

REAKTOR (R-01)

Tugas : Mereaksikan Benzil Sianida ($C_6H_5CH_2CN$) sebanyak 1298,0169 kg/jam, Asam Sulfat (H_2SO_4) sebanyak 3548,0680 kg/jam dan Air (H_2O) sebanyak 2138,9983 kg/jam menjadi Asam Fenil Asetat ($C_6H_5CH_2COOH$) sebanyak 1515,1515 kg/jam.

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Kondisi Operasi : $T = 100\text{ }^{\circ}C$

$$P = 1\text{ atm}$$

Jenis reaksi : Irreversible

Asumsi perancangan adalah pengadukan sempurna

1. Menentukan jenis reactor

Digunakan reaktor jenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk karena :

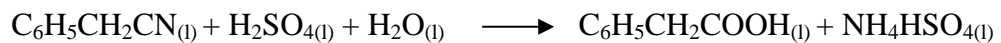
- Fase reaktan adalah cair sehingga memungkinkan penggunaan RATB.
- Menghindari adanya suhu yang tidak homogen, sehingga dengan adanya pengadukan diharapkan suhu disemua bagian reaktor adalah sama.
- Reaksi dijalankan dalam kondisi isothermal, sehingga dengan adanya pengaduk dapat menjaga kestabilan suhu dan komposisi campuran dalam reaktor.
- Perawatan dan pembersihan alat lebih mudah

- Konstruksi lebih sederhana

2. Menghitung volume reactor dan waktu tinggal

- ✓ Reaksi yang terjadi dalam reaktor

Reaksi Utama :



Perbandingan massa $\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{CN} : \text{H}_2\text{SO}_4 : 2\text{H}_2\text{O}$ adalah 1 : 2,2 : 1,7

Waktu Tinggal (θ) : 180 menit = 3 jam

Konversi (X_A) : 80 %

Data diperoleh dari (Organic Syntheses. Vol. 1941)

- ✓ Neraca Massa Reaktor

$$\text{Kapasitas Produksi} = 12.000 \frac{\text{ton}}{\text{thn}}$$

$$\text{Asumsi 1 Tahun} = 330 \text{ hari}$$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 12.000 \frac{\text{ton}}{\text{thn}} \times \frac{1 \text{ thn}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \\ &= 1.515,15 \frac{\text{Kg}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

Tabel A. 1. Neraca massa di reaktor

Komponen	Masuk				Keluar	
	Kg/jam	kmol/jam	Recycle (Kg/jam)	kmol/jam	Kg/jam	kmol/jam
H2SO4	3548,0680	36,2048			2467,1857	25,1754
H2O	2138,9983	118,8332	654,9747	36,3875	2396,9142	133,1619
NH4HSO4					1268,3824	11,0294
C6H5CH2CN	1298,0169	11,0942	315,0345	2,6926	322,6103	2,7574
C2H5OH	26,4901				26,4901	
C6H5CH2COOH			78,9474	0,5805	1578,9474	11,6099
Total	7011,5734	166,1322	1048,9566	39,6606	8060,5300	183,7339
	8060,5300				8060,5300	

✓ Menentukan densitas campuran

Hubungan antara densitas sebagai fungsi suhu dapat dinyatakan dengan

persamaan :

$$\rho = A \cdot B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana,

T = Suhu operasi (K)

Tc = Suhu kritis (K)

Tabel A.2. Data untuk menghitung densitas setiap komponen

Komponen	A	B	n	Tc
Sulfuric Acid	0.4217	0.1936	0.2857	925.0000
Water	0.3471	0.2740	0.2857	647.1300
Ammonium Hydrogen Sulfate	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzyl Cyanide	0.2753	0.2125	0.2324	790.0000
Phenylacetic Acid	0.3410	0.2469	0.2857	751.0000

Tabel A.3. Perhitungan densitas campuran

Komponen	massa (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	xi	$\rho \cdot X$
Sulfuric Acid	1462.7340	2066.5346	0.4456	920.9427
Water	1121.9975	1192.2717	0.3418	407.5602
Ammonium Hydrogen Sulfate	0.0000		0.0000	0.0000
Benzyl Cyanide	665.0000	1234.6863	0.2026	250.1514
Phenylacetic Acid	32.5470	1306.0651	0.0099	12.9509
Total	3282.2785		1.0000	1591.6051

- ✓ Menentukan viskositas campuran

Tabel A.5. Hasil perhitungan viskositas

Komponen	massa (kg/jam)	$\mu \cdot C_p$	xi	$\mu \cdot xi$
Sulfuric Acid	1.46E+03	4.36E+00	4.46E-01	1.94E+00
Water	1.12E+03	3.42E-01	3.42E-01	1.17E-01
Ammonium Hydrogen Sulfate	0.00E+00		0.00E+00	0.00E+00
Benzyl Cyanide	6.65E+02	1.14E+00	2.03E-01	2.30E-01
Phenylacetic Acid	3.25E+01	2.10E+00	9.92E-03	2.08E-02
Total	3.28E+03	7.93E+00	1.00E+00	2.31E+00

- ✓ Menentukan persamaan laju reaksi

Reaksi pembentukan asam fenil asetat dari benzyl syanide, asam sulfur, dan air merupakan reaksi dengan laju reaksi orde 1, sehingga persamaan laju reaksinya :

$$-r_A = kC_A$$

Dimana : $-r_A$ = laju reaksi

k = Konstanta laju reaksi, (/jam)

C_A = Konstanta komponen A, (kmol/m³)

Untuk mendapatkan nilai konstanta laju reaksi diperoleh rumus dari buku Pengantar Teknik Reaksi Kimia dengan penulis I Made Bendiyasa.

Persamaan untuk nilai konstanta laju reaksi :

$$k = (C_{A0} / C_A^n \tau) - (1 / C_A^{n-1} \tau)$$

Dimana, T = Suhu (K)

Sehingga nilai k = 1,33/ jam

✓ Menentukan Volume Reaktor

Asumsi : volume cairan selama reaksi adalah tetap.

Neraca Massa di Reaktor :

Rin - Rout - Rreaction = Racc

$$F_{A0} - F_A - (-rA)V = 0$$

$$\text{Dimana, } F_A = C_A \times \frac{F_{A0} - F_A}{F_V}$$

$$F_{A0} = C_{A0} \times F_{V0}$$

$$F_V = F_{V0}$$

$$C_{A0} = \frac{\left(\frac{m}{BM}\right)}{V_0}$$

$$= 2,2520 \text{ kmol/ m}^3$$

$$F_{A0} = C_{A0} \times V_0$$

$$= 13,7868 \text{ kmol/ m}^3$$

$$F_A = F_{A0} - F_{A0} \cdot X$$

$$= 2,7574 \text{ kmol/ m}^3$$

$$C_A = \frac{F_A}{V_0}$$

$$= 0,4504 \text{ kmol/ m}^3$$

Untuk menentukan jumlah reaktor dilakukan optimasi, hal ini perlu dilakukan karena untuk mendapatkan biaya paling minimum.

Optimasi reactor

- a) Menggunakan 1 RATB

Dimana $X_0 = 0$ dan $X_1 = 0,8$

$$V = \frac{F_V(X_1 - X_0)}{k(1 - x_1)}$$

$$V = 18,3664 \text{ m}^3$$

- b) Menggunakan 2 RATB

Dimana $X_0 = 0$, $X_1 = 0,5$ dan $X_2 = 0,8$

$$V = \frac{F_V(X_1 - X_0)}{k(1 - x_1)}$$

$$V = \frac{F_V(X_2 - X_1)}{k(1 - x_2)}$$

$$V_1 = 4,5916 \text{ m}^3$$

$$V_2 = 6,8874 \text{ m}^3$$

- c) Menggunakan 3 RATB

Dimana $X_0 = 0$, $X_1 = 0,3$, $X_2 = 0,6$ dan $X_3 = 0,8$

$$V = \frac{F_V(X_1 - X_0)}{k(1 - x_1)}$$

$$V = \frac{F_V(X_2 - X_1)}{k(1 - x_2)}$$

$$V = \frac{F_V(X_3 - X_2)}{k(1 - x_3)}$$

$$V1 = 1,9678 \text{ m}^3$$

$$V2 = 3,4437 \text{ m}^3$$

$$V3 = 4,5916 \text{ m}^3$$

Harga reactor dengan bahan konstruksi stainless stell dilakukan dengan menggunakan data reactor yang di ambil dari <http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html>

Tabel A.6. Hasil perhitungan optimasi harga reactor

n	V reaktor (gal)			Harga Alat Total (U\$)
	V1	V2	V3	
1	4851,889698	-	-	208100
2	1212,972424	1819,4586	-	223500
3	519,8453248	909,72932	1212,9724	249200

Berdasarkan perbandingan harga tersebut, maka dipilih 1 reaktor RATB.

$$\text{Volume} = 18,3664 \text{ m}^3$$

Over design 20% maka, (Timmerhauss, hal 37)

$$\text{Volume} = 1,2 \times 18,3664 \text{ m}^3 = 22,0397 \text{ m}^3$$

- ✓ Menentukan waktu tinggal

$$\begin{aligned} \tau &= \frac{V}{F_A} \\ &= \frac{C_{A0} - C_A}{kC_A} \\ &= 3 \text{ Jam} \end{aligned}$$

3. Menentukan Dimensi Reaktor

- ✓ Menentukan Diameter dan Tinggi Shell

$$V_{\text{reaktor}} = V_{\text{silinder}} + (2 \times V_{\text{head}})$$

$$= \frac{1}{4} \pi D^2 H + 0,000098 D^3$$

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 198:248, dimana $H/D < 2$

Diambil perbandingan HI dan D = 1, karena jika HI/D terlalu besar atau terlalu kecil maka :

- Pengadukan tidak sempurna
- Ada gradient konsentrasi di dalam reactor
- Distribusi panas tidak merata

Untuk tekanan 1 atm/ 15 psig maka dipilih *torishperical flanged and dished head*

✓ Menghitung Tekanan Desain

$$P_{abs} = P_{operasi} + P_{hidrostatik}$$

$$P_{abs} = P_{operasi} + P_{hidrostatik}$$

$$= 14,7 \text{ psi} + \rho \frac{g \times H}{g_c \times 144}$$

$$= 20,3915 \text{ psi}$$

Dimana, ρ = Densitas campuran , lb/ft³

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

$$g_c = \text{Faktor konversi percepatan gravitasi} = 32,174 \text{ g}_m \cdot \text{cm/g}_f \cdot \text{s}^2$$

Tekanan desain berkisar antara 5-10% diatas tekanan kerja normal. Dalam perancangan ini diambil tekanan desain sebesar 10% diatas tekanan kerja normal (Coulson 1988 hal 810)

$$P_{desain} = 1,1 \times P_{abs}$$

$$= 22,4306 \text{ psi}$$

$$= 1,5 \text{ atm}$$

✓ Bahan Konstruksi

Material : *Stainless Steel* SA 167 Grade 10 type 310 (Brownell and Young 1959, halaman 342)

Alasan :

✓ Menghitung Tebal Shell

$$ts = \frac{P_d \times r_i}{2fE + 0,12P} + C \quad (\text{Pers 14.34 Brownell, 1959:275})$$

Dimana, P : tekanan dalam tangki

D : diameter tangki

E : efisiensi pengelasan = 0,85 (Tabel 13.2 Brownell, 1959:254)

C : factor korosi = 0,125 in/ 10 tahun (Tabel 6.Timmerhaus,1991:542)

f : allowable stress tegangan yang di izinkan 18750 psi.

$$ts = \frac{22,4306 \times 59,8270}{(2 \times 18750 \times 0,85) + (0,12 \times 22,4306)} + 0,125$$

$$ts = 0,17 \text{ in}$$

Digunakan tebal dinding standar $ts = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$ (Brownell and Young 1959, halaman 88)

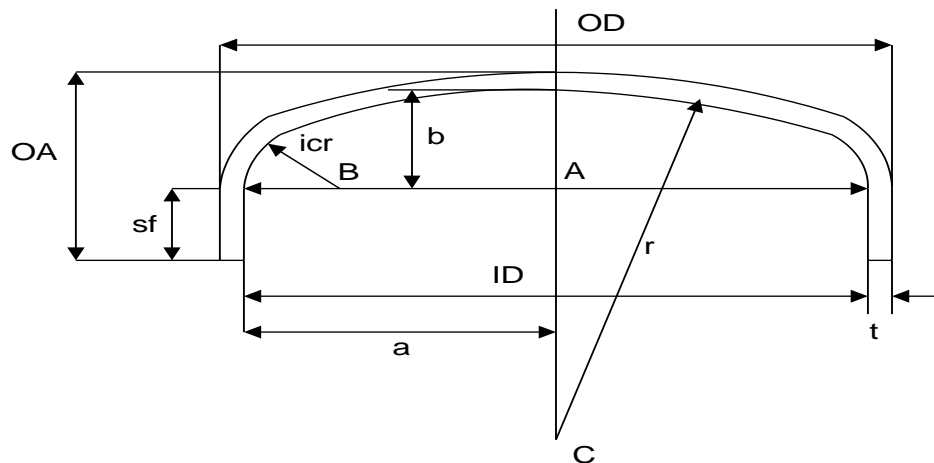
✓ Menghitung Diameter Total Reactor

$$OD = ID + 2.ts$$

$$= 120 \text{ in}$$

Digunakan diameter luar standar 84 in (Dari Tabel 5.7 Brownell and Young 1959).

✓ Menghitung Tebal Head



Gambar A.1 Bentuk head *torispherical*

Keterangan :

- t : Tebal head, in
- icr : Inside corner radius, in
- rc : Radius of dish, in
- sf : Straight flange, in
- OD : Diameter luar, in
- b : Dept of dish, in
- OA : Tinggi head, in

Tebal head :

$$th = \frac{p \cdot rc \cdot w}{2fE - 0,2p} + C$$

(Persamaan 7.77 Brownell and Young, 1959 halaman 138)

Dimana,

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

(Persamaan 7.76 Brownell and Young, 1959 halaman 138)

OD = 120 in, maka

rc = 114 in

icr = 7 1/4 in

(Tabel 5.7 Brownell and Young 1959)

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{84}{0,625}} \right)$$

w = 1,7413 in

$$th = \frac{20,9606 \times 114 \times 1,7413}{(2 \times 18750 \times 0,85) - (0,2 \times 19,659)} + 0,125$$
$$= 0,3125 \text{ in}$$

Digunakan tebal head standar 5/16 in = 0,3125 in

(Pada Tabel 5.4 Brownell and Young, 1959 halaman 87).

✓ Dept of dish (b)

$$b = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left\{ \frac{ID}{2} icr \right\}^2}$$
$$= 21,1 \text{ in}$$

✓ Tinggi Head (OA)

Untuk th 5/16 in di pilih sf = 3 in (Tabel 5.6 Brownell and Young 1959)

OA = th + b + sf (Fogler, 1959 p.87)

OA = 144,1 in = 0,3 m

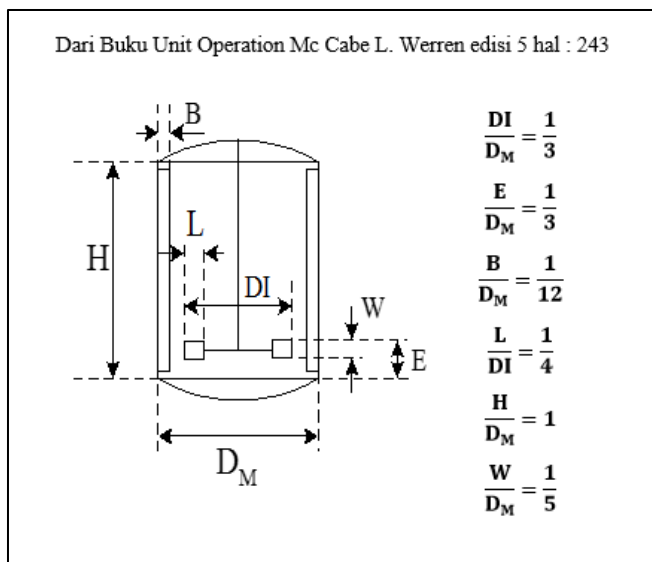
✓ Menghitung Tinggi Tangki Total

H = Tinggi shell + (2 x tinggi head)

$$= (3) + (2 \times 0,3)$$

$$= 3,6 \text{ m}$$

✓ Desain Pengaduk



Gambar A.2. Basis Perancangan Pengadukan

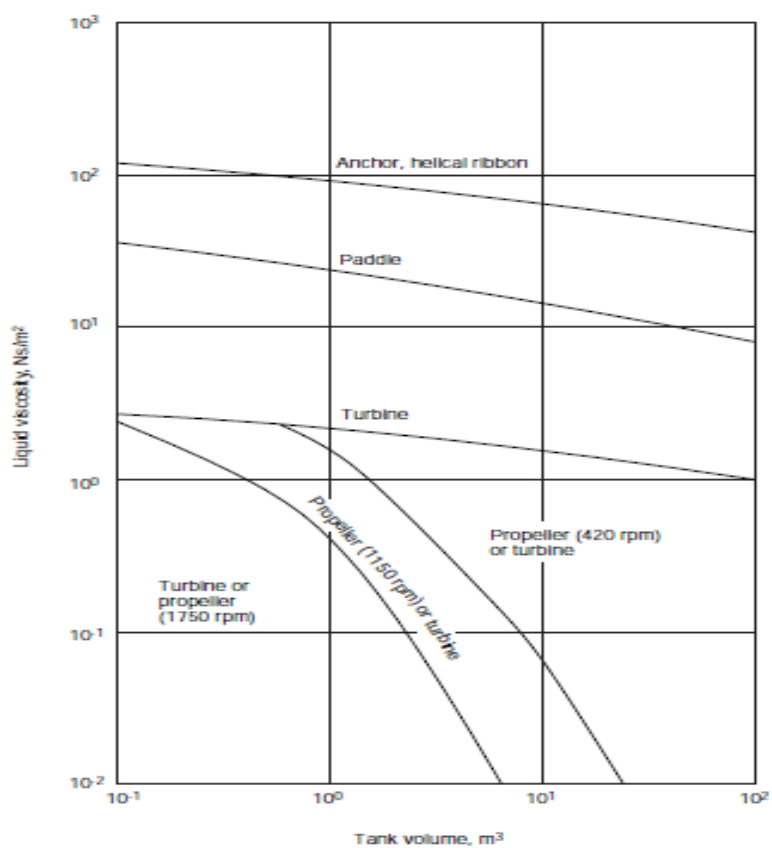


Figure 10.57. Agitator selection guide

- ✓ Diameter Impeller

$$\begin{aligned}DI &= DM/3 \\ &= 1,01 \text{ m}\end{aligned}$$

- ✓ Lebar Sudut Pengaduk

$$\begin{aligned}W &= DM/5 \\ &= 0,61 \text{ m}\end{aligned}$$

- ✓ Lebar Baffle

$$\begin{aligned}B &= DM/12 \\ &= 0,25 \text{ m}\end{aligned}$$

- ✓ Panjang Blade

$$\begin{aligned}L &= DI/4 \\ &= 0,25 \text{ m}\end{aligned}$$

- ✓ Tebal Pengaduk

$$\begin{aligned}t_i &= 0,2 \times DI \\ &= 0,20 \text{ m}\end{aligned}$$

- ✓ Diameter Batang Penyangga Impeller (Wallas, hal 288 :1990)

$$\begin{aligned}D_d &= 2/3 \times DI \\ &= 0,68 \text{ m}\end{aligned}$$

- ✓ Jarak Baffle dari Dasar Tangki (Wallas, hal 288 :1990)

$$\begin{aligned}\text{Offset 1} &= 1/2 \times DI \\ &= 0,51 \text{ m}\end{aligned}$$

- ✓ Jarak Baffle dari permukaan cairan (Wallas, hal 288 :1990)

$$\text{Offset 2} = 1/6 \times w$$

$$= 0,04 \text{ m}$$

- ✓ Jarak Pengaduk dari dasar tangki

$$E = DM/3$$

$$= 1,01 \text{ m}$$

- ✓ Jumlah Pengaduk Yang Digunakan

1 buah

- ✓ Daya Pengadukan

$$N'_{Re} = \frac{D_a^2 N \rho}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, Pers. 3.4-1, 1978})$$

Dimana,

Da : Diameter impeller, m

N : Kecepatan putar motor, rpm

Kecepatan putaran motor standar yang tersedia secara komersil adalah 37,

45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190 dan 320 rpm (Walas, 1990)

Digunakan N = 45 rpm

$$N = 0,75 \text{ rps}$$

$$N'_{Re} = \left(\frac{1,01^2 \times 0,75 \times 82,1940}{0,0015} \right)$$

$$N'_{Re} = 41622,93 \quad (\text{Aliran Turbulen})$$

n, karena $N'_{Re} > 10^4$.