





LAMPIRAN A

(PERHITUNGAN REAKTOR)

REAKTOR

Fungsi : Mereaksikan CH_3OH dengan gas CO menjadi CH_3COOH

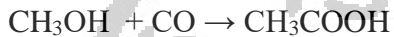
Kondisi operasi :

Tekanan : 15 atm = 11.400 mmHg

Suhu : 488 K = 215 °C

Terkonversi menjadi CH_3COOH 99 %

Reaksi yang terjadi:



Tujuan Perancangan :

1. Memilih jenis dan bahan konstruksi reaktor.
2. Menentukan faktor yang paling berpengaruh.
3. Menentukan dimensi orifice
4. Menentukan dimensi utama
5. Menentukan ukuran pipa

Konversi : 90 % terhadap CH_3OH

Persamaan-persamaan Matematis Reaktor

a. Neraca Massa Reaktor

Untuk gas dan cairan yang *completely mixed flow*, neraca massa totalnya sebagai berikut:

$$\frac{F}{P_t} (P_{B \text{ in}} - P_{B \text{ out}}) = \frac{b}{a} L(C_{A \text{ in}} - C_{A \text{ out}}) + LC_{B \text{ out}} \quad (1)$$

Neraca massa di fase gas

$$F \frac{P_{i \text{ in}}}{P_t} - F \frac{P_{i \text{ out}}}{P_t} - k_y A_v \left(\frac{P_i}{P_t} - \frac{P_i^*}{P_t} \right) V(1 - \varepsilon) = 0$$

$$F \frac{P_{i \text{ in}}}{P_t} - F \frac{P_{i \text{ out}}}{P_t} - \frac{k_y}{P_t} A_v (P_i - P_i^*) V(1 - \varepsilon) = 0$$

$$F \frac{P_{i \text{ in}}}{P_t} - F \frac{P_{i \text{ out}}}{P_t} - K_g A_v (P_i - P_i^*) V(1 - \varepsilon) = 0$$

$$F \frac{P_{i \text{ in}}}{P_t} - F \frac{P_{i \text{ out}}}{P_t} - N_{i|y=0} A_v V(1 - \varepsilon) = 0$$

$$F \frac{P_{i \text{ in}}}{P_t} - F \frac{P_{i \text{ out}}}{P_t} - N_{B|y=0} A_v V(1 - \varepsilon) = 0 \quad (2)$$

Neraca massa pada fase cair

$$N_{i|y=L} A_v V(1 - \varepsilon) = (1 - A_v y_L) V(1 - \varepsilon)(-r_A) + LC_{i \text{ out}}$$

$$N_{B|y=L} A_v V(1 - \varepsilon) = (1 - A_v y_L) V(1 - \varepsilon)(-r_A) + LC_{B \text{ out}} \quad (3)$$

b. Neraca Panas

Neraca panas total

$$H_1 - H_2 - (\Delta H_R) + Q = 0$$

Pada reaktor umpan masuk pada suhu 145°C dan produk keluar pada suhu 145°C.

Perhitungan ΔH_1 dan ΔH_2

Nilai ΔH_1 dan ΔH_2 diperoleh dengan persamaan

$$\Delta H_1 = \sum F_{i0} \times \int_{418,15}^{298} C_p dT$$

$$\Delta H_2 = \sum F_i \times \int_{298}^{418,15} C_p dT$$

Nilai C_p untuk gas dan cairan dapat dicari menggunakan persamaan berikut (Yaws, 1999)

$$\text{Gas} : \int C_p dT = AT + \frac{B}{2} T^2 + \frac{C}{3} T^3 + \frac{D}{4} T^4 + \frac{E}{5} T^5$$

$$\text{Cair} : \int C_p dT = AT + \frac{B}{2} T^2 + \frac{C}{3} T^3 + \frac{D}{4} T^4$$

dengan,

C_p = kapasitas panas komponen (J/mol.K)

T = suhu (K)

1. Mekanisme Reaksi

Reaksi pembentukan asam benzoat merupakan reaksi antara toluena dengan gas oksigen. Reaksi oksidasi toluena ini berlangsung pada fase cair. Reaksi ini menghasilkan benzaldehid sebagai produk samping. Asumsi yang digunakan pada perhitungan ini adalah:

- Aliran gas *mixed-flow* dan cairan *mixed-flow*
- Kondisi *steady state*
- Cairan tidak ada yang menguap
- Laju alir volumetrik tetap
- Sifat fisis gas dan cairan tetap
- Rate controlling* adalah tahanan reaksi kimia

Jadi, kecepatan reaksi karbonilasi dapat ditulis (Yuying, Chen, Yuan G, dan Chen R, 1989)

$$M = \frac{k C_A \cdot D_{AL}}{K_{AL}^2} \dots \dots \dots (4)$$

dimana, $k = k_0 e^{\frac{E}{R.T}}$

$$k_0 = 2,57 \times 10^{10} \frac{L}{mol \cdot s}$$

$$E = 22,0 \frac{Kcal}{mol}$$

D_{AL} = koefisien diffusivitas gas, m²/detik

K_{AL} = koefisien transfer massa gas ke cairan, cm/detik

C_A = konsentrasi gas dalam cairan kmol/m³

$$k = 2,57 \times 10^{10} \cdot e^{1,987 \times 10^{-3} \cdot \frac{-22}{453,15}}$$

$$= 0,629 \text{ l/mol/s}$$

Jadi, harga konstanta kecepatan reaksi (k) = 0,629 l/mol/s

2. Perhitungan Data Fisis

Neraca Massa Umpan Masuk Reaktor

Cairan masuk

- Umpan segar

Komponen	kmol/jam	fraksi mol	kg/jam	fraksi berat	BM
Metil Iodida	11,99	0,04	1.701,71	0,16	171,93
Metanol	231,34	0,72	7.175,22	0,69	32,04
Air	76,06	0,24	1.370,24	0,13	18,01
Asam Asetat	3,67	0,01	220,52	0,02	60,05
Total	323,06	1	10.467,69	1	

- Gas masuk

Komponen	kmol/jam	fraksi mol	kg/jam	fraksi berat	BM
Hidrogen	12,17	0,05	24,45	0,0038	2,016
Karbon monoksida	231,29	0,95	6.478,27	0,996	28,01
Total	243,46	1	6.502,80	1	

a. Densitas Cairan

Persamaan untuk menghitung densitas cairan pada suhu tertentu menggunakan persamaan berikut (Yaws, 1999).

$$\rho_L = AB^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Konstanta Perhitungan Densitas

Komponen	A	B	n	Tc (K)
Metanol	0,27197	0,27192	0,2331	512,58
Metil Iodida	0,76723	0,25854	0,2679	528
Air	0,3471	0,274	0,28571	647,13
Asam Asetat	0,35182	0,26954	0,268437	592,7
Rhodium	3,40525	0,3	0,28571	12906,61

Komponen	F (kg/jam)	ρ_i (kg/m ³)	Wi	Wi/ ρ_i
Metanol	7.175,23	516,56	0,68	0,0013
Metil Iodida	1.701,71	1.510,85	0,16	0,00011
Air	1.370,24	826,11	0,13	0,00016
Asam Asetat	220,52	801,39	0,02	2,6E-05
Rhodium	13,59	11.202,15	0,001	1,16E-07
Total	10.481,28	3.654,91	1	0,0016

Sehingga didapatkan nilai densitas campuran yang masuk reaktor sebesar 618,23 kg/m³.

b. Berat Molekul Cairan

Komponen	N (kmol/jam)	BM	xi	BMc
Metanol	231,34	32,04	0,72	22,94
Metil Iodida	11,99	141,95	0,037	5,27
Air	76,06	18,02	0,24	4,24
Asam Asetat	3,68	60,05	0,01	0,68
Rhodium	0,13	102,91	0,0004	0,04
Total	323,19		1	33,16

Sehingga berat molekul cairan yang masuk reaktor yaitu 33,16 kg/kmol

c. Viskositas Cairan

Viskositas komponen bisa dicari menggunakan persamaan berikut (Yaws,1999)

$$\log_{10}\mu_i = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Komponen	A	B	C	D
Metanol	-9,0562	1,25E+03	2,24E-02	-2,35E-05
Metil Iodida	-9,3737	1,13E+03	2,55E-02	-2,61E-05
Air	-10,2158	1,79E+03	1,78E-02	-1,26E-05
Asam Asetat	-3,8937	7,85E+02	6,67E-03	-7,56E-06
Rhodium	0,1996	1,30E+03	3,16E-14	-3,45E-18

Komponen	F (kg/jam)	μ_i (cP)	Wi	Wi/ μ_i
Metanol	7.175,23	0,068	0,68	10,09
Metil Iodida	1.701,71	0,15	0,16	1,10
Air	1.370,24	0,13	0,13	1,03
Asam Asetat	220,52	0,15	0,02	0,14
Rhodium	13,59	726,93	0,0013	1,78E-06
Total	10.481,28		1	12,37

Sehingga didapatkan viskositas cairan campuran yang masuk reaktor sebesar 0,08 cP.

d. Kapasitas Panas Cairan

Kapasitas komponen dapat dicari menggunakan persamaan berikut (Yaws,1999)

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Komponen	A	B	C	D
Metanol	40,15	0,31	-1,03E-03	1,46E-06
Metil Iodida	24,22	0,46	-0,0015	1,88E-06
Air	92,05	-3,99E-02	-2,11E-04	5,35E-07
Asam Asetat	-18,94	1,09	-2,89E-03	2,93E-06
Rhodium	48,04	0,004	8,78E-07	-3,5375E-11

Komponen	xi	C _{pi}	C _p
Metanol	0,7158	116,23	83,20
Metil Iodida	0,0371	122,05	4,53
Air	0,2353	84,44	19,87
Asam Asetat	0,0114	167,92	1,91
Rhodium	0,0004	50,41	0,02
Total	1	490,64	109,53

Sehingga didapatkan kapasitas panas cairan campuran yang masuk reactor sebesar 3,3025 kJ/kg.

e. Konduktivitas Panas Cairan

Konduktivitas panas cairan organik dapat dihitung dengan persamaan

$$\log_{10}k_{\text{orgaik}} = A + (Bx(1 - \frac{T}{c})^{-\frac{2}{7}})$$

Sedangkan konduktivitas cairan non-organik dihitung dengan persamaan

$$k_{\text{non-organik}} = A + BT + CT^2$$

Komponen	A	B	C
Metanol	-1,8201	0,9896	528
Metil Iodida	-1,1793	0,6191	512,98
Air	-0,2758	4,61E-03	-5,391E-06
Asam Asetat	-1,2836	0,5893	592,71
Rhodium	167,9688	-6,553E-02	1,8568E-05

Komponen	Or/InOr	wi	ki	kc
Metanol	Organik	0,68	0,045	0,03
Metil Iodida	Organik	0,16	0,121	0,02
Air	Inorganik	0,13	0,656	0,09
Asam Asetat	Organik	0,02	0,119	0,003
Rhodium	Inorganik	0,001	140,41	0,182
Total			141,35	0,32

Sehingga didapatkan konduktivitas panas cairan yang masuk reaktor sebesar 3,1185 W/m.K.

f. Tegangan Muka Cairan

Tegangan muka cairan dapat dihitung dengan persamaan (Yaws,1999)

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

Komponen	A	Tc	N
Metanol	68,33	512,58	1,222
Metil Iodida	86,54	528	1,284
Air	132,674	647,13	0,955
Asam Asetat	57,05	592,71	1,0703
Rhodium	2.417,18	12.906,61	1,222

Komponen	Wi	σ_i	σ camp
Metanol	0,68	1,67	1,14
Metil Iodida	0,16	3,15	0,51
Air	0,13	34,75	4,54
Asam Asetat	0,02	8,92	0,19
Rhodium	0,001	2.305,95	2,99
Total	1	2.354,44	9,37

Sehingga didapatkan tegangan muka cairan yang masuk reaktor sebesar $9,37 \text{ dyne/cm} = 0,00937 \text{ kg/s}^2$.

g. Berat Molekul Campuran Gas

Perhitungan Berat Molekul Campuran Gas

Komponen	BM	yi	BM.yi
Karbonmoksida	28,01	0,95	26,61
Hidrogen	2,02	0,05	0,1
Total			26,71

Sehingga berat molekul gas yang masuk reaktor adalah $26,71 \text{ kg/kmol}$

h. Densitas Gas Masuk

$$\rho_{\text{gas}} = \frac{\text{BM} \cdot P}{R \cdot T}$$

BM = berat molekul campuran gas (kg/kmol)

P = tekanan (atm)

R = tetapan gas ($\text{m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kmol} \cdot \text{K}$)

K = suhu (K)

$$\rho_{\text{gas}} = \frac{26,71 \times 15}{0,0821 \times 488} = 10,01 \text{ kg/m}^3$$

3. Menghitung Konstanta Henry Untuk Reaktan Gas

Konstanta Henry untuk sistem Metanol dan karbonemonoksida adalah sebagai berikut:

Suhu (K)	H (m ³ .Mpa)	H (m ³ .Pa/mol)
293	135,74	901,99
333	138,67	921,46
488	198,58	996,91

(Takashi dan Kazunari, 1975)

Suhu operasi reaktor yaitu 215°C, maka nilai konstanta Henry yaitu 996,91 m³.Pa/mol

4. Menghitung Difusivitas Gas Dalam Cairan

Nilai difusivitas dapat dihitung dengan persamaan (Treyball, 1984)

$$D_{al} = \frac{117,3 \cdot 10^{-18} (\varphi \cdot BM)^{0,5} \cdot T}{\mu_c v_c^{0,6}}$$

dengan,

D_{al} = difusivitas karbonmonoksida terlarut dalam cairan (m²/s)

Θ = faktor disosiasi

BM = berat molekul campuran cairan (kg/kmol)

T = suhu reaktor (K)

μ_c = viskositas cairan (kg/m.s)

v_c = volume molal cairan (m³/kmol)

Diperoleh nilai difusivitas sebesar $3,3 \times 10^{-8}$ m²/s

5. Menghitung Koefisien Transfer Massa Gas ke Cairan

Nilai k_L dapat dihitung menggunakan persamaan (Froment, 2007)

$$k_L = 0,42 \sqrt[3]{\frac{\mu_l g}{\rho_l}} \sqrt{\frac{D_{al} \rho_l}{\mu_l}}$$

dengan,

k_L = koefisien transfer massa gas tiap gas ke cairan (m/s)

Didapatkan nilai transfer massa gas ke cairan sebesar 0,0023 m/s

6. Menghitung Bilangan Hatta

Untuk menentukan letak reaksi digunakan persamaan bilangan Hatta (Levenspiel, 1976)

$$Ha = \frac{\sqrt{D_{al} k C_a}}{k_L}$$

dengan,

H_a = bilangan Hatta

k = konstanta laju reaksi ($m^3/kmol.s$)

D_{a1} = difusivitas molekular A di film cairan ($m^2/detik$)

C_a = konsentrasi toluena ($kmol/m^3$)

k_L = koefisien transfer massa pada fase cair (m/s)

diperoleh $H_a = 0,0734$

Untuk menentukan letak reaksi digunakan parameter bilangan Hatta (Perry, 2008)

Parameter Bilangan Hatta	Letak Reaksi
< 0,3	Reaksi terjadi dibadan utama cairan
0,3 – 0,6	Reaksi terjadi dibadan utama cairan dan lapisan film
0,6 – 3	Reaksi terjadi di lapisan film

Dilihat dari nilai bilangan Hatta, maka reaksi terjadi dibadan utama cairan

7. Penentuan Volume Reaktor

a. Trial volume reaktor

Nilai volume reaktor ditrial dengan volume reaktor yang terhitung hingga diperoleh selisih antara keduanya sama dengan nol

b. Menghitung volume reaktor *overdesign*

$$V_{\text{trial overdesign}} = V_{\text{trial}} \times 1,2$$

c. Menentukan diameter dan tinggi reaktor

Tinggi reaktor diperoleh H/D sebesar 1 - 2,5. Diambil $H = 2,5 D$

$$V_{\text{trial}} = \frac{\pi}{4} D^2 H$$

$$V_{\text{trial}} = \frac{\pi}{4} 1,5 D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{V_{\text{trial}} \times 4}{\pi \times 1,5}}$$

d. Menghitung luas penampang reaktor

Luas penampang reaktor dihitung menggunakan persamaan

$$A = \frac{\pi}{4} D^2$$

dengan,

A = luas penampang reaktor (m²)

- e. Menghitung kecepatan superficial gas

Kecepatan superficial gas dihitung menggunakan persamaan (Froment, 1979)

$$U_{sg} = \frac{F_v}{3600 A}$$

dengan,

U_{sg} = kecepatan superficial gas (m/s)

F_v = debit gas masuk (m³/jam)

- f. Menentukan diameter gelembung

Diameter gelembung diperoleh dari persamaan berikut (Froment, 1979)

$$d_B = \sqrt{\frac{E_{OB}\sigma_L}{g(\rho_L - \rho_g)}}$$

dengan,

d_B = diameter gelembung (m)

E_{OB} = Eotvos number = 0,41 (untuk kecepatan pengaduk > 2,5 No*)

- g. Menentukan kecepatan naik gelembung

$$U_b = 0,711 d_B g^{0,5}$$

dengan,

U_b = kecepatan naik gelembung (m/s)

- h. Menentukan *hold up* gas

Hold up gas diperoleh dari persamaan berikut (Froment, 1979)

$$\varepsilon_g = 0,31 \left[\frac{U_{sg}}{\left(\frac{\sigma_L g}{\rho_L} \right)} \right]^{2/3} + \frac{0,45(N - No^*)Ds^2}{D(g, Dr)^{0,5}}$$

dengan,

ε_g = *hold up* gas

- i. Menentukan luas permukaan spesifik

Luas permukaan spesifik diperoleh dari persamaan (Froment, 1979)

$$A'_v = \frac{6\varepsilon}{d_B}$$

dengan,

A'_v = luas permukaan spesifik (m^2/m^3)

j. Menghitung volume reaktor

Volume reaktor dihitung menggunakan persamaan (Froment, 1979)

$$\frac{F}{P_t} (P_{B \text{ in}} - P_{B \text{ out}}) = \frac{b}{a} L(C_{A \text{ in}} - C_{A \text{ out}}) + LC_{B \text{ out}} \quad (1)$$

dengan,

F = flowrate gas (m^3/jam)

L = flowrate cairan (m^3/jam)

P_t = tekanan total (atm)

$P_{B \text{ in}}$ = tekanan parsial karbonmonoksida masuk (atm)

$P_{B \text{ out}}$ = tekanan parsial karbonmonoksida keluar (atm)

$C_{A \text{ in}}$ = konsentrasi metanol masuk (kmol/m^3)

$C_{A \text{ out}}$ = konsentrasi metanol keluar (kmol/m^3)

Penyelesaian neraca massa (1)

$$\frac{6499,54}{15} (14,94 - P_{B \text{ out}}) = 16,9518(13,6471 - 1,3647) + 16,9518C_{B \text{ out}}$$

$$= 0$$

$$6.475,01 - 14,46 P_{B \text{ out}} = 208,21 + 16,95 C_{B \text{ out}}$$

$$P_{B \text{ out}} = 14,46 - 0,0039 C_{B \text{ out}} \quad (4)$$

Penyelesaian neraca massa (2)

$$F \frac{P_{i \text{ in}}}{P_t} - F \frac{P_{i \text{ out}}}{P_t} - N_{B|y=0} A_v V (1 - \varepsilon) = 0 \quad (2)$$

Untuk reaksi *pseudo-first-order irreversible* (Froment, 1979)

$$N_{B|y=0} = \frac{k_L \gamma}{\sinh(\gamma)} (C_{B_i} \cosh(\gamma) - C_B)$$

$$N_{B|y=L} = \frac{k_L \gamma}{\sinh(\gamma)} (C_{B_i} - C_{B_i} \cosh(\gamma))$$

$$\gamma = \frac{\sqrt{k D a l}}{k_L}$$

$$\gamma_L = \frac{D a}{k_L}$$

$$C_B = C_{B \text{ out}}$$

$$C_{B_i} = \frac{P_{B \text{ out}}}{H}$$

$$N_{B|y=L} A_v V (1 - \varepsilon) = (1 - A_v \gamma_L) V (1 - \varepsilon) (-r_A) + LC_{B \text{ out}} \quad (3)$$

Persamaan (4) disubstitusikan ke persamaan (2) dengan variabel-variabel lain yang sudah dihitung sebelumnya. Selanjutnya hasil substitusi tersebut disubstitusikan ke persamaan (3) sehingga diperoleh V hasil perhitungan hingga selisih antara V hasil hitung dan V trial sama dengan nol. Diperoleh

$$\text{Volume reaktor} = 21,53 \text{ m}^3.$$

$$V \text{ overdesign} = 25,84 \text{ m}^3$$

$$\text{Diameter} = 2,22 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 5,56 \text{ m}$$

8. Mechanical Design

a. Pemilihan bahan konstruksi

$$\text{Bahan kostruksi} = \text{Low Alloy Steel SA 204 Grade C}$$

Alasan pemilihan = tahan korosi, tahan suhu tinggi (Brownell, 1959)

b. Penentuan tebal shell

Tekanan total untuk perhitungan tebal shell

$$P \text{ total} = P \text{ sistem} + P \text{ hidrostatik} + P \text{ lingkungan}$$

$$P \text{ total} = 220,5 \text{ psi} + 4,88 \text{ psi} + 14,7 \text{ psi}$$

$$P \text{ total} = 240,08 \text{ psi}$$

Overdesign sebesar 20%

$$P \text{ overdesign} = 288,10 \text{ psi}$$

Tebal shell dapat dihitung dengan persamaan (Brownell and Young, 1959)

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

dengan,

$$\text{Allowable stress } (f) = 18.750 \text{ psi}$$

$$\text{Corrosion allowance } (C) = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Welded joint efficiency } (E) = 80\%$$

$$R = 1,11 \text{ m}$$

$$= 43,74 \text{ in}$$

Maka,

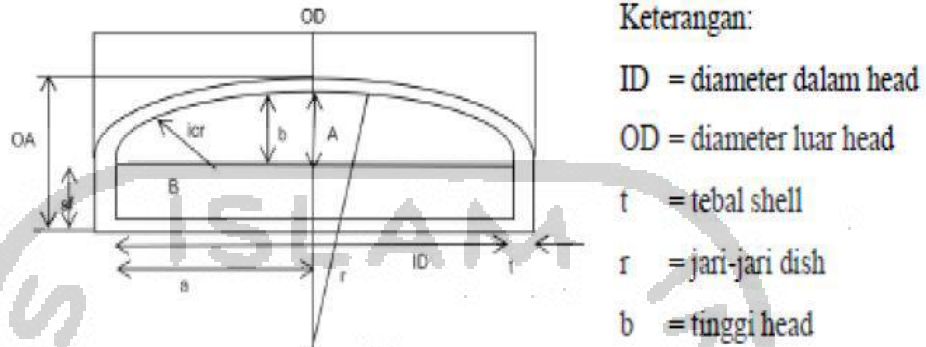
$$t_s = \frac{288,10 \times 43,74}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 288,10} + 0,125$$

$$t_s = 0,86 \text{ in}$$

$$t_s \text{ standar} = 1,25 \text{ in}$$

c. Perancangan *Head* dan *Bottom*

Dipilih tipe *head Torispherical Flanged & Dished Head*. Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.



Penampang *Torispherical Flanged and Dished Head*

Perhitungan tebal *head* menggunakan persamaan (Brownell and Young, 1959)

$$th = \frac{Pr.W}{2.f.E - 0,2P} + C$$

Didapat th = 0,79 in

th standar = 1,25 in

Dari tabel 5.7 Brownell and Young (1959), diperoleh

OD = 90

r = 84

icr = 5,5

Dari tabel 5.6 Brownell and Young (1959), dipilih sf = 2

Dari persamaan fig 5.8 Brownell and Young (1959),

$$a = \frac{ID}{2} = 43,74 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 38,24 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 78,50 \text{ n}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 68,56 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 15,44 \text{ in}$$

$$OA = t + b + sf = 18,69 \text{ in}$$

Maka, tinggi total reaktor

$$H_{\text{total}} = H + (2 \times OA)$$

$$H_{\text{total}} = 6,51 \text{ m}$$

9. Perhitungan Spesifikasi *Sparger*

Sparger yang digunakan berupa *perforated plate* dengan susunan *triangular pitch* dengan pertimbangan pemilihan jumlah lubang yang ada tiap satuan luas *plate* lebih banyak bila dibandingkan dengan susunan *square pitch*.

a. Diameter orifice

Diameter orifice pada umumnya 0,004-0,95 cm (Perry,2008). Dipilih diameter orifice 0,5 cm

b. Kecepatan gelembung keluar orifice

Terminal velocity gelembung (Treyball, 1984)

$$V_t = \sqrt{\left(\frac{2 \cdot \sigma \cdot g}{d_b \cdot \rho_l} + \frac{g \cdot d_b}{2}\right)}$$

$$v_t = 0,22 \text{ m/s}$$

c. Kecepatan volumetrik gas pada masing-masing orifice

$$W_o = \frac{Re \cdot \pi \cdot d_o \cdot \mu_g}{4}$$

dengan,

W_o = bilangan Reynold pada orifice = 50000 (Treyball, 1985)

μ_g = viskositas (diambil udara $1,8 \times 10^{-5}$ kg/m.s (Perry, 1999)

diperoleh

$$W_o = 3,53 \times 10^{-3} \text{ kg/s}$$

d. Jumlah lubang *sparger*

Diketahui kecepatan gas masuk (W_g) = 1,81 kg/s

Maka, didapat jumlah lubang *sparger*

$$N_o = \frac{W_g}{W_o}$$

Jumlah lubang *sparger* = 511 lubang

e. Pitch

($d_o/Pt \text{ min}$) = 0,5 (Ludwig, 1964)

$Pt \text{ min}$ = $2 \times d_o = 10 \text{ mm}$

Luas plate yang diperlukan tiap lubang

$$A_n = \frac{1}{2} \sqrt{3} P_t^2$$

$$A_n = 0,0001 \text{ m}^2$$

Luas sparger

$$A_{sp} = N_o \times A_n$$

$$A_{sp} = 0,044 \text{ m}^2$$

Diameter sparger

$$D_{sp} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{sp}}{\pi}}$$

$$D_{sp} = 0,24 \text{ m}$$

f. Waktu tinggal gas

$$t_{gas} = \frac{D_r}{V_t}$$

$$t_{gas} = 5,02 \text{ detik}$$

g. Waktu tinggal cairan

Asumsi : karena t_{gas} kecil, volume cairan sama dengan volume tangki

overdesign

$$t_{cairan} = \frac{V_c}{F_c}$$

$$t_{cairan} = 1,52 \text{ jam}$$

10. Perancangan Koil Pendingin

a. Neraca Panas

Pada reaktor umpan masuk pada suhu 215°C dan produk keluar pada suhu 215°C.

Perhitungan ΔH

Nilai ΔH_1 diperoleh dengan persamaan

$$\Delta H_1 = \sum F_{i0} \times \int_{418,15}^{298} C_p dT$$

$$\Delta H_2 = \sum F_i \times \int_{298}^{418,15} C_p dT$$

Nilai C_p untuk gas dan cairan dapat dicari menggunakan persamaan berikut (Yaws, 1999)

$$\text{Gas} : \int C_p dT = AT + \frac{B}{2} T^2 + \frac{C}{3} T^3 + \frac{D}{4} T^4 + \frac{E}{5} T^5$$

$$C_{\text{Cair}} : \int C_p dT = AT + \frac{B}{2}T^2 + \frac{C}{3}T^3 + \frac{D}{4}T^4$$

dengan,

C_p = kapasitas panas komponen (J/mol.K)

T = suhu (K)

Konstanta Kapasitas Panas Cair Berbagai Komponen

Komponen	A	B	C	D
Methanol	40,152	0,3105	-1,0291E-03	1,4598E-06
Metil Iodida	24,222	0,46459	-0,0014583	1,8792E-06
Air	92,053	-3,9953E-02	-2,1103E-04	5,3469E-07
Asam Asetat	-18,944	1,0971	-2,8921E-03	2,9275E-06
Rhodium	48,042	0,0044407	8,7824E-07	-3,5375E-11

Tabel 1 Konstanta Kapasitas Panas Gas Berbagai Komponen

Komponen	A	B	C	D	E
Karbonmonoksida	29,556	-6,5807E-03	2,0130E-05	-1,2227E-08	2,2617E-12
Hidrogen	25,399	-2,017E-02	-3,8549E-05	3,1880E-08	-8,7585E-12

Didapatkan nilai ΔH

Nilai ΔH_1 (Carl. L. Yaws)

Komponen	ΔH (kJ/mol)
Metanol	-201,17
Karbonmonoksida	-110,54
Asam Asetat	-434,84

ΔH_{reaksi}

Panas pembentukan standar

$$\Delta H_R = \left(\sum n_i \cdot \Delta H_f \right)_{\text{produk}} - \left(\sum n_i \cdot \Delta H_f \right)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = 25.630.212,22 \text{ kJ/jam}$$

Nilai Q dapat dicari dengan cara berikut:

$$Q = \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{298} + \Delta H_{\text{produk}}$$

$$Q = 6.932.581,13 \text{ kJ/jam} - 25.630.212,22 \text{ kJ/jam} + (10.340.651,57 \text{ kJ/jam})$$

$$Q = 22.222.141,77 \text{ kJ/jam}$$

b. Data fisis air pendingin

Pendingin yang digunakan adalah air untuk menjaga suhu reaksi tidak lebih dari 215°C. Air pendingin yang masuk bersuhu 28°C dan suhu keluar 48°C. Sehingga digunakan suhu rata-rata sebesar 38°C.

Pada air suhu 38°C (Yaws, 1999):

$$\rho = 1.015,17 \text{ kg/m}^3 = 63,37 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,69 \text{ cP}$$

$$C_p = 4,18 \text{ kJ/kg.K} = 0,9998 \text{ btu/lb.F}$$

$$k = 0,36 \text{ btu/jam.ft.F}$$

c. Menentukan kebutuhan pendingin

Jumlah air yang dibutuhkan dapat ditentukan dengan persamaan berikut:

$$m = \frac{Q}{C_p \Delta T}$$

dengan,

m = massa air pendingin yang dibutuhkan (lb/jam)

Q = beban panas (btu/jam)

C_p = kapasitas panas air (btu/lb.F)

ΔT = beda suhu fluida pendingin (F)

Menggunakan persamaan diatas, maka didapatkan massa fluida pendingin sebesar

$$m = 585.461,68 \text{ lb/jam}$$

$$= 265.560,97 \text{ kg/jam}$$

d. Menentukan harga Δ_{LMTD}

$$\text{Suhu masuk reaktor} = 419^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar reaktor} = 419^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu pendingin masuk} = 82,4^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu pendingin keluar} = 118,4^\circ\text{F}$$

Inisial	Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	ΔT
ΔT ₂	419	Lower temp	82,4	216
ΔT ₁	419	Higher temp	118,4	180

$$\Delta_{LMTD} = \frac{\Delta_2 - \Delta_1}{\ln \frac{\Delta_2}{\Delta_1}}$$

$$\Delta_{LMTD} = 318,26 \text{ } ^\circ\text{F}$$

e. Menghitung luas transfer panas

$$D = 8,06 \text{ ft}$$

$$H = 12,09 \text{ ft}$$

Luas selubung reaktor

$$L = (3,14 \cdot D \cdot H) + \left(\frac{1}{4} D^2\right)$$

$$L = 430,50 \text{ ft}^2$$

Dari tabel 8 Kern

Nilai Ud untuk *hot fluid light organic* dan *cold fluid water* adalah

$$75 - 150 \text{ btu/ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}$$

Diambil harga Ud = 75 btu/ft²·F·jam

maka, luas transfer panas

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta_{LMTD}}$$

$$A = 441,20 \text{ ft}^2$$

Karena luas selimut < luas transfer panas terhitung, maka digunakan koil pendingin.

f. Menentukan *layout* koil

Ukuran pipa koil berada pada kisaran 0,5 – 2,5 in (Perry,1999)

$$\text{Diambil ukuran} = 2,5 \text{ in}$$

Dari tabel.11 Kern (1950)

$$\text{IPS} = 2,5 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 2,88 \text{ in} = 0,2399 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2,469 \text{ in} = 0,2057 \text{ ft}$$

$$\text{Sch.Number} = 40$$

$$A_o = 4,79 \text{ in}^2 = 0,0333 \text{ ft}^2$$

$$A_t = 0,753 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Susunan koil = helix

$$\text{Diameter helix (dhe)} = 0,8 \times D \text{ reaktor} \quad (\text{Rase, 1977})$$

$$= 1,776 \text{ m} = 5,83 \text{ ft}$$

$$\text{Jarak antar lilitan (jsp)} = 2 \times \text{OD}$$

$$= 5,76 \text{ in} = 0,480 \text{ ft}$$

g. Menghitung koefisien transfer panas cairan

Nilai koefisien transfer panas reaktor dengan pengaduk dan diinginkan menggunakan koil menggunakan persamaan (Kern, 1950)

$$h_c = \frac{0,87k}{Dt} \left[\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right]^{2/3} \left[\frac{C_p \mu}{k} \right]^{1/3} \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14}$$

dengan,

h_c = koefisien transfer panas cairan (btu/jam.ft.F)

Dt = diameter reaktor (ft)

k = konduktivitas panas cairan (btu/jam.ft.F)

C_p = kapasitas panas cairan (btu/lb.F)

L = diameter pengaduk (ft)

ρ = densitas cairan (lb/ft³)

N = kecepatan putar pengaduk (rph)

μ = viskositas cairan (lb/ft.jam)

maka diperoleh $h_c = 5.023,78 \text{ btu/jam.ft.F}$

h. Koefisien transfer panas dalam koil

Koefisien transfer panas dalam koil dapat dihitung dengan persamaan berikut (Kern, 1950)

$$\frac{h_i ID}{k} = 0,027 \text{Re}^{0,8} \text{Pr}^{1/3} \left[1 + \frac{3,5 ID}{dhe} \right]$$

Fluks massa pendingin total

$$G_t = m/a'$$

$$G_t = 17.600.529 \text{ lb/ft.jam}$$

Kecepatan medium pendingin

Kecepatan medium pendingin didalam pipa, umumnya berkisar 1,25 – 4 m/s. Dipilih $v = 4$ m/s

$$G_i = \rho c \times v$$

$$G_i = 2.994.095,95 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$Re = \frac{G_i ID}{\mu} = 2.169.524,62$$

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k} = 4,67$$

Sehingga didapat nilai $h_i = 10.426,011 \text{ btu/jam.ft}^2.F$

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

$$h_{io} = 8.938,13 \text{ btu/jam.ft}^2.F$$

i. Menghitung U_c dan U_d

Clean overall coefficient heat transfer (U_c) dihitung dengan persamaan (Kern, 1950)

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_c}{h_{io} + h_c}$$

Didapatkan $U_c = 3.216,12 \text{ btu/jam.ft}^2.F$

Diambil nilai $R_d = 0,003$ (Kern, 1950) maka nilai U_d dapat diketahui

$$U_d = \frac{\frac{1}{R_d} \cdot U_c}{\frac{1}{R_d} + U_c}$$

Didapatkan $U_d = 302,03 \text{ btu/jam.ft}^2.F$

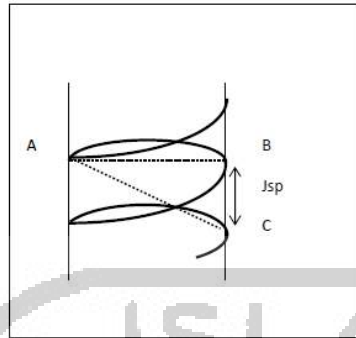
j. Menghitung panjang koil

Panjang koil dapat dihitung dengan persamaan

$$L_c = \frac{A}{at}$$

$L_c = 290,99 \text{ ft}$

k. Menghitung jumlah lengkungan koil dan tinggi tumpukan



$$AB = DC$$

$$BC = J_{sp}$$

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

$$= \sqrt{(DC)^2 + (J_{sp})^2}$$

Skema Koil Pendingin

Keliling busur AB = $1/2 \pi DC$

Keliling busur AC = $1/2 \pi AC$

Keliling 1 lingkaran koil = keliling busur AB + keliling busur AC

$$kl = 1/2 \pi DC + 1/2 \pi AC$$

$$kl = 39,4859 \text{ ft}$$

Jumlah lengkungan koil

$$N = L/kl$$

$$N = 8$$

Tinggi tumpukan koil

$$tc = (N \times OD) + J_{sp}$$

$$tc = 2,38 \text{ ft}$$

$$= 0,7265 \text{ m}$$

Volume koil

$$vc = Nc \times \frac{\pi}{4} \times OD^2 \times Lc$$

$$vc = 1,5468 \text{ m}^3$$

Tinggi cairan

$$hl = \frac{V + Vc}{\left(\frac{\pi}{4} \times Dr^2\right)}$$

$$hl = 3,9325 \text{ m}$$

Tinggi tumpukan koil < tinggi cairan, maka koil tercelup seluruhnya dalam cairan

1. Pressure drop

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

$$Re = 2.169.524,62$$

$$f = 0,00407$$

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

Diperoleh $\Delta Pt = 0,25$ psi

11. Pipa Pemasukan dan Pengeluaran

Untuk menghitung diameter optimal pipa saluran cairan dipakai persamaan (Coulson and Richardson's, 1999)

$$D_{opt} = 293. G^{0,53}. \rho^{-0,37}$$

a) Perancangan pipa umpan masuk cairan

$$G = 10.481,27 \text{ kg/jam} = 2,91 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 618,30 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{maka, } D_{opt} = 47,87 \text{ mm} = 1,88 \text{ in}$$

Dari tabel.11 Kern (1950)

$$\text{NPS} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Schedule No} = 40$$

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in}$$

$$A = 3,35 \text{ in}^2$$

b) Perancangan pipa umpan masuk gas

$$G = 6.502,80 \text{ kg/jam} = 1,80 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 10.01 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{maka, } D_{opt} = 170,94 \text{ mm} = 6,73 \text{ in}$$

Dari tabel.11 Kern (1950)

$$\text{NPS} = 8 \text{ in}$$

$$\text{Schedule No} = 40$$

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 7,981 \text{ in}$$

$$A = 50 \text{ in}^2$$

c) Perancangan pipa keluar cairan

$$G = 32.623,43 \text{ kg/jam} = 9,0621 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 823,72 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{maka, } D_{opt} = 78,59 \text{ mm} = 3,094 \text{ in}$$

Dari tabel.11 Kern (1950)

$$NPS = 3 \text{ in}$$

$$Schedule \text{ No} = 40$$

$$OD = 3,5 \text{ in}$$

$$ID = 3,068 \text{ in}$$

$$A = 7,38 \text{ in}^2$$

d) Perancangan pipa keluar gas

$$G = 672,36 \text{ kg/jam} = 0,19 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 7,13 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{maka, } D_{opt} = 58,20 \text{ mm} = 2,29 \text{ in}$$

Dari tabel.11 Kern (1950)

$$NPS = 2,5 \text{ in}$$

$$Schedule \text{ No} = 40$$

$$OD = 2,88 \text{ in}$$

$$ID = 2,469 \text{ in}$$

$$A = 4,79 \text{ in}^2$$

e) Perancangan pipa masuk dan keluar pendingin

$$G = 265.560,97 \text{ kg/jam} = 73,77 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 1015,17 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{maka, } D_{opt} = 221,01 \text{ mm} = 8,70 \text{ in}$$

Dari tabel.11 Kern (1950)

$$NPS = 10 \text{ in}$$

$$Schedule \text{ No} = 40$$

$$OD = 10,75 \text{ in}$$

$$ID = 10,02 \text{ in}$$

$$A = 78,8 \text{ in}^2$$



LAMPIRAN B

(Kartu Konsultasi Bimbingan)

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Febri Fajri Yanti
 No. MHS : 15521107
 Nama Mahasiswa : Namira Rezqia Andevita
 No. MHS : 15521082
 Judul Prarancangan)* : Pra Rancangan Pabrik Asam Asetat dan Metanol dan
 Karbonmonoksida dengan Proses Mourauro Kapasitas
 87.000 ton / tahun
 Mulai Masa Bimbingan : 08 April 2019
 Batas Akhir Bimbingan : 05 Oktober 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	28 Maret 2019	Judul	
2.	13 Mei 2019	Bab I	
3.	20 Mei 2019	Bab II	
4.	15 Juli 2019	Tata Letak Pabrik	
5.	29 Agustus 2019	Unitas dan Organisasi	
6.	4 September 2019	Evaluasi Ekonomi	
7.	20 September 2019	Naskah Bab IV	
8.	23 September 2019	Naskah Keseluruhan	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 27/9/19

Pembimbing,

Ir. Duimalik, 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 : Febri Fajri Yanti
 No. MHS : 15521107
 Nama Mahasiswa : Namira Rezqia Andevita
 No. MHS : 15521082
 Judul Prarancangan)* : Pra Rancangan Pabrik Asam Asetat dan Metanol dan Karbonmonoksida dengan Proses Monsanto Kapasitas 47.000 ton / tahun
 Mulai Masa Bimbingan : 08 April 2019
 Batas Akhir Bimbingan : 05 Oktober 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	26 Maret 2019	Judul Pra Rancangan	
2.	6 April 2019	Kapasitas Pabrik	
3.	10 April 2019	Pemilihan Proses	
4.	14 Mei 2019	Pemilihan Alat untuk Proses	
5.	21 Mei 2019	Neraca Massa	
6.	11 Juli 2019	Neraca Massa dan Neraca Panas	
7.	20 Agustus 2019	Neraca Massa ; Neraca Panas dan Alat Proses	
8.	12 September 2019	Naskah Keseluruhan dan PFD	
9.	27 September 2019	Naskah Keseluruhan dan PFD	

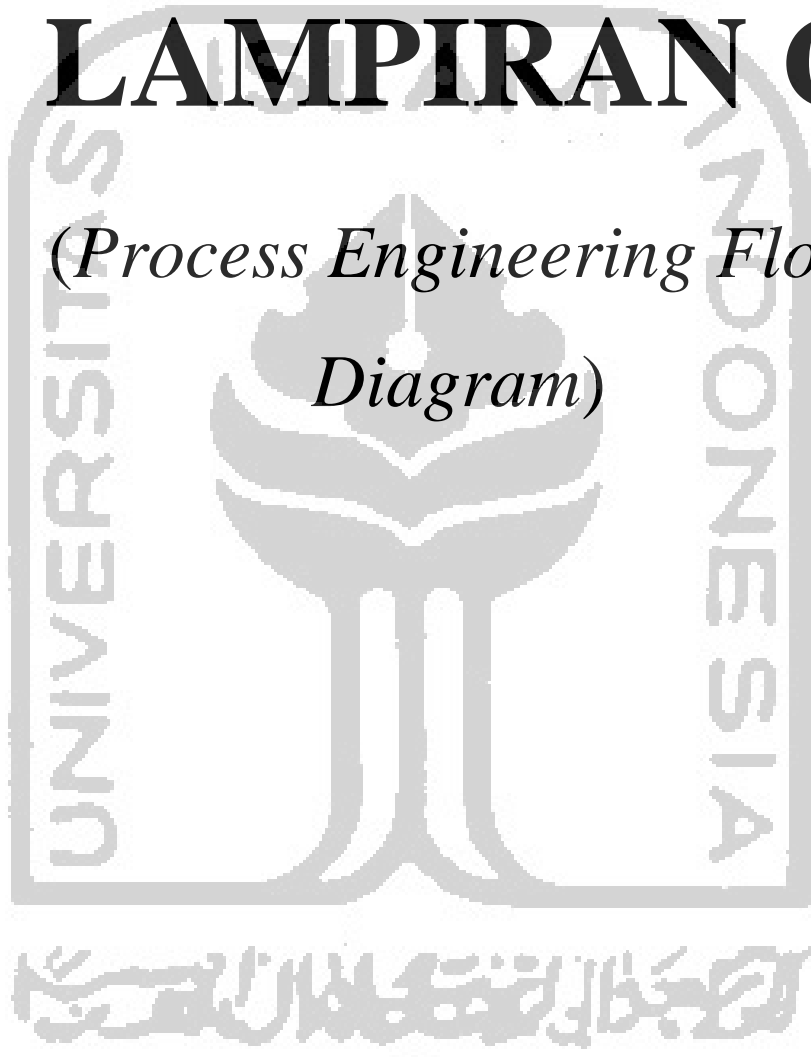
Disetujui Draft Penulisan:
 Yogyakarta, 27 September 2019
 Pembimbing,

 Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.Eng.

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

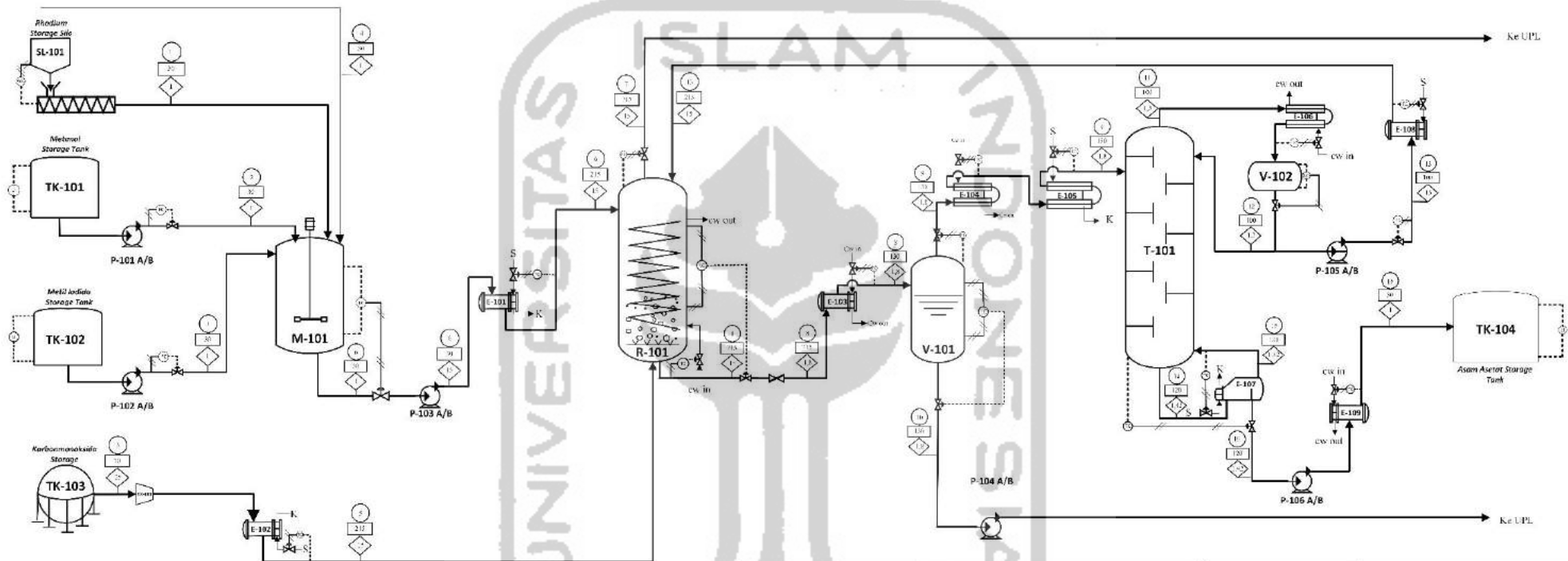
LAMPIRAN C

*(Process Engineering Flow
Diagram)*



PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

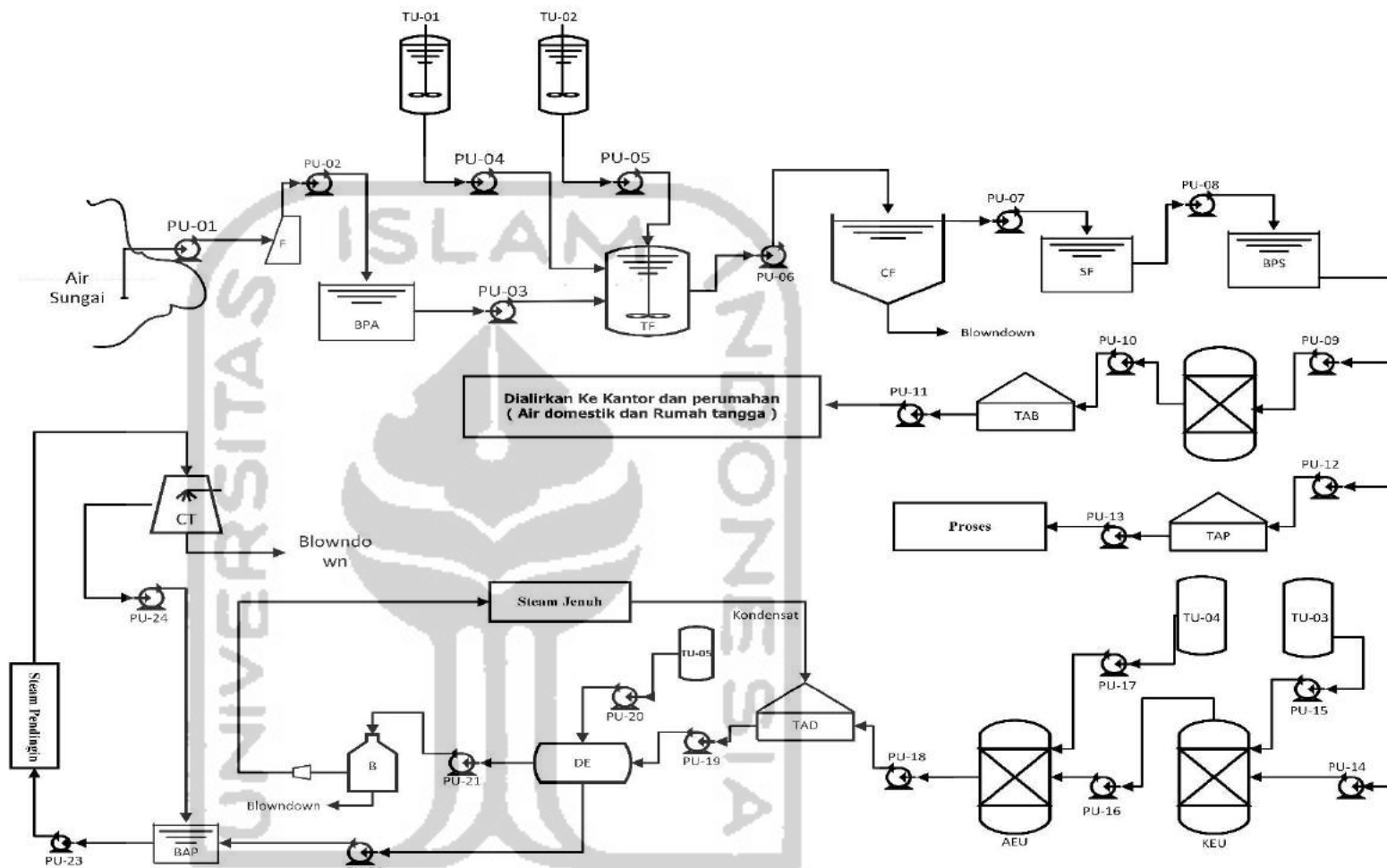
PABRIK ASAM ASETAT DARI METANOL MENGGUNAKAN PROSES MONSANTO KAPASITAS 97.000 TON/TAHUN



Komponen	Arus (kg/jam)															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Metanol	6.596,98					6.596,98		733,71	740,11	0,96	740,11	136,74	740,11			
Karbonmonoksida					6.413,99		641,4									
Metil Iodida			1,67			1,67	1,67	1,67	0,002	1,69	0,31	1,67				
Rhodium	13,59					13,59		13,59								
Air		20,94	3,4	1.334,36		19,3		19,30	19,21	0,08	19,02	3,51	19,02	0,19	0,03	0,19
Asam Asetat								12500	12403,51	96,49	124,04	22,92	124,04	12279,49	1866,17	12279,48
Hydrogen					24,54		24,54									
TOTAL	13,59	6.617,92	5,07	1.334,36	6.438,53	6.631,54	665,94	13268,27	13184,50	111,122	894,86	163,48	894,84	1.236,04	1896,20	12279,67

Keterangan	
	Valve
	Nomor Arus
	Suhu
	Tekanan
	Aliran Proses
	Aliran Utilitas
	Sinyal Digital
	Sinyal Pneumatik
	SL Silo
	TK Tangki
	M Mixer
	V Vassel (Flash Drum, Akumulator)
	P Pompa
	E Heat Exchanger, Kondensor, Reboiler
	T Menara Distilasi
	S Steam
	K Kondensat
	CW Colling Water
	LC Level Control
	FC Flow Control
	PC Pressure Control
	WC Weight Control

	JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA YOGYAKARTA
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PABRIK ASAM ASETAT DARI METHANOL MENGGUNAKAN PROSES MONSANTO KAPASITAS 97.000 TON/TAHUN	
Dikerjakan Oleh: 1) Namira Rezqin Andevita 15521082 2) Febri Fajri Yami 15521107	
Dosen Pembimbing: 1) Ir. Dulmaik, M.M. 2) Dr. Iffa Puspasari, ST., M.Eng.	



Keterangan:

F	Filter	TAP	Tangki Air Proses	CT	Cooling Tower
BPA	Bak Penampungan Awal	AEU	Anion Exchanger	TU-01	Tangki Tawas
TF	Tangki Flokulan	KEU	Kation Exchanger	TU-02	Tangki Kapur
CF	Clarifier	TAD	Tanki Air Demin	TU-03	Tangki H2SO4
SF	Sand Filter	DE	Deaerator	TU-04	Tangki NaOH
BPS	Bak Penampungan Sementara	B	Blower	TU-05	Tangki Hydrazine
TAB	TanGki Air Bersih	BAP	Bak Air Pendingin		