153.295	746768.863
Asam Asetat (CH ₃ COOH)		813390.427			97606.851
Asam Sulfat (H ₂ SO ₄)			3.253		1.685
Butil Asetat (CH ₃ COOC ₄ H ₉)				66994.652	1339893.049
Water (H ₂ O)	14564.382	15324.240	0.187	120677.724	550747.385
Total	4764799.183				2735017.833
Q Reaksi	44614952.634				

Subtotal	49379751.817	2735017.833
Q Pendingin		46644733.984
Total	49379751.817	49379751.817

3. Dimensi reaktor

a. Menghitung Dimensi Reaktor

Dimensi reaktor ditentukan berdasarkan pertimbangan agar reaksi yang terjadi dalam reaktor berlangsung secara optimal, perpindahan panas berjalan dengan baik. Reaksi yang berlangsung secara eksotermis karena adanya asam sulfat yang mempercepat reaksi pembentukan dari Butil Asetat.

$$V_{shell} = \frac{\pi}{4} D^2 \frac{D}{2}$$

$$V_{shell} = \frac{\pi}{8} D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{8 \times Volume\ Shell}{\pi}}$$

(Brownell, hal:43)

H = tinggi reaktor

D = diameter tube

Sehingga :

Perbandingan diameter dan tinggi reaktor yang optimum 1:2 (D:H = 1:2)

D = 6,222 m

$$= 20,412 \text{ ft}$$

$$H = 3,111 \text{ m}$$

$$= 10,206 \text{ ft}$$

Bentuk reaktor dipilih : *vertical vessel* dengan *forme head*

$$V_{\text{dish}} = 0.000049D_s^3$$

Dimana :

D_s : diameter shell, in

V_{dish} : volume dish, ft³

$$V_{\text{sf}} = \frac{\pi}{4} D^2 \frac{\text{sf}}{144}$$

Dipilih sf : 2 in

$$V_{\text{Head}} = 2 (V_{\text{dish}} + V_{\text{sf}})$$

$$V_{\text{Reaktor}} = V_{\text{shell}} + V_{\text{Head}}$$

Dari hasil perhitungan tersebut, maka didapatkan volum reaktor, dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$V_{\text{reaktor}} = 138,401 \text{ m}^3$$

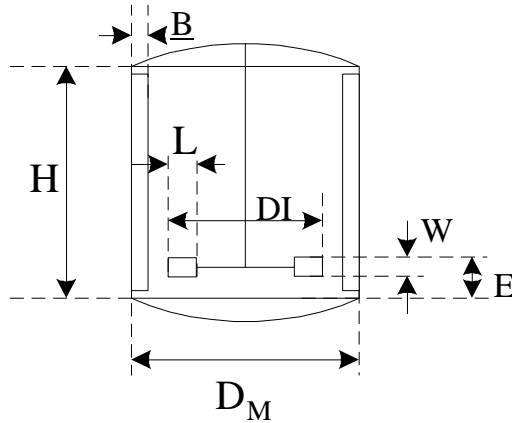
$$\text{Diameter Shell} = 6,222 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi shell} = 3,111 \text{ m}$$

$$\text{Volume shell} = 94,526 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume head} = 43,875 \text{ m}^3$$

b. Menghitung diameter pengaduk



$$DM = \frac{DI}{\frac{1}{3}} = \frac{1}{3} = 6,222 \text{ m}$$

$$DI = \frac{E}{\frac{1}{3}} = \frac{1}{3} = 2,074 \text{ m (diameter pengaduk)}$$

$$E = \frac{B}{\frac{1}{12}} = \frac{1}{12} = 2,074 \text{ m (Jarak pengaduk)}$$

$$B = \frac{L}{\frac{1}{4}} = \frac{1}{4} = 0,518 \text{ m (Lebar Baffle)}$$

$$L = \frac{W}{\frac{1}{5}} = \frac{1}{5} = 0,518 \text{ m (Lebar pengaduk)}$$

$$W = \frac{H}{DM} = 1 = 1,244 \text{ m (Lebar Pengaduk)}$$

c. Menghitung tebal dinding reaktor

Tebal dinding reaktor (shell) dihitung dengan persamaan :

$$ts = \frac{Pr}{(fE - 0.6P)} + C$$

(Brownell, 1979)

Dimana :

t_s = tebal shell, in E

= efisiensi pengelasan

f = maksimum allowable stress bahan yang digunakan

(Brownell,tabel 13-1, p.251)

r = jari-jari dalam shell, in

C = faktor korosi, in

P = tekanan design, Psi

(Bahan yang digunakan *Stainless steel* 304 Tabel 13.2

Coulson vol 6 hal 812)

E = 0,80

f = 23931,277 psi

C = 0,125

r = ID/2 = 55,263 in

P = 86,918 psi maka $t_s = 0,25$ in

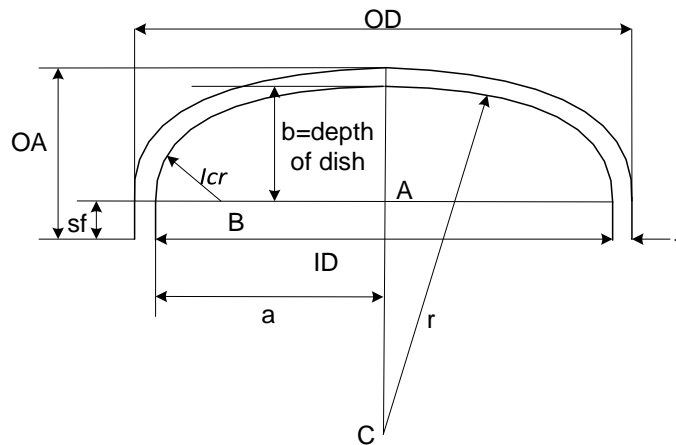
dipilih tebal shell reaktor standar 7/16 in

4. Menghitung head reaktor

a. Menghitung tebal head reaktor

Bentuk *head* : *Elipstical Dished Head*

Bahan yang digunakan: *Stainless Steel 304*



Keterangan gambar :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head a

= jari-jari dalam head t

= tebal head

r = jari-jari luar dish

icr = jari-jari dalam sudut

icr b = tinggi head

sf = straight flange

OA = tinggi total head

Tebal head dihitung berdasarkan persamaan :

$$t_h = \frac{P \times d}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times P)} + C$$

P = tekanan design, psi = 67,957 psi

IDs = diameter dalam reactor, in = 122,4726 in

f = maksimum allowable stress, psi = 23931,227 psi

E = efisiensi pengelasan = 0,80

C = faktor korosi, in = 0,125

th = 0,291 in

th standart = 0.250 maka dipilih tebal head reaktor standar 1/4 in

b. Menghitung tinggi head reaktor

ODs = 114 in ts

= 0,25 in

didapat : irc = 6,875 in

r = 108 in

a = ID_s/2 = 56,563 in

AB = a - irc = 49,688 in

BC = r - irc = 101,125 in

AC = $(BC^2 - AB^2)^{1/2}$ = 88,076 in

b = r - AC = 19,924 in

Dari tabel 5.6 Brownell p.88 dengan th 21,799 in perancangan digunakan

sf = 1,5

Menghitung tinggi reaktor

Tinggi reaktor total = panjang shell + tinggi head top

HR = 3,111 m + (2*0,551) m

= 4,212 m

5. Perancangan Jaket Pendingin

Panas yang ditransfer = 46.644.733,984 kJ/jam

$$\begin{aligned}
\text{Kebutuhan air pendingin} &= 12.419,905 \text{ kg/jam} \\
\text{Laju Volumetrik} &= 273,808 \text{ m}^3/\text{jam} \\
\text{Diameter Luar Reaktor} &= \text{Diameter dalam} + (2 \times \text{Tebal dinding}) \\
&= 113,125 + (2 \times 0,436) \\
&= 114 \text{ in} \\
\text{Jarak jaket} &= 10 \text{ in} \\
\text{Diameter Luar Jaket} &= \text{Diameter luar} + (2 \times \text{Jarak jaket}) \\
&= 114 + (2 \times 10) \\
&= 299,394 \text{ in} \\
&= 7,605 \text{ m} \\
\text{Tinggi jaket} &= 4,212 \text{ m} \\
\text{Tekanan hidrostatis} &= (H-1) \text{ Pcampuran}/144 \\
&= 0,042 \text{ psia} \\
\text{Tekanan operasi} &= 14,696 \text{ psia} \\
\text{Tekanan Design} &= \text{Poperasi} - \text{Ph} \\
&= 14,654 \text{ psia} \\
\text{Tebal Jaket Pendingin} &= \frac{(P \times r)}{(f \times E) - (0,6 \times P)} + C \\
&= \frac{(14,694 \times 299,394)}{(23931,227 \times 0,80) - (0,6 \times 14,694)} + 0,125 \\
&= 0,308 \text{ in} \\
\text{Tebal jaket standart} &= 0,438
\end{aligned}$$