



LAMPIRAN A

REAKTOR (R-01)

Tugas : Mereaksikan Glukosa ($C_6H_{12}O_6$) dengan Asam Nitrat

(HNO_3) menjadi Asam Oksalat ($C_2H_2O_4$)

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu = 71°C

Tujuan : 1. Menentukan konversi dan waktu tinggal

2. Optimasi reaktor

3. Perancangan reaktor

4. Menghitung neraca massa

5. Menghitung neraca panas

1. Menentukan konversi dan waktu tinggal

Reaksi yang terjadi :



Didapatkan data sebagai berikut :

$$k_0 = 1,28 \times 10^5 \text{ L/mol}$$

$$E_a = 46,65 \text{ kJ/mol}$$

$$R = 0,008314 \text{ kJ/mol.K}$$

$$T = 344 \text{ K}$$

(https://www.researchgate.net/publication/286808857_Investigation_on_the_kinetics_of_oxalic_acid_synthesis)

Menggunakan hukum Arrhenius, didapatkan persamaan :

$$k = k_0 e^{\frac{-E_a}{RT}} \quad (\text{A.1})$$

(*Chemical Reaction Engineering*, Octave Levenspiel)

Dengan :

k_0 : faktor eksponensial (1/s)

E_a : energi aktivasi (kJ/mol)

R : tetapan umum gas (kJ/mol.K)

T : suhu (K)

$$k = (1,28 \times 10^5 /s) e^{\left(\frac{-46,65 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}}{0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}} \times 344 \text{ K}} \right)}$$

$$k = \frac{0,0150}{s} \times \frac{60 s}{jam}$$

$$k = \frac{0,8982}{jam} \quad (\text{A.2})$$

Reaksi orde satu, maka :

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

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

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

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

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 :

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

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

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

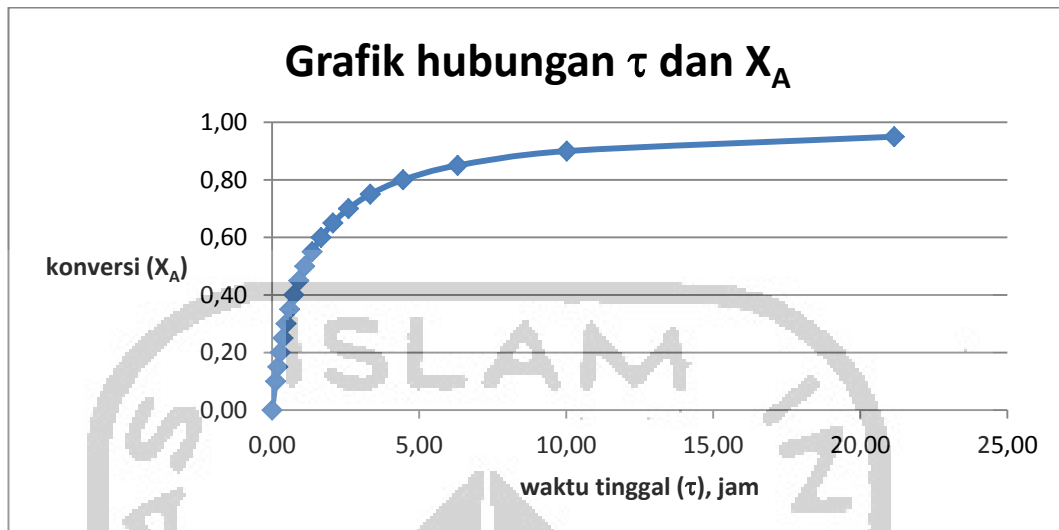
$$\tau = \frac{X_A}{k(1 - X_A)} \quad (A.3)$$

Dari persamaan diatas didapatkan tabel hubungan waktu (τ) dan konversi (X_A) sebagai berikut :

Tabel A. 1 Hubungan antara waktu tinggal (t) dan konversi (X_A)

t, jam	X_A
0,00	0,00
0,12	0,10
0,20	0,15
0,28	0,20
0,37	0,25
0,48	0,30
0,60	0,35
0,74	0,40
0,91	0,45
1,11	0,50
1,36	0,55
1,67	0,60
2,07	0,65
2,60	0,70
3,34	0,75
4,45	0,80
6,31	0,85
10,02	0,90
21,15	0,95

Berdasarkan tabel A.1 maka dapat dibuat grafik hubungan antara waktu (τ) dan konversi (X_A) sebagai berikut :



Gambar A. 1 Grafik Waktu Tinggal (τ) dan Konversi (X_A)

Berdasar dari dari grafik A.1 dipilih konversi sebesar 70% dengan waktu tinggal selama 2,6 jam. Kondisi ini dianggap sebagai kondisi paling optimum karena dilihat dari titik dimana garis mulai melengkung/mulai konstan.

2. Optimasi reaktor

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi (xi)	ri(kg/m3)	rc(kg/m3)	Fv (m3/jam)
C6H12O6	868,1895	0,1963	1139,3800	223,6274	0,7620
HNO3	1823,1979	0,4122	1429,1987	589,0720	1,2757
H2C2O4	0,0000	0,0000	1630,5351	0,0000	0,0000
H2O	1037,5172	0,2346	984,4001	230,8920	1,0540
H2SO4	694,4444	0,1570	1776,0166	278,8217	0,3910
NO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
V2O5	0,0694	0,0000	3357,0000	0,0527	0,0000
Total	4423,4184	1,0000	10316,5306	1322,4658	3,4827

Didapatkan :

$$\tau = 2,6 \text{ jam}$$

$$F_v = 3,4827 \text{ m}^3/\text{jam} \quad (\text{A.4})$$

$$k = \frac{0,8982}{\text{jam}}$$

Sehingga didapatkan volume reaktor sebagai berikut :

$$V = F_v \times \tau$$

$$V = 3,4827 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 2,6 \text{ jam}$$

$$V = 9,0549 \text{ m}^3 \quad (\text{A.5})$$

Melakukan *trial and error* pada *Microsoft excel* untuk mendapatkan volume reaktor, sehingga didapatkan (volume *over design* 20%) :

Untuk 1 reaktor

$$V = 10,8659 \text{ m}^3$$

$$x = 0,70$$

Untuk 2 reaktor

- Menebak volume reaktor

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

- Menghitung konversi

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

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

$$x_2 = 0,7$$

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

$$x_0 = 0$$

$$x_1 = 0,45$$

$$x_2 = 0,70$$

$$V_1 = 3,24 \text{ m}^3$$

$$V_2 = 3,24 \text{ m}^3$$

Untuk 3 reaktor

- Menebak volume reaktor

$$V_{tebak} = 2 \text{ m}^3$$

- Menghitung konversi

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

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

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

$$x_3 = 0,70$$

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

$$x_0 = 0$$

$$x_1 = 0,33$$

$$x_2 = 0,55$$

$$x_3 = 0,70$$

$$V_1 = 1,94 \text{ m}^3$$

$$V_2 = 1,94 \text{ m}^3$$

$$V_3 = 1,94 \text{ m}^3$$

Untuk 4 reaktor

Menebak volume reaktor

$$V_{tebak} = 1,5 \text{ m}^3$$

Menghitung konversi

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

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

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

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

$$x_4 = 0,70$$

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

$$x_0 = 0$$

$$x_1 = 0,25$$

$$x_2 = 0,45$$

$$x_3 = 0,59$$

$$x_4 = 0,70$$

$$V_1 = 1,38 \text{ m}^3$$

$$V_2 = 1,38 \text{ m}^3$$

$$V_3 = 1,38 \text{ m}^3$$

$$V_4 = 1,38 \text{ m}^3$$

Tujuan dilakukannya optimasi reaktor adalah untuk mendapatkan biaya total minimal. Estimasi harga reaktor didapatkan dari Timmerhaus Fig. 14-56, P.539, Index Tahun 1990, menggunakan metode *six tenth factor*, yaitu:

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

Dimana, Ea = Harga alat a

Eb = Harga alat b

Ca = Kapasitas alat a

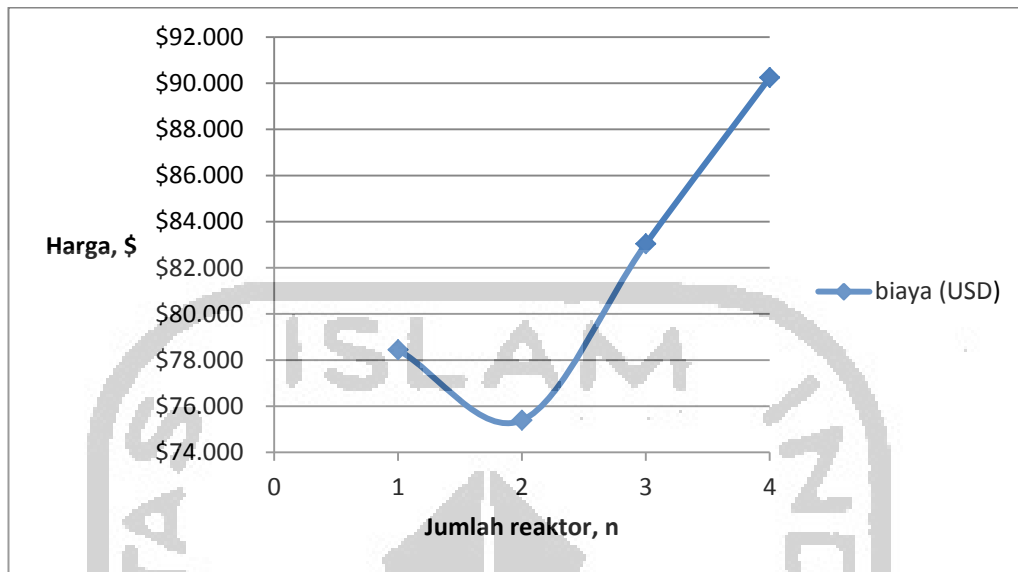
Cb = Kapasitas alat b

Ca = 1000 gall

Ea = \$38.000

Tabel A. 2 Total harga reaktor

Jumlah reaktor	Volume (gallon)	Biaya (USD)
1	2870,46	\$ 71.541
2	855,91	\$ 69.226
3	511,42	\$ 76.238
4	363,73	\$ 82.854



Gambar A. 2 Grafik hubungan jumlah reaktor dan harga reaktor

Berdasarkan optimasi yang telah dilakukan, maka jumlah reaktor yang memiliki harga minimum adalah untuk jumlah 2 reaktor dengan volume tiap reaktor adalah 3,24 m³

3. Perancangan reaktor

- a. Menghitung diameter reaktor (D)

$$V = 3,24 \text{ m}^3$$

Asumsi :

$$D/H_s = 1$$

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} D^2 H$$

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 3,24 \text{ m}^3}{\pi}}$$

$$D = 1,60 \text{ m} \quad (\text{A.7})$$

$$H_s = 1,60 \text{ m}$$

b. Perancangan tebal dinding shell

Menggunakan persamaan :

$$ts = \frac{P ri}{f E - 0,6 P} + C \quad (\text{A.8})$$

Dimana :

ts : tebal dinding shell, in

P : tekanan desain, psi

ri : jari-jari, in

E : efisiensi pengelasan

f : *allowable stress*, psi

C : *corrosion allowance*, in

Bahan yang dipilih adalah Stainless Steel, sehingga didapatkan :

$$P = 17,64 \text{ psi}$$

$$ri = \frac{66,22}{2} \text{ in} = 33,11 \text{ in}$$

$$E = 0,8$$

$$f = 13300 \text{ psi}$$

$$C = 0,1575 \text{ in}$$

Sambungan yang dipilih : *double welded butt joint*

Sehingga didapatkan tebal dinding shell :

$$t_s = \frac{17,64 \text{ psi} \times 33,11 \text{ in}}{(13300 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 17,64 \text{ psi})} + 0,1575 \text{ in}$$

$$t_s = 0,2124 \text{ in}$$

$$t_s \text{ standar} = 0,25 \text{ in}$$

$$\text{OD standar} = 66 \text{ in}$$

$$\text{ID standar} = (66 - 2 \times 0,25) \text{ in} = 65,5 \text{ in}$$

$$\text{H shell standar} = 66 \text{ in}$$

c. Perancangan head reaktor

Tipe : Torispherical flanged and dished head

Untuk OD = 66 in, didapatkan :

$$rc = 66 \text{ in}$$

$$irc = 4 \text{ in}$$

- Stress intensification factor

Menggunakan persamaan :

$$w = \frac{1}{4} x \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{irc}} \right) \quad (\text{A.9})$$

Maka didapatkan :

$$w = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{66 \text{ in}}{4 \text{ in}}} \right)$$

$$w = 1,77 \quad (\text{A.10})$$

- Tebal head

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

$$t_h = \frac{(17,64 \text{ psi})(72 \text{ in})(1,77)}{2(13300 \text{ psi})(0,8) - 0,2(17,64 \text{ psi})} + 0,1575 \text{ in}$$

$$t_h = 0,25 \text{ in}$$

Dipilih standar : Brownell & Young (1959)

$$t_h = \frac{5}{16} \text{ in} = 0,3125 \text{ in}$$

$$sf = 1,5 \text{ in}$$

- Depth of dished

$$b = rc - \sqrt{(rc - irc)^2 - \left(\frac{ID}{2} - irc\right)^2}$$

$$b = 66 \text{ in} - \sqrt{(66 \text{ in} - 4 \text{ in})^2 - \left(\frac{65,5 \text{ in}}{2} - 4 \text{ in}\right)^2}$$

$$b = 11,07 \text{ in}$$

$$b = 0,92 \text{ ft}$$

$$b = 0,28 \text{ m}$$

- Tinggi head

$$OA = th + b + sf$$

$$OA = 0,3125 \text{ in} + 11,07 \text{ in} + 1,5 \text{ in}$$

$$OA = 12,88 \text{ in}$$

$$OA = 1,07 \text{ ft}$$

$$OA = 0,33 \text{ m}$$

d. Menghitung tinggi cairan di shell

$$\text{Tinggi cairan dalam reaktor} = \frac{4V}{\pi \times D^2} \quad (\text{A.11})$$

$$\text{Tinggi cairan dalam reaktor} = \frac{4(3,24 \text{ m}^3)}{3,14 \times (1,68 \text{ m})^2}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam reaktor} = 1,47 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan di shell} = \text{Tinggi cairan dalam reaktor} - \text{tinggi head}$$

$$\text{Tinggi cairan di shell} = 1,47 \text{ m} - 0,33 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi cairan di shell} = 1,14 \text{ m}$$

e. Menghitung tinggi total reaktor

$$h_{\text{reaktor}} = h_{\text{shell}} + 2 h_{\text{head}}$$

$$h_{\text{reaktor}} = 66 \text{ in} + 2(12,88 \text{ in})$$

$$h_{\text{reaktor}} = 78,88 \text{ in}$$

$$h_{\text{reaktor}} = 2,3 \text{ m}$$

f. Menentukan pengaduk

- Jenis pengaduk :

Menghitung viskositas campuran pada suhu 344 K.

$$\mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2 \quad (\text{A.12})$$

Dimana, μ = viskositas (cP)

T = suhu (K)

Tabel A. 3 Viskositas masing-masing komponen R-01

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi (xi)	A	B	C	D	μ_i (cP)	μ_{campuran} (cP)
C6H12O6	868,1895	0,1963	-	-	-	-	1,54E+00	0,0589
HNO3	1823,1979	0,4122	-3,5221	7,29E+02	3,96E-03	-2,24E-06	0,4979	0,2052
H2C2O4	0,0000	0,0000	-	-	-	-	5,26214	0,0000
H2O	1037,5172	0,2346	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	0,3975	0,0932
H2SO4	694,4444	0,1570	-18,7045	3,50E+03	3,31E-02	-1,70E-05	6,6765	1,0482
NO	0,0000	0,0000	-	-	-	-	0	0,0000
V2O5	0,0694	0,0000	-	-	-	-	2,01	0,0000
Total	4423,4184	1,0000						1,4055

Dipilih pengaduk jenis six blade turbine.

- Dimensi pengaduk :

Konfigurasi umum pengaduk :

$$D_i/ID = 1/3$$

$$w_i/D_i = 1/5$$

$$z_i/D_i = 3/4$$

$$w_b = ID/10$$

$$L = D_i/4$$

dengan,

Hl,s : tinggi cairan di shell

Di : diameter pengaduk

Wi : lebar baffle

L : lebar pengaduk

Zi : tinggi pengaduk dari dasar tangki

Sehingga

$$Hl,s = 1,14 \text{ m}$$

$$ID = 1,66 \text{ m}$$

$$Di = 0,55 \text{ m}$$

$$Zi = 0,42 \text{ m}$$

$$wi = 0,11 \text{ m}$$

$$L = 0,14 \text{ m}$$

- Kebutuhan daya teoritis

$$P = \frac{Np \times \rho \times N^3 \times Di^5}{gc} \quad (A.13)$$

dimana, P = kebutuhan daya (J/s)

Np = *power number*

ρ = densitas campuran (kg/m³)

N = kecepatan rotasi (rev/s)

Di = diameter pengaduk (m)

gc = 9,8 m/s²

Untuk mencari kebutuhan daya, perlu dicari kecepatan rotasi dan *power number* dengan persamaan berikut :

Kecepatan rotasi

$$N = \frac{600}{\pi \times Di} \times \sqrt{\frac{WELH}{2 \times Di}} \quad (\text{persamaan 8.8 Rase, 1977:145}) \quad (A.14)$$

WELH

$$WELH = Hl, s \times sg \quad (A.15)$$

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

Hl,s = *tinggi cairan pada shell* (m)

sg = *specific gravity*

$$WELH = 1,14 \text{ m} \times 1,3$$

$$WELH = 1,51 \text{ m}$$

$$WELH = 4,95 \text{ ft}$$

Jumlah pengaduk

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{WELH}{ID \times \text{tinggi cairan di shell}}$$

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{1,51 \text{ m}}{1,66 \text{ m} \times 1,14 \text{ m}}$$

$$\text{Jumlah pengaduk} = 0,79$$

$$\text{Jumlah pengaduk} \cong 1$$

Kecepatan pengaduk

$$N = \frac{600}{3,14 \times 5,46 \text{ ft}} \times \sqrt{\frac{4,95 \text{ ft}}{2 \times 5,46 \text{ ft}}}$$

$$N = 122,52 \text{ rpm}$$

$$N = 125 \text{ rpm ; standard speed pengaduk (Wallas : 288)}$$

$$N = 2,08 \text{ rps}$$

Daya pengaduk

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

$$N_{Re} = \frac{2,08 \text{ rps} \times (0,55 \text{ m})^2 \times 1322,47 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{0,00141 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}}$$

$$N_{Re} = 602846,65 \text{ putaran}$$

$$N_p = 0,8 ; (\text{Brown : Fig 477/507})$$

$$P = \frac{N_p \times \rho \times N^3 \times D_i^5}{gc}$$

$$P = \frac{0,8 \times 1322,46 \times (2,08)^3 \times (0,55)^5}{9,8}$$

$$P = 51,20 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}$$

$$P = 0,67 \text{ Hp}$$

Dengan efisiensi sebesar 80%

$$P = 0,84 \text{ Hp}$$

$$P = 1 \text{ Hp ; standar NEMA}$$

g. Menentukan jaket pendingin

Jaket pendingin digunakan untuk mempertahankan suhu reaktor agar konstan pada suhu 71°C

- **ΔT LMTD**

Perbedaan temperatur logaritmik rata-rata :

Inisial	Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	ΔT
ΔT ₂	159,8	Low Temperature	86	245,8
ΔT ₁	159,8	High Temperature	131	290,8

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)} \quad (A.16)$$

$$\Delta T_{LMTD} = 267,67 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- **Luas perpindahan panas yang tersedia**

A = Luas selimut reaktor + Luas penampang reaktor

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

$$A = (3,14 \times 1,68 \times 1,14) + \left(\frac{1}{4} \times 3,14 \times (1,68)^2\right)$$

$$A = 8,21 \text{ m}^2$$

$$A = 88,42 \text{ ft}^2$$

- **Luas perpindahan panas yang di butuhkan**

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}} \quad (A.17)$$

Dimana, A = luas perpindahan panas yang dibutuhkan (ft²)

U_d = 75 Btu/J.Ft².°F (Table 8. D.Q Kern, 1965 : 840)

Q = Panas reaksi (Btu/jam)

$$A = \frac{1.775.675,10}{75 \times 267,67}$$

$$A = 87,29 \text{ ft}^2$$

A kebutuhan < A tersedia, maka jaket pendingin dapat digunakan.

- **Diameter dalam jaket pendingin**

$$\text{Massa kebutuhan air pendingin} = 17902,78 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Volume air pendingin} = 17,67 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$D_1 = OD + (2 \times \text{jarak}) \quad (\text{A.18})$$

Dimana, D_1 = diameter dalam jaket pendingin (m)

OD = diameter luar tangki (m)

Asumsi jarak jaket dan tangki = 2 in = 0,05 m

$$D_1 = 1,68 \text{ m} + (2 \times 0,05 \text{ m})$$

$$D_1 = 1,78 \text{ m}$$

$$D_1 = 70 \text{ in}$$

- **Tinggi jaket pendingin**

$$H_j = H_s + H_h$$

Dimana, H_j = tinggi jaket (m)

H_s = tinggi shell (m)

H_h = tinggi head (m)

$$H_j = 1,68 \text{ m} + 0,33 \text{ m}$$

$$H_j = 2 \text{ m}$$

$$H_j = 6,57 \text{ ft}$$

- **Tekanan design jaket pendingin**

Material jaket pendingin : Carbon steel SA-283 grade C

$$P_h = \frac{H_j - 1}{144} \times \rho_{air} \quad (\text{A.19})$$

Dimana, P_h = tekanan hidrostatik (psia)

ρ = densitas air (63,57 lb/ft³)

H_j = tinggi jaket (ft)

$$P_h = \frac{6,57 - 1}{144} \times 63,11$$

$$P_h = 2,44 \text{ psia}$$

$$P_{design} = P_{reaktor} + P_h$$

$$P_{design} = 17,64 + 2,44$$

$$P_{design} = 20,08 \text{ psia}$$

- **Tebal shell jaket pendingin**

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

dimana, t_j = tebal jaket (in)

P = tekanan design (psia)

r_i = jari-jari dalam jaket (in)

f = allowable stress (psia)

E = joint efficiency

C = corrosion allowance (in/10tahun)

$$t_j = \frac{20,08 \times 35}{13300 \times 0,8 - 0,6 \times 20,08} + 0,1575$$

$$t_j = 0,22 \text{ in}$$

$$t_j = 0,25 \text{ in ; tebal standar (Table 5.7 : Brownell and Young)}$$

- **Diameter luar jaket pendingin**

$$D_2 = D_1 + (2 \times t_j)$$

$$D_2 = 1,78 + (2 \times 0,006)$$

$$D_2 = 1,79 \text{ m}$$

- **Luas yang dilalui air pendingin**

$$A = \frac{\pi}{4} \times (D_2^2 - D_1^2)$$

$$A = \frac{3,14}{4} \times (1,79^2 - 1,78^2)$$

$$A = 0,03 \text{ m}^2$$

- **Kecepatan air pendingin**

$$v = \frac{V}{A}$$

dimana, v = kecepatan air pendingin (m/jam)

V = kecepatan volumetric (m³/jam)

$$v = \frac{17,70}{0,03}$$

$$v = 497,51 \text{ m/jam}$$

$$v = 1,38 \text{ m/s}$$

4. Menghitung neraca massa

Reaksi :



Mol umpan asam nitrat dibuat berlebih.

a. Neraca massa reaktor (R-01)

Konversi reaktor (R-01) = 45%

Tabel A. 4 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 3, 4, 5	Arus 6, 7
C ₆ H ₁₂ O ₆	868,1895	478,1065
HNO ₃	1823,1979	1004,0236
H ₂ C ₂ O ₄	0,0000	585,1245
H ₂ O	1037,5172	1271,5670
H ₂ SO ₄	694,4444	694,4444
NO	0,0000	390,0830
NO ₂	0,0000	0,0000
V ₂ O ₅	0,0694	0,0694
Total	4423,4184	4423,4184

b. Neraca Massa Reaktor (R-02)

Konversi reaktor (R-02) = 70%

Tabel A. 5 Neraca Massa Reaktor (R-02)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 6	Arus 8, 9
C6H12O6	478,1065	143,4319
HNO3	1004,0236	301,2071
H2C2O4	585,1245	1087,1363
H2O	1271,5670	1472,3717
H2SO4	694,4444	694,4444
NO	0,0000	334,6745
V2O5	0,0694	0,0694
Total	4033,3354	4033,3354

5. Menghitung Neraca Panas

a. Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel A. 6 Nilai Entalpi Pembentukan masing-masing Komponen

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)
C6H12O6	-1273,0000	-1272999,991
HNO3	-173,0084	-173008,4
H2C2O4	-822,9928	-822992,8
H2O	-285,8400	-285840,0016
NO	90,3326	90332,56

$$\Delta H^{\circ}298 = \Delta H_f \text{ Produk} - \Delta H_f \text{ Reaktan}$$

$$\Delta H^{\circ}298 = [(3 \times (-822992,8)) + (6 \times (-285840,00)) + (6 \times (90332,56))] - [(1 \times (-1272999,99)) + (6 \times (-173008,4))]$$

$$\Delta H^{\circ}298 = -1.330.972 \text{ kJ/kmol (reaksi bersifat eksotermis)}$$

Tabel A. 7 Panas Umpan Masuk Reaktor (R-01)

Komponen	Tin (K)	Tref (K)	Massa (kmol/jam)	Cp dT (J/mol)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH (kJ/jam)
C6H12O6	344	298	4,8233	23328,5780	23328,5780	112520,1411
HNO3	344	298	28,9396	5177,0877	5177,0877	149823,0989
H2C2O4	344	298	0,0000	123852,6540	123852,6540	0,0000
H2O	344	298	57,6398	6584,9375	6584,9375	379554,7787
H2SO4	344	298	7,0862	3460,2314	3460,2314	24519,7800
V2O5	344	298	0,0004	6155,812	6155,812	2,3488
Total						666420,1475

Tabel A. 8 Panas Produk Keluar Reaktor (R-01)

Komponen	Tout (K)	Tref (K)	Massa (kmol/jam)	Cp dT (J/mol)	Cp dT (kJ/kmol)	ΔH (kJ/jam)
C6H12O6	344	298	2,6561	23328,5780	23328,5780	61964,1343
HNO3	344	298	15,9369	5177,0877	5177,0877	82506,6387
H2C2O4	344	298	6,5014	123852,6540	123852,6540	805213,5383
H2O	344	298	70,6426	6584,9375	6584,9375	465177,1800
H2SO4	344	298	7,0862	3460,2314	3460,2314	24519,7800
NO	344	298	13,0028	1126,4359	1126,4359	14646,7826
V2O5	344	298	0,0004	6540,418	6540,418	2,4956
Total						1454030,5496

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = \Delta H^{\circ}298 + (\text{cpdT produk} - \text{cpdT reaktan})$$

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = -1.330.972 + (131.564,02 - 28.505,66)$$

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = -1.227.914 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{\text{reaksi}} = \Delta H_{\text{reaksi}} \times F_{a0} \times \text{konversi}$$

$$Q_{\text{reaksi}} = -1.227.914 \times 4,82 \times 0,45$$

$$Q_{\text{reaksi}} = -2.661.047 \text{ kJ/jam}$$

$$Q = Q_{\text{reaksi}} + Q_{\text{in}} - Q_{\text{out}}$$

$$Q = 2.661.047 + 666.420 - 1.454.030$$

$$Q = 1.873.436 \text{ kJ/jam}$$

Kebutuhan air pendingin

$$T \text{ pendingin masuk} = 30^\circ\text{C}$$

$$C_p = 4,181 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\Delta H = 20,905 \text{ kJ/kg}$$

$$T \text{ pendingin keluar} = 55^\circ\text{C}$$

$$C_p = 4,185 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\Delta H = 125,55 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H \text{ total} = (125,55 - 20,905) \text{ kJ/kg}$$

$$= 104,645 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Kebutuhan air pendingin} = Q/\Delta H \text{ total}$$

$$= \frac{1.873.436}{104,645}$$

$$= 17.902,782 \text{ kg/jam}$$

b. Neraca Panas Reaktor (R-02)

$$\Delta H^{\circ 298} = -1.330.972 \text{ kJ/kmol}$$

Tabel A. 9 Panas Umpan Masuk Reaktor (R-02)

Komponen	Tin (K)	Tref (K)	Massa (kmol/jam)	Cp dT (J/mol)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
C6H12O6	344	298	2,6561	23328,5780	23328,5780	61964,1343
HNO3	344	298	15,9369	5177,0877	5177,0877	82506,6387
H2C2O4	344	298	6,5014	123852,6540	123852,6540	805213,5383
H2O	344	298	70,6426	6584,9375	6584,9375	465177,1800
H2SO4	344	298	7,0862	3460,2314	3460,2314	24519,7800
V2O5	344	298	0,0004	6540,418	6540,418	2,4956
Total						1439383,7670

Tabel A. 10 Panas Produk Keluar Reaktor (R-02)

Komponen	Tout (K)	Tref (K)	Massa (kmol/jam)	Cp dT (J/mol)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
C6H12O6	344	298	1,4470	23328,5780	23328,5780	33756,0423
HNO3	344	298	8,6819	5177,0877	5177,0877	44946,9297
H2C2O4	344	298	10,1289	123852,6540	123852,6540	1254488,2939
H2O	344	298	77,8976	6584,9375	6584,9375	512950,8221
H2SO4	344	298	7,0862	3460,2314	3460,2314	24519,7800
NO	344	298	7,2550	1126,4359	1126,4359	8172,2790
V2O5	344	298	0,0004	6540,418	6540,418	2,4956
Total						1878836,6426

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = \Delta H^{\circ 298} + (\text{cpdT produk} - \text{cpdT reaktan})$$

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = -1.330.972 + (131.564,02 - 28.505,66)$$

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = -1.227.914 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{\text{reaksi}} = \Delta H_{\text{reaksi}} \times F_{a0} \times \text{konversi}$$

$$Q_{\text{reaksi}} = -1.227.914 \times 2,66 \times 0,70$$

$$Q_{\text{reaksi}} = -2.283.064 \text{ kJ/jam}$$

$$Q = Q_{\text{reaksi}} + Q_{\text{in}} - Q_{\text{out}}$$

$$Q = 2.283.064 + 1.439.383 - 1.878.836$$

$$Q = 1.843.611 \text{ kJ/jam}$$

Kebutuhan air pendingin

$$T \text{ pendingin masuk} = 30^{\circ}\text{C}$$

$$C_p = 4,181 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\Delta H = 20,905 \text{ kJ/kg}$$

$$T \text{ pendingin keluar} = 55^{\circ}\text{C}$$

$$C_p = 4,185 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\Delta H = 125,55 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta H \text{ total} = (125,55 - 20,905) \text{ kJ/kg}$$

$$= 104,645 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Kebutuhan air pendingin} = Q/\Delta H \text{ total}$$

$$= \frac{1.843.611}{104,645}$$

$$=$$

$$= 17.617 \text{ kg/jam}$$



LAMPIRAN B

**KARTU KONSULTASI BIMBINGAN
PRARANCANGAN PABRIK**

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Regita Dewi Cahyani
 No. MHS : 15521173
 Nama Mahasiswa : Rizki Mila Arista Putri
 No. MHS : 15521193
 Judul Prarancangan)* : PRA RANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT
 DARI GLUKOSA DAN ASAM NITRAT KAPASITAS 11.000 TON/TAMU
 Mulai Masa Bimbingan : 08 April 2019
 Batas Akhir Bimbingan : 05 Oktober 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	9 April 2019	Judul Tugas Akhir	
2	11 April 2019	Bab I	
3	15 April 2019	Revisi Bab I	
4	25 April 2019	Bab II	
5	30 April 2019	Revisi Bab II	
6			

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 7 November 2019

Pembimbing,

Ir. Dulmalik, M.M.

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

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

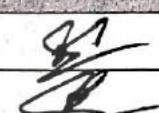
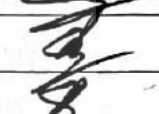

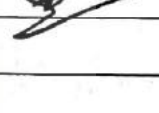
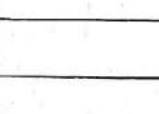
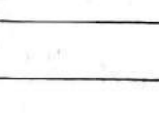
KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Regita Dewi Cahyani
No. MHS : 15521173
2. Nama Mahasiswa : Rizki Mila Arista Putri
No. MHS : 15521193

Judul Prarancangan)* : PRARANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT
DARI GLUKOSA DAN ASAM NITRAT KAPASITAS 11.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019

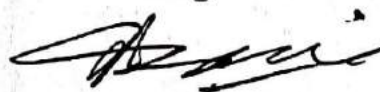
Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	2 September 2019	utilitas	
2	13 September 2019	Tata Letak Pabrik	
3	30 September 2019	struktur Organisasi	
4	10 Oktober 2019	Evaluasi Ekonomi	
5	29 Oktober 2019	Naskah Keseluruhan	
6	7 November 2019	Revisi Naskah Final	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 7 November 2019

Pembimbing,



Dulmalik, Ir., M.M.

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

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

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Regita Dewi Cahyani

No. MHS : 15521173

Nama Mahasiswa : Rizki Mila Arista Putri

No. MHS : 15521193

Judul Prarancangan)* : PRARANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT
DARI GLUKOSA DAN ASAM NITRAT KAPASITAS 11.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 08 April 2019


Batas Akhir Bimbingan : 05 Oktober 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	31 Maret 2019	Pemilihan Judul Tugas Akhir	JH
2	26 April 2019	Perhitungan Kapasitas	JH
3	29 April 2019	Revisi Perhitungan Kapasitas	JH
4	13 Mei 2019	Pemilihan proses	JH
5	11 Juli 2019	Revisi Pemilihan Proses	JH
6	17 Juli 2019	Revisi Pemilihan Proser	JH
7	29 Juli 2019	Perhitungan Neraca Massa dan Neraca Panas	JH
8	9 Agustus 2019	Perancangan Reaktor	JH
9	12 Agustus 2019	Perancangan Alat	JH

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 11 November 2019

Pembimbing,


Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

)* 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 : Regita Dewi Cahyani

No. MHS : 15521173

2. Nama Mahasiswa : Rizki Mila Arista Putri

No. MHS : 15521193

Judul Prarancangan)* : PRARANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT
DARI GLUKOSA DAN ASAM NITRAT KAPASITAS 11.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019

Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
10	23 Oktober 2019	Process Engineering Flow Diagram	HP
11	30 Oktober 2019	Revisi Process Engineering Flow Diagram	HP
12	6 November 2019	keseluruhan Naskah	HP

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 11 November 2019

Pembimbing,



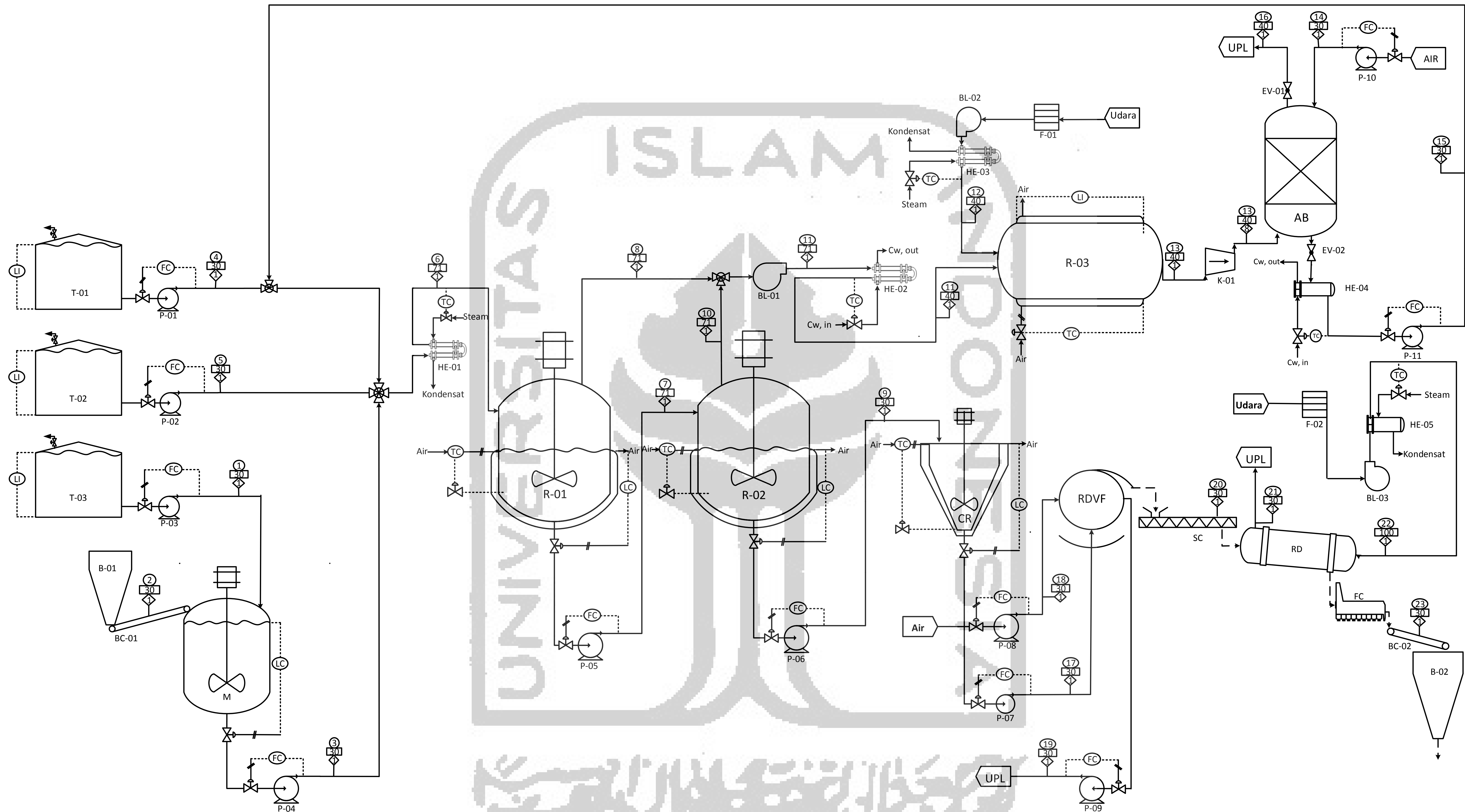
Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

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

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRARANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT DIHIDRAT DARI GLUKOSA DAN ASAM NITRAT KAPASITAS 11.000 TON/TAHUN



Komponen	Arus (kg/jam)																						
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
C6H12O6	-	-	-	-	868.2	868.2	478.1	-	143.4	-	-	-	-	-	-	143.4	-	140.6	2.869	-	-	2.869	
HNO3	-	-	-	1823	-	1823	1004	-	301.2	-	-	-	-	867.5	-	301.2	-	295.2	6.024	-	6.024	-	
H2C2O4	-	-	-	-	-	-	585.1	-	1087	-	-	-	-	-	-	108.7	-	106.5	2.174	-	-	2.174	
H2C2O4.2H2O	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1370	-	-	1370	-	-	1370	
H2O	14.17	-	14.17	858.0	165.4	1052	1272	-	1472	-	-	-	532.2	408.3	-	1081	215.0	1274	21.62	-	1059	-	
H2SO4	694.4	-	694.4	-	-	1389	694.4	-	694.4	-	-	-	-	-	-	694.4	-	680.6	13.89	-	-	13.89	
V2O5	-	0.0694	0.0694	-	-	0.1389	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.0694	-	0.0681	0.0014	-	-	-	
NO	-	-	-	-	-	-	-	390.1	-	334.7	724.8	-	72.48	-	-	279.0	-	-	-	-	-	-	
NO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1000	-	-	-	50.01	-	-	-	-	-	-	
O2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	850.4	502.5	-	-	502.5	-	-	-	-	-	-	
N2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3199	3199	-	-	3199	-	-	-	-	-	-	
Udara panas	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1037.4	-	
Total	708.6	0.0694	708.7	2681	1034	5132	4033	390.1	3699	334.7	724.8	4049	4774	532.2	1276	4031	3699	215.0	2497	1417	1037.4	1065	1389

KETERANGAN ALAT	
BL	Blower
EV	Expansion Valve
BC	Belt Conveyor
SC	Screw Conveyor
F	Filter Bag
HE	Heat Exchanger
K	Kompresor
M	Mixer
P	Pompa
R	Reaktor
CR	Crystallizer
AB	Absorber
RD	Rotary Dryer
FC	Fan Cooler
RDVDF	Rotary Drum Vacuum Filter
B	Bin
T	Tangki Penyimpanan

KETERANGAN SIMBOL	
	Nomor Arus
	Suhu, °C
	Tekanan, atm
	Airan Listrik
	Udara Tekan
	Control Valve
	Piping
	Non Piping



JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK ASAM OKSALAT DARI
GLUKOSA DAN ASAM NITRAT
KAPASITAS 11.000 TON/TAHUN

Disusun oleh:

1. Regita Dewi Cahyani
2. Rizki Mila Arista Putri

15521173
15521193

Dosen Pembimbing:

1. Ir. H. Abdul Malik Khaliq, MM.
2. Dr. Khamdan Cahyari, ST., MSc.