

# LAMPIRAN A

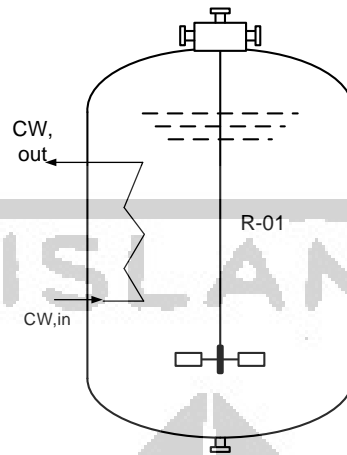
لَا إِلَهَ إِلَّا اللَّهُ مُحَمَّدٌ رَسُوْلُهُ

## LAMPIRAN A

### REAKTOR

Jenis	= Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Fase	= Cair - Cair
Fungsi	= Tempat mereaksikan $\text{H}_3\text{PO}_4$ (aq) dan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ (aq)
Bentuk	= Tangki Silinder
Bahan	= <i>Stainless Steel SA 167 Grade 11</i> <i>type 316</i>
Suhu Operasi	= 35 °C
Tekanan	= 1 atm
Waktu Tinggal ( $\tau$ )	= 37,9524 jam
Reaksi	= Eksotermis
Konversi terhadap $\text{Ca}(\text{OH})_2$	= 95%

(Sumber: *Jurnal Research and Design Trans IChemE Part A*, 2007)



Gambar A.1 RATB menggunakan koil

## A.Optimasi Reaktor

### 1.Volume Reaktor

Tabel A.1 Densitas masing-masing komponen

Komponen	F <sub>m</sub> (kmol/jam)	F <sub>w</sub> (kg/jam)	Fraksi (xi)	ρ <sub>i</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	ρ <sub>i</sub> .xi	F <sub>w</sub> /ρ <sub>i</sub>
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	49,222	4823,789	0,052	1909,519	99,411	2,526
Ca(OH) <sub>2</sub>	49,222	3642,453	0,039	304,561	11,973	11,960
CaHPO <sub>4</sub> .2H <sub>2</sub> O	2,461	423,312	0,005	1018,06	4,651	0,416
H <sub>2</sub> O	4653,724	83767,036	0,904	1018,409	920,702	82,253
Total	4754,630	92656,589	1,000	3232,140	1036,737	97,154

$$\text{Densitas } (\rho_i) \text{ campuran} = 1.036,737 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volumetric flow (F}_v) = \sum F_w/\rho_i$$

$$= 97,154 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Untuk equimolal feed, Ca<sub>0</sub> = C<sub>b0</sub>

$$Ca_0 = \frac{\text{mol mula} - \text{mula}}{\sum F_v}$$

$$Ca_0 = \frac{49,222 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}}}{97,154 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}}$$

$$Ca_0 = 0,5066 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}$$

Diketahui (*Jurnal Research and Design Trans IChemE Part A, 2007*),

$$\text{konversi reaksi (x}_a\text{)} = 95\%$$

$$k = 0,5006 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

Volume (V)

$$R_{in} - R_{out} - R_x = R_{acc}$$

$$FC_{A0} - FC_A - (-r_A)V = 0$$

$$F(C_{A0} - C_A) = (-r_A)V$$

$$\frac{V}{F} = \frac{(C_{A0} - C_A)}{(-r_A)}$$

Dengan :

$$(-r_A) = k C_A$$

$$C_A = C_{A0}(1 - X_A)$$

$$(-r_A) = k C_{A0}(1 - X_A)$$

$$\frac{V}{F} = \tau$$

Maka :

$$\tau = \frac{C_{A0} - C_{A0}(1 - X_A)}{k C_{A0}(1 - X_A)}$$

$$\tau = \frac{C_{A0}(1 - 1 - X_A)}{k C_{A0}(1 - X_A)}$$

$$\tau = \frac{C_{A0}X_A}{k C_{A0}(1 - X_A)}$$

$$\tau = \frac{X_A}{k(1 - X_A)}$$

Waktu tinggal ( $\tau$ )

$$\begin{aligned} \tau &= \frac{X_A}{k \times (1 - X_A)} \\ &= \frac{0,95}{0,5006 \times (1 - 0,95)} \\ &= 37,9524 \text{ jam} \end{aligned}$$

Sehingga didapatkan volume reaktor sebagai berikut :

$$V = Fv \times \tau$$

$$= \frac{Fv \times x}{k \times (1 - x)}$$

$$= \frac{97,154 \times 0,95}{0,5006 \times (1 - 0,95)}$$

$$= 3.687,2492 \text{ m}^3$$

## 1. Optimasi Reaktor

Diketahui :

$$X_a = 0,95$$

$$k = 0,5006 \text{ m}^3/\text{kmol}\cdot\text{jam}$$

$$F_v = 97,154 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$C_{a0} = 0,5066 \text{ kmol/m}^3$$

Melakukan *trial and error* pada *Microsoft excel* untuk mendapatkan volume reaktor, sehingga didapatkan :

➤ Optimasi 1 :

Jumlah Reaktor = 1

Volume untuk 1 buah Reaktor telah dihitung sebelumnya yaitu

3.687,2492 m<sup>3</sup> dengan konversi 95%

➤ Optimasi 2 :

Jumlah Reaktor = 2

- Menebak volume reaktor

$$V_{tebak} = 1,500 \text{ m}^3$$

- Menghitung konversi

$$x_0 = \frac{(V_{tebak} \times k \times (1 - x_1)) - (F_v \times x_1)}{F_v}$$

$$x_1 = \frac{(V_{tebak} \times k \times (1 - x_2)) - (F_v \times x_2)}{F_v}$$

$$x_2 = 0,95$$

$V_{tebak}$  dinyatakan memenuhi ketika nilai  $x_0 = 0$ . Maka didapatkan nilai:

$$x_0 = 0$$

$$x_1 = 0,78$$

$$x_2 = 0,95$$

$$V_1 = 673,83 \text{ m}^3$$

$$V_2 = 673,83 \text{ m}^3$$

➤ Optimasi 3 :

Jumlah Reaktor = 3

- Menebak volume reaktor

$$V_{tebak} = 675 \text{ m}^3$$

- Menghitung konversi

$$x_0 = \frac{(V_{tebak} \times k \times (1 - x_1)) - (F_v \times x_1)}{F_v}$$

$$x_1 = \frac{(V_{tebak} \times k \times (1 - x_2)) - (F_v \times x_2)}{F_v}$$

$$x_2 = \frac{(V_{tebak} \times k \times (1 - x_3)) - (F_v \times x_3)}{F_v}$$

$$x_3 = 0,95$$

$V_{tebak}$  dinyatakan memenuhi ketika nilai  $x_0 = 0$ . Maka didapatkan nilai:

$$x_0 = 0$$

$$x_1 = 0,6$$

$$x_2 = 0,9$$

$$x_3 = 0,95$$

$$V_1 = 333 \text{ m}^3$$

$$V_2 = 333 \text{ m}^3$$

$$V_3 = 333 \text{ m}^3$$

➤ Optimasi 4 :

Jumlah Reaktor = 4

- Menebak volume reaktor

$$V_{tebak} = 350 \text{ m}^3$$

- Menghitung konversi

$$x_0 = \frac{(V_{tebak} \times k \times (1 - x_1)) - (F_v \times x_1)}{F_v}$$

$$x_1 = \frac{(V_{tebak} \times k \times (1 - x_2)) - (F_v \times x_2)}{F_v}$$

$$x_2 = \frac{(V_{tebak} \times k \times (1 - x_3)) - (F_v \times x_3)}{F_v}$$

$$x_3 = \frac{(V_{tebak} \times k \times (1 - x_4)) - (F_v \times x_4)}{F_v}$$

$$x_4 = 0,95$$

$V_{tebak}$  dinyatakan memenuhi ketika nilai  $x_0 = 0$ . Maka didapatkan nilai:



$$x_0 = 0$$

$$x_1 = 0,5$$

$$x_2 = 0,8$$

$$x_3 = 0,9$$

$$x_4 = 0,95$$

$$V_1 = 216,36 \text{ m}^3$$

$$V_2 = 216,36 \text{ m}^3$$

$$V_3 = 216,36 \text{ m}^3$$

$$V_4 = 216,36 \text{ m}^3$$

Tujuan dilakukannya optimasi reaktor adalah untuk mendapatkan biaya total minimal. Estimasi harga reaktor, berdasarkan (Timmerhaus Fig.14-56, P.539, Index Tahun 1990) dengan menggunakan metode six tenth factor:

$$Eb = Ea \times \left(\frac{Cb}{Ca}\right)^{0,6}$$

Dimana,  $Ea$  = harga alat a

$Eb$  = harga alat b

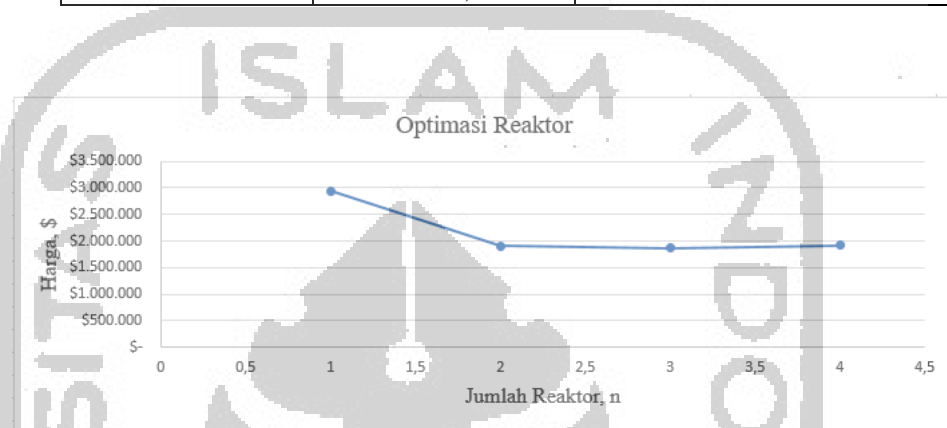
$Ca$  = kapasitas alat a

$Cb$  = kapasitas alat b

$Ca = 1000$  gallon

$Ea = \$38.000$

Jumlah Reaktor	Volume (gallon)	Biaya (USD)
1	1402657,93	\$ 2.937.343
2	213609,10	\$ 1.899.264
3	105485,02	\$ 1.865.603
4	68588,37	\$ 1.921.294



Gambar A.2 Hubungan jumlah Reaktor dan harga

Berdasarkan optimasi yang telah dilakukan, maka jumlah reaktor yang paling optimum yaitu sebanyak 3 sehingga dipilih menggunakan 3 reaktor dengan volume tiap reaktor adalah  $333 \text{ m}^3$ .

## B. Menentukan Volume Reaktor

Diambil perhitungan alat pada Reaktor ketiga (R-03) dengan konversi 0,95.

### a. Menentukan volume cairan di dalam reaktor

$$\text{Laju alir massa (F)} = 30.885,53 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas campuran} = 1.015,0849 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Waktu tinggal fluida } (\tau) = 37,9524 \text{ jam}$$

$$\text{Faktor kelonggaran} = 20\%$$

$$\text{Laju alir volumetrik (Q)} = 30,4265 \text{ m}^3/\text{jam} = 730,2372 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$V \text{ cairan} = 333 \text{ m}^3$$

b. Volume fluida total reaktor

$$V_t = V \text{ cairan} \times \text{over design}$$

$$V_t = 333 \text{ m}^3 \times 1,2 = 399,3043 \text{ m}^3$$

### C. Menentukan Diameter dan Tinggi Reaktor

Jenis : Silinder Vertikal

Head : *Torispherical dished head*

Bahan : Stainless Steel

$$V = 399,3043 \text{ m}^3$$

Rasio H/D

Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki (H : D) = 2 : 3

Volume silinder :

$$V = \frac{\pi D^2 H}{4} = \frac{\pi D^2 (\frac{2}{3} D)}{4} = \frac{\frac{2}{3} \pi D^3}{4}$$

Volume *head* = 0,000049 D<sup>3</sup> (Brownell, halaman 88 pers. 5.11)

V tangki total = Volume silinder + Volume head

$$V = \frac{(2/3 * \pi * D^3)}{4} + (0,000049 * D^3)$$

$$\text{Maka, D (Diameter tangki)} = \sqrt[3]{\frac{V_r}{\left(\frac{2\pi}{4} + 0,000049\right)}}$$

$$= 28,98 \text{ ft} = 9,14 \text{ m}$$

$$H \text{ (tinggi tangki)} = \frac{2}{3}D = \frac{2}{3}(28,98) = 19,99 \text{ ft} = 6,10 \text{ m}$$

Diambil ukuran standar tangki : (Appendix E. Brownell)

$$\text{Diameter standar} = 30 \text{ ft} = 9,14 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi standar} = 24 \text{ ft} = 7,32 \text{ m}$$

$$\text{Sehingga kapasitas standar tangki sebesar} = 3.020 \text{ bbl} = 480,14 \text{ m}^3$$

### Menentukan Tebal *shell*

Direncanakan menggunakan bahan konstruksi *Stainless Steel*.

Pertimbangannya : waktu tinggal yang lama sehingga dibutuhkan reaktor dengan ukuran besar, maka dipilih bahan yang terjangkau harga nya.

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

Dimana,

$t_s$  = tebal shell, in

$r_i$  = jari-jari shell, in

$f$  = allowable stress, psi

$E$  = joint efisiensi tipe *double welded butt joint* (Brownell hal 254)

$C$  = faktor korosi, in (tabel 6. Timmerhaus, 1991 : 542)

$P$  = internal pressure, lb/in<sup>2</sup>

Jika, diketahui data sebagai berikut :

$$r_i = 180 \text{ in}$$

$$f = 18.750 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$P = 17,642 \text{ psi}$$

Sehingga, tebal shell adalah :

$$t_s = \frac{17,642 \text{ psi} \times 540 \text{ in}}{5076,33 \text{ psia} \times 0,8 - 0,6 \times 17,642 \text{ psia}} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,3368 \text{ in}$$

Diambil tebal standar yaitu,  $t_s = 0,375 \text{ in}$ .

#### D. Head Design

##### 1. Menentukan jenis Head

Head yang digunakan adalah jenis *Torisherical dished head*.

Keterangan :

T = tebal head, in

lcr = inside corner radius, in

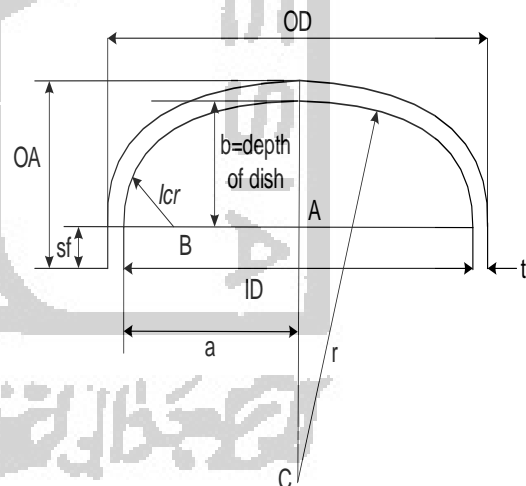
r = radius of dish, in

OD = outside diameter, in

ID = inside diameter, in

B = depth of dish, in

sf = Straight flange



##### 2. Material : *Stainless Steel*

##### 3. Menentukan tekanan desain reaktor

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho_{\text{mix}}(g/g_c)H_L}{144} = \frac{63,3697 \text{ lb/ft}^3 \left( \frac{9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}}{9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} \right) \times 16,6658 \text{ ft}}{144}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 35,808 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5-10% di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1983). Tekanan desain diambil 5% di atas tekanan kerja normal.

$$P_{\text{desain}} = 1,05 \times (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}})$$

$$P_{\text{desain}} = 1,05 \times (14,7 + 35,808) \text{ psi}$$

$$P_{\text{desain}} = 55,56 \text{ psi}$$

#### 4. Menentukan tebal head (th)

$$t_h = \frac{0,885 P \cdot r_c}{f \cdot E - 0,1 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell and Young, 1959})$$

Keterangan :

P = Tekanan Perancangan, psi

F = tekanan maksimum yang diijinkan pada bahan, psi

E = welded joint efficiency

rc = crown radius, in

th = tebal head, in

C = faktor korosi, in

Jika, diketahui data sebagai berikut :

$$r_c = 180 \text{ in}$$

$$F = 18.750 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$P = 55,56 \text{ psi}$$

Sehingga, tebal shell adalah :

$$th = \frac{0,885 \times 55,56 \text{ psi} \times 180 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,1 \times 55,56 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$th = 0,337 \text{ in}$$

diambil tebal standart yaitu,  $th = 0,375 \text{ in}$

#### 5. Menentukan tinggi head

$icr = 6\% \times OD$  (for torispherical dished head in which the knuckle

radius 6% of the inside crown radius)

$$OD = ID + 2 \text{ ts}$$

$$= 360 \text{ in} + 2 (0,375 \text{ in})$$

$$= 360,75 \text{ in}$$

$$rc = 360,75 \text{ in}$$

$$icr = 21,645 \text{ in}$$

untuk bahan *Stainless Steel* =

$$f = 18.750 \text{ psi}$$

$$E = 0,8 \text{ (double welded butt joint)}$$

$$a = \frac{ID}{2} = 180 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 158,355 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 339 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{\frac{1}{2}} = 299,860 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 60,890 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell hal. 88 dengan th maksimum 3 in didapat sf = 1,5 – 3,5 in. Perancangan digunakan sf = 2,5 in

$$\begin{aligned} \text{Sehingga, tinggi head (Hh)} &= th + b + sf \\ &= 0,375 \text{ in} + 60,890 \text{ in} + 2,5 \text{ in} \\ &= 63,765 \text{ in} \\ &= 5,314 \text{ ft} \\ &= 1,620 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\text{Tinggi total reaktor} = 8,93 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi shell} = 7,32 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi head} = 1,62 \text{ m}$$

**Menentukan tebal bottom (tb) flat**

$$tb = \frac{P \cdot d}{2 \cdot f \cdot E} + C$$

$$tb = \frac{55,56 \text{ psi} \times 360 \text{ in}}{2 \times 18.750 \text{ in} \times 0,8} + 0,125 \text{ in}$$

$$tb = 0,3367 \text{ in}$$

Diambil tb standart = 0,5 in = 0,0127

### E. Menghitung Dimensi Pengaduk



$$\text{Volume cairan yang diaduk} = 333 \text{ m}^3 = 87.969,3 \text{ gallon}$$

$$\text{Kekentalan cairan yang diaduk } (\mu) = 0,7359 \text{ cp}$$

$$= 0,0004945 \text{ lb/ft.s}$$

Jenis pengaduk yang dipilih yaitu *six flat blades turbin*, dengan alasan cocok untuk cairan dengan viskositas mencapai 5000 cp.

Proporsi geometri pengaduk standar (tabel 3.4-1

Geankoplis,1993:144):

$$D_i = 0,3 D_t$$

$$Z_i = D_i$$

$$w = 0,17 D_i$$

$$L = 0,25 D_i$$

$$\text{Offset 1} = 0,5 D_i$$

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

$$D_d = 2/3 D_i$$

$$W = 0,2 D_i$$

$$\text{Panjang Baffle} = H_{l,s} - (\text{offset 1} + \text{offset 2})$$

$$H_{l,s} = \text{tinggi cairan di shell} = 5,08 \text{ m}$$

$$D_t = \text{diameter tangki} = 9,14 \text{ m}$$

$$D_i = \text{diameter impeller} = 2,74 \text{ m}$$

$$Z_i = \text{tinggi impeller dari dasar} = 2,74 \text{ m}$$

## Tangki

W	= lebar baffle	= 0,47 m	
L	= panjang impeller blade	= 0,69 m	Offset 2 = jarak
Offset 1	= jarak baffle dari dasar tangki	= 1,37 m	baffle dari permukaan cairan
Dd	= diameter batang penyangga	= 1,83 m	
	Impeller		
W	= tebal baffle	= 0,55 m	
Panjang Baffle		= 3,63 m	
Jumlah baffle		= 4	

- Kebutuhan daya teoritis:

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times D_i^5$$

(pers 3.4-2 geankoplis, 1993:145)

Dimana, P = kebutuhan daya (J/s)

$N_p$  = power number

$\rho$  = densitas campuran ( $\text{kg/m}^3$ )

N = kecepatan rotasi (rev/s)

$D_i$  = diameter impeller (m)

Untuk mencari kebutuhan daya, sebelumnya harus dicari kecepatan rotasi dan power number dengan persamaan berikut:

Kecepatan rotasi:

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

(pers 8.8 Rase,1977:145)

$$WELH = Hl, s \times sg$$

Dimana, WELH = *water equivalent liquid height* (m)

Hl,s = tinggi cairan pada shell (m)

sg = *specific gravity*

$$WELH = 5,08 \times 0,00074$$

$$= 0,00374 \text{ m}$$

$$N = \frac{600}{3,14 \times 2,743} \times \sqrt{\frac{0,00374}{2 \times 2,743}}$$

$$= 1,8165 \text{ rpm}$$

$$= 0,0303 \text{ rev/s}$$

- Power number:

Power number dilihat dari fig.3.4-4 geankoplis,1993 berdasar nilai bilangan reynold (NRe).

$$N_{Re} = \frac{Di^2 \times N \times \rho}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{(2,743 \text{ m})^2 \times 0,0303 \text{ m} \times 1015,085 \text{ kg/m}^3}{0,0007359 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}}$$

$$= 314.278,8756 \text{ (aliran turbulen)}$$

Sehingga,  $N_p = 6$

$$P = 6 \times 1015,085 \text{ kg/m}^3 \times (0,0303 \text{ rev/s})^3 \times (2,743 \text{ m})^5$$

$$= 26,2552 \text{ J/s}$$

$$= 0,035 \text{ Hp}$$

$$n = \text{jumlah pengaduk} = \frac{WELH}{Dt}$$

$$= \frac{0,00374 \text{ m}}{9,14 \text{ m}}$$

$$= 0,00041$$

$$\cong 1$$

- Daya yang hilang:

$$\text{Daya yang hilang} = 10\% \times \text{Daya teoritis}$$

$$= 10\% \times 0,035 \text{ Hp}$$

$$= 0,0035 \text{ Hp}$$

- Daya input:

$$\text{Daya input} = \text{daya kebutuhan teoritis} + \text{daya yang hilang}$$

$$= 0,035 \text{ Hp} + 0,0035 \text{ Hp}$$

$$= 0,0387 \text{ Hp}$$

- Daya motor:

$$\text{Effisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{Daya motor} = 0,0484 \text{ Hp}$$

Sehingga, dipilih sesuai standar NEMA sebesar 0,05 Hp

### F. Menghitung Dimensi *Coil* Pendingin

Penggunaan jaket pendingin bertujuan untuk mempertahankan suhu reaktor agar konstan 30°C.

- $\Delta T$  LMTD

Perbedaan temperatur logaritmik rata-rata:

Fluida Panas	Temperatur (F)	Fluida Dingin	$\Delta T$
95	Temperatur tinggi	91,4	3,6 $\Delta T 2$
95	Temperatur rendah	86	9 $\Delta T 1$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

$$= 5,893 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Luas Perpindahan Panas yang Tersedia

$$A = \text{Luas selimut reaktor} + \text{Luas penampang reaktor}$$

$$A = \left( \pi \times D_o \times H_{L,s} \right) + \left( \frac{1}{4} \times \pi \times D_o^2 \right)$$

Dimana, A = luas perpindahan tersedia (m<sup>2</sup>)

$D_o$  = outside diameter (m)

$$A = (3,14 \times 9,14 \text{ m} \times 5,08 \text{ m}) + \left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times (9,14 \text{ m})^2\right)$$

$$= 211,68 \text{ m}^2 = 2278,49 \text{ ft}^2$$

- Luas Perpindahan Panas yang dibutuhkan

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana, A = luas perpindahan dibutuhkan (ft<sup>2</sup>)

$U_d = 350 \text{ Btu/J.ft}^2.\text{°F}$  (Table 8. D. Q Kern, 1965:840)

Q = Panas reaksi (Btu/jam)

$$A = \frac{33992880,77 \text{ kJ/jam}}{350 \text{ Btu/J.ft}^2.\text{°F} \times 5,893\text{°F}}$$

$$= 15620,1052 \text{ ft}^2$$

Luas selimut < A terhitung, sehingga luas selimut tidak mencukupi sebagai luas transfer panas, maka digunakan *coil* pendingin.

#### 1. Menghitung kebutuhn air pendingin

Q air pendingin :	5377851,805	kJ/jam	5098203,5114	Btu/jam
T in	30	°C	303	K
T out	33	°C	306	K

Komponen	A	B	C	D
----------	---	---	---	---

Air	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
-----	--------	-----------	-----------	----------

$\int C_p \cdot dT :$	226,2505	J/mol	226,2505	kJ/kmol
Keb. Air pendingin :	23769,4571	kmol/jam	427850,2270	kg/jam

## 2. Perancangan koil pendingin

### 1) Menghitung kecepatan volumetrik

Kecepatan alir volumetrik dapat dihitung dengan rumus membagi kebutuhan air pendingin dengan masa jenis air.

Kebutuhan air pendingin : 23769,4571 kmol/jam

Kebutuhan air pendingin : 427.850,2270 kg/jam

Tin air : 30 °C

Tout air : 33 °C

Tavg : 32,5 °C

Sifat fisis air pada suhu 32,5 dapat dilihat pada Perry 1984 tabel 2-355, didapatkan sebesar 988,0360 kg/m<sup>3</sup>.

Dengan mengetahui besarnya kebutuhan air pendingin dan masa jenis air pada suhu rata-rata, maka dapat dihitung pula besarnya nilai kecepatan volumetrik yakni :

$$Q_v = \frac{m_{\text{air}}}{\rho_{\text{air}}}$$

$$Q_v = \frac{427.850,2270 \text{ kg/jam}}{988,0360 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 433,0310 \text{ m}^3/\text{jam}$$

## 2) Menentukan diameter minimum koil

Untuk aliran dalam koil/tube, batasan kecepatan antara 5-30 m/s.

(Culson pg. 534). Dipilih kecepatan 10 m/s. maka :

Kecepatan pendingin : 10 m/s

Kecepatan volumetrik : 433,0310 m<sup>3</sup>/jam.

Luas penampang dapat di hitung :

$$\text{Luas penampang} = \frac{\text{kecepatan volumetrik}}{\text{kecepatan pendingin}}$$

Didapatkan besarnya luas penampang sebesar 0,0120 m<sup>2</sup>

Nilai diameter dapat dihitung dengan menggunakan rumus:

$$ID = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}}$$

Nilai ID hitung didapat sebesar 0,1238 m = 4,8735 in.

Dipilih ID standar dari tabel Kern tabel 11 pg 844:

IPS : 6 in

Schedule Number : 40

*Outside* diameter (OD) : 6,625 in

*Inside* diameter (ID) : 6,065 in

Luas Penampang (A') : 28,9 in<sup>2</sup>

Luas perpan/panjang (a'') : 1,7340 ft<sup>2</sup>/ft



3) Menghitung  $h_i$ 

$$\rho \text{ air pendingin} : 1,0230 \text{ kg/m}^3 = 0,8177 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ air pendingin} : 0,0193 \text{ cP} = 1,9781 \text{ lb/ft jam}$$

$$k \text{ air pendingin} : 0,0193 \text{ W/m.K} = 0,0112 \text{ btu/ft jam } ^\circ\text{F}$$

$$C_p \text{ air pendingin} : 25227,9279 \text{ kJ/kmol} = 602,6672 \text{ btu/lb}$$

Menghitung nilai  $G_t$  = kebutuhan pendingin/luas penampang,  
didapatkan

besarnya nilai  $G_t$  sebesar  $4699921,9609 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$ .

- Kecepatan pendingin terhitung :  $G_t/\text{masa jenis}$   
Kecepatan pendingin terhitung :  $6.233,7805 \text{ m/s}$   
Kecepatan masih dalam batasan.
- Menghitung bilangan Reynold dan menentukan jenis aliran

$$NRe = \frac{ID \times G_t}{\mu}$$

Besarnya  $NRe$  terhitung  $1.200.871,0483$  dengan jenis aliran turbulen.

- Menentukan nilai  $J_h$   
Berdasarkan Kern fig 24 pg 834 diperoleh  $J_h$  sebesar 1500.

- Menghitung nilai  $h_i$

$$j_H = \frac{h_i D}{k} \left( \frac{c_p \mu}{k} \right)^{-1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14}$$

Dari persamaan diatas, di peroleh nilai  $h_i$  sebesar 1573,3493

Btu/ft<sup>2</sup> jam °F.

4) Menghitung  $h_{io}$

a. Menghitung  $h_{io}$  pipa

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

Dari persamaan diatas, di peroleh nilai  $h_{io}$  pipa sebesar 3039,0158

Btu/ft<sup>2</sup> jam °F.

b. Menghitung  $h_{io}$  koil

$$h_{io \text{ koil}} = h_{io \text{ pipa}} \left( 1 + 3.5 \frac{D_{\text{koil}}}{D_{\text{spiralkoil}}} \right)$$

(Kern, pg. 721)

•  $h_{io}$  pipa : 1573,3493 Btu/ft<sup>2</sup> jam °F.

• D spiral koil : 70% x Diameter tangki

D spiral koil : 70% x 9,14 m

D spiral koil : 6,4008 m

D spiral koil : 21 ft

• Dkoil : 6,625 in = 0,5521 ft

Maka  $h_{io}$  koil yang didapat sebesar 1.572,8895 Btu/ft<sup>2</sup> jam °F.

5) Menghitung  $h_o$

Untuk tangki berpengaduk yang dilengkapi dengan koil, maka koefisien perpindahan panas dihitung menggunakan rumus :

Kern pers 20.4 pg 722

$$h_o = 0.87 \left( \frac{k}{D} \right) \left( \frac{L p^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left( \frac{c_p \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.4}$$

Nilai  $h_o$  diperoleh 1471,9923 Btu/ft<sup>2</sup> jam °F.

6) Menghitung  $U_c$

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$U_c$  diperoleh 728,0013 Btu/ft<sup>2</sup> jam °F

7) Menghitung  $U_d$

$$U_d = \frac{h_d \times U_c}{h_d + U_c}$$

Untuk kecepatan air 10 m/s maka nilai  $R_d$  : 0,001 (Kern tabel 12 pg 845), sehingga diperoleh nilai  $h_d$  sebesar 1000 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.F

8) Menghitung luas bidang transfer

$$A = Q_{total} / (U_d \times \Delta_{TLMTD})$$

Q air pendingin : 5098203,5114 Btu/jam

$U_d$  : 421,2967 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.F

$\Delta_{TLMTD}$  : 5,893 °F

A : 2053,3765 ft<sup>2</sup>

9) Menghitung panjang koil

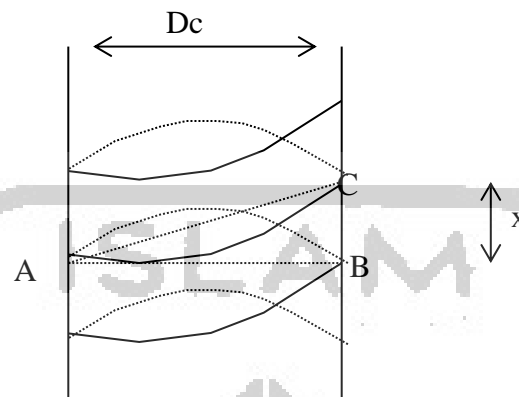
$$L_{\text{pipa koil}} = A / a''$$

A : 2053,3765 ft<sup>2</sup>

Luas perpan/panjang ( $a''$ ) : 1,7340 ft/ft<sup>2</sup>

$L_{\text{pipa koil}}$  : 1184,1849 ft = 360,9395 m

10) Menghitung jumlah lengkungan koil



$$AB = ID \text{ dan } BC = x$$

Teorema pythagoras nilai AC dapat dihitung dengan menggunakan

rumus :

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

$$AC = \sqrt{ID^2 + x^2}$$

$$\text{busur } AB = \frac{1}{2}\pi Dc$$

$$\text{busur } AC = \frac{1}{2}\pi AC$$

$$\text{Dipilihkan } x = \frac{1}{2} OD$$

Besarnya nilai x sebesar 3,3125 in = 0,2760 ft

Panjang lengkungan koil dinyatakan dengan simbol Klilitan.

Klilitan merupakan jumlah dari  $\frac{1}{2}$  putaran miring dengan  $\frac{1}{2}$  putaran datar atau secara matematis dituliskan sebagai berikut :

$$K \text{ lilitan} = \frac{1}{2}\pi(Dc) + \frac{1}{2}\pi(AC)$$

Dengan menggunakan rumus diatas, besarnya nilai Klilitan atau panjang lengkungan koil satu putaran sebesar 80,0720 ft.

## 11) Menghitung banyak lilitan

Banyak lilitan koil merupakan perbandingan antara panjang lengkungan koil dengan panjang lengkungan koil selama satu putaran. Banyak lilitan koil yang diperoleh sebanyak 15 lilitan.

## 12) Menghitung tinggi tumpukan dan tinggi cairan setelah ada koil

- Tinggi tumpukan

$$\text{Tinggi tumpukan koil} = [(N_{\text{lilitan}} - 1) \times ] + [N_{\text{lilitan}} \times \text{OD}]$$

Tinggi tumpukan koil yang diperoleh sebesar 3,4384 m.

- Tinggi cairan setelah ada koil ( $Z_c$ )

$$Z_c = \frac{V_{\text{cairan dalam shell}} + V_{\text{koil}}}{A_{\text{shell}}} + (b + sf)$$

Dan didapatkan nilai  $U_d$  terhitung sebesar 421,2967 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.F

$$V_{\text{cairan dalam shell}} : 399,3043 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{koil}} : 4,3416 \text{ m}^3$$

$$A_{\text{shell}} : 65,6360 \text{ m}^2$$

$$b : 60,890 \text{ in}$$

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

Tinggi cairan setelah ada koil diperoleh sebesar 7,7599 m

Besar nilai tinggi tumpukan koil lebih kecil dibandingkan dengan tinggi cairan, maka semua koil tercelup didalam koil.

## 13) Menghitung Pressure drop

$$\text{faktor friksi, } f = 0,0035 + \frac{0,264}{\text{Re}^{0,42}}$$

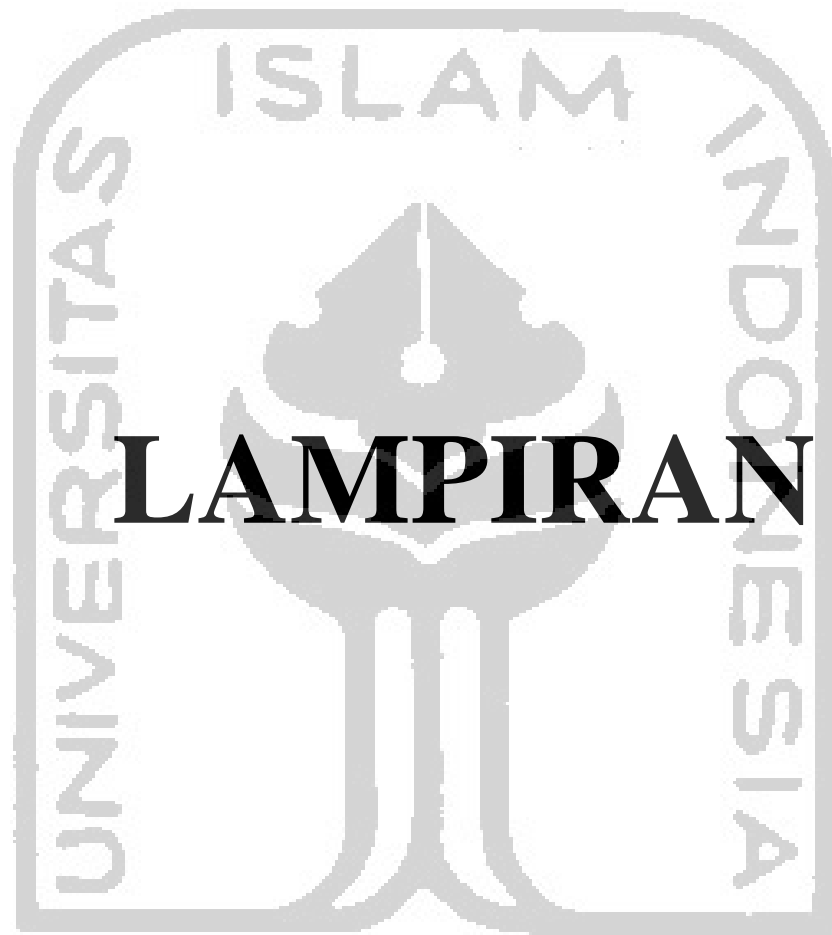
$$\Delta P_T = \frac{f \times v^2 \times L}{5,22 \times 10^{10} \times ID \times s \times \theta t}$$

Koefisien friksi : 0,0047 ft<sup>2</sup>/in<sup>2</sup>

Pressure drop : 3,0036 psi



جامعة الإسلام في إندونيسيا



# LAMPIRAN B

لَا إِلَهَ إِلَّا اللَّهُ مُحَمَّدٌ رَسُوْلُهُ

## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Andira Budi Trimartina  
 No. MHS : 15521198  
 Nama Mahasiswa : Rafika Erniza Putri  
 No. MHS : 15521212  
 Judul Prarancangan )\* : Dikalsium Fosfat Dihidrat dan Asam Fosfat dan Kalsium Hidroksida Kapasitas 69.000 ton/tahun  
 Mulai Masa Bimbingan : 08 April 2019  
 Batas Akhir Bimbingan : 05 Oktober 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	24-04-2019	Perkenalan mengenai judul Prarancangan	<i>[Signature]</i>
2.	13-05-2019	Penentuan kapasitas dan proses	<i>[Signature]</i>
3.	02-09-2019	Neraca Massa dan Neraca Panas	<i>[Signature]</i>
4.	16-09-2019	Spesifikasi Alat Besar	<i>[Signature]</i>
5.	30-10-2019	Perhitungan reaktor dan jenis reaktor	<i>[Signature]</i>

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 11 November 2019

Pembimbing

*[Signature]*  
Dra. Karnariah, M.S.

- )\* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
  - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy



## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Andira Budi Trimartina  
No. MHS : 15521198
2. Nama Mahasiswa : Rafika Erniza Putri  
No. MHS : 15521212
- Judul Prarancangan )\* : Dikalsium Fosfat Dihidrat dari  
Asam Fosfat dan Kalsium Hidroksida  
Kapasitas 65.000 ton /tahun
- Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019  
Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	16-10-2019	Spesifikasi alat kecil	
2.	21-10-2019	Ubtikas	
3.	30-10-2019	Koreksi Grafik BEP	
4.	05-11-2019	Evaluasi Ekonomi	
5.	11-11-2019	Koreksi Naskah dan PEPD	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 11 November 2019

Pembimbing,

Kamariah, Dka., M.S.

)\* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy



## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN


Nama Mahasiswa : Andira Budi Trimartina  
 No. MHS : 15521198  
 Nama Mahasiswa : Rafika Erniza Putri  
 No. MHS : 15521212  
 Judul Prarancangan)\* : Dikalsium Fosfat Dihidrat dari  
 Asam Fosfat dari kalsium Hidroksida  
 Kapasitas 69.000 ton/tahun  
 Mulai Masa Bimbingan : 08 April 2019  
 Batas Akhir Bimbingan : 05 Oktober 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	22-05-2019	Pertemuan tentang Prarancangan Pabrik	f f f f
2.	17-07-2019	Perencanaan Kapasitas Produksi, Pemilihan Proses	
3.	09-08-2019	Neraca Massa	
4.	06-09-2019	Neraca Panas	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 11 November 2019

Pembimbing,

  
 Ariany Zulkhanika, S.T., M.Eng.

- )\* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
  - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

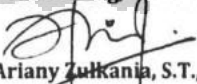
1. Nama Mahasiswa : Andira Budi Trimartina  
No. MHS : 15521198
2. Nama Mahasiswa : Rafika Erniza Putri  
No. MHS : 15521212
- Judul Prarancangan )\* : Dikalsium Fosfat Dihidrat dan Asam Fosfat dan Kalsium Hidroksida Kapasitas 69.000 ton Tahun
- Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019  
Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
5.	10-09-2019	Perhitungan reaktor dan pemilihan reaktor	f
6.	20-09-2019	Perhitungan kristalizer dan rotary dryer	f
7.	27-09-2019	Perhitungan evaporator dan pemilihan jenis	f
8.	10-10-2019	Spesifikasi alat dan utilitas	f
9.	18-10-2019	Evaluasi ekonomi	f
10.	01-11-2019	Koreksi naskah dan PFD	f

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 11 November 2019

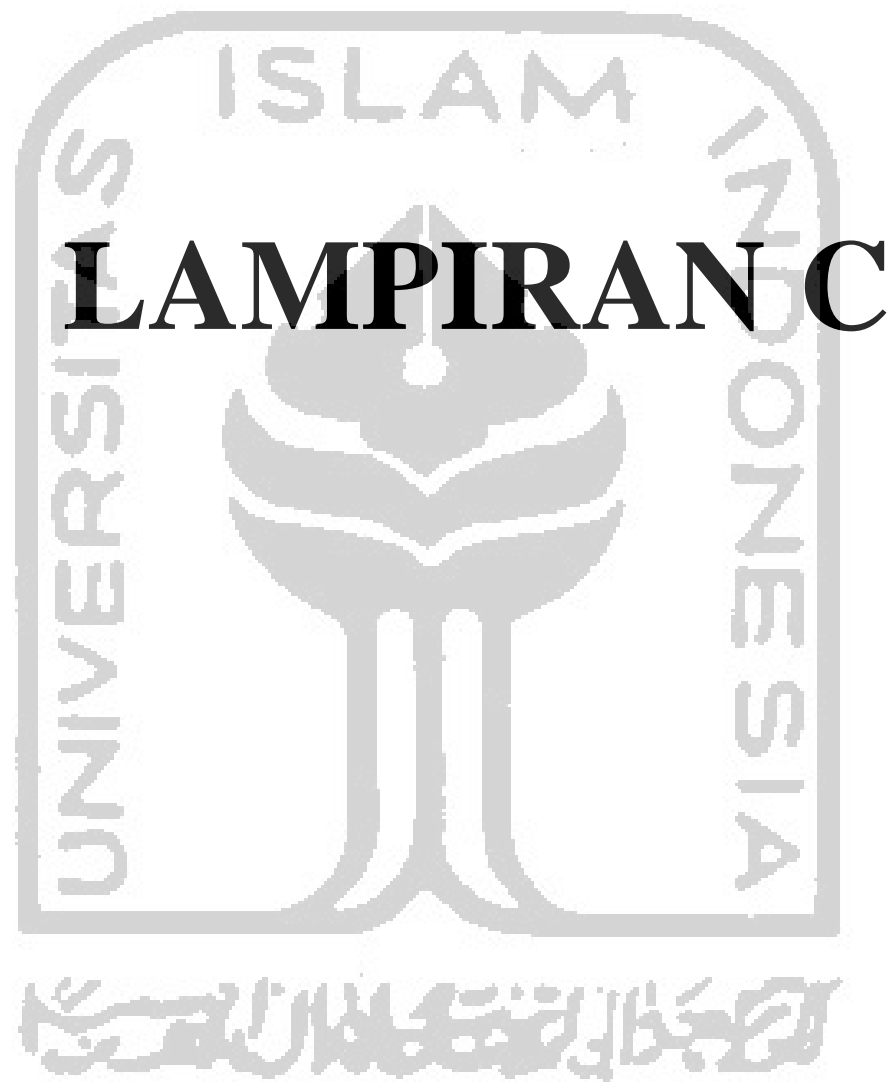
Pembimbing,

  
Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

)\* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

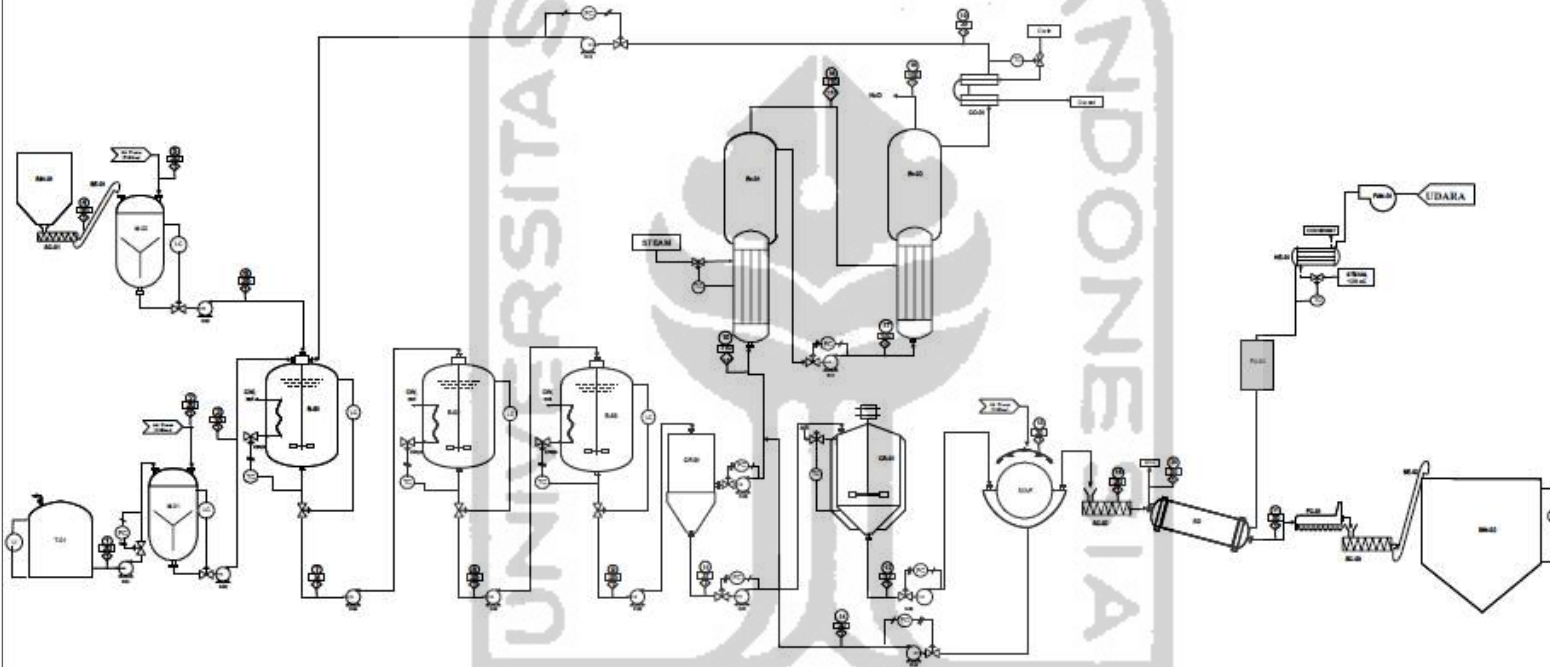
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy





# LAMPIRAN C

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM**  
**PRARANCANGAN DIKALSIUM FOSFAT DIHIDRAT DARI ASAM FOSFAT DAN KALKSIUM HIDROKSIDA**  
**KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN**



Komponen	NERACA MASSA																					
	Nomor Area (kg/jam)																					
	Area 1	Area 2	Area 3	Area 4	Area 5	Area 6	Area 7	Area 8	Area 9	Area 10	Area 11	Area 12	Area 13	Area 14	Area 15	Area 16	Area 17	Area 18	Area 19	Area 20	Area 21	
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	4824	-	4824	-	-	1930	482,38	241,19	229,13	12,059	12,059	-	12,059	-	-	241,19	-	241,19	-	-	-	-
Ca(OH) <sub>2</sub>	-	-	-	3642	-	3642	1457	364,25	182,12	173,07	9,106	9,106	-	9,106	-	-	182,12	-	182,12	-	-	-
CaHPO <sub>4</sub> ·2H <sub>2</sub> O(s)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	8466	8463	-	-	8463	-	-	-	-	-	-	8463
CaHPO <sub>4</sub> ·2H <sub>2</sub> O(l)	-	-	-	-	-	-	590	843	846	-	-	423,31	-	423,31	-	-	423,31	-	423,31	-	-	-
H <sub>2</sub> O	851,26	-	3574	151,77	-	4839	83767	83767	83767	79579	4188	4188	402,15	401	205,42	41953	42007	83578	381,62	205,23	-	4,188
H <sub>2</sub> O Pengaliran	-	34523	-	-	48241	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
<b>TOTAL</b>	<b>5675</b>	<b>34523</b>	<b>40198</b>	<b>3794</b>	<b>48241</b>	<b>52035</b>	<b>92657</b>	<b>92657</b>	<b>79981</b>	<b>12676</b>	<b>12676</b>	<b>402</b>	<b>4026</b>	<b>8252</b>	<b>41953</b>	<b>42854</b>	<b>83578</b>	<b>1228</b>	<b>205,23</b>	<b>8467</b>		

KETERANGAN ALIAT	
SI	Storage Silo
ST	Storage Tank
CC	Control Cabinet
FC	Flow Controller
LC	Level Controller
DC	Temperature Controller
WT	Weight Controller
SL	Level Indicator

KETERANGAN INSTRUMEN	
IC	Flow Controller
LC	Level Controller
DC	Temperature Controller
WT	Weight Controller
SL	Level Indicator

JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS BINA INDONESIA SUKARAJA	
Diketahui Oleh :	
1. Achira Hadi Trisnawati	(15521198)
2. Rafika Evista Putri	(15521212)
Diketahui Pembimbing :	
1. Drs. Kusnarta, M.S.	
2. Arkyo Zukaria, S.T., M.Eng.	