

LAMPIRAN A

(REAKTOR)

Perhitungan Perancangan Reaktor

Fungsi : Mereaksikan Metil Format dan Air menjadi Asam Format dan Metanol

Jenis : Reaktor Alir Pipa

Proses : *Endotermis, Adiabatis, non-isothermal*

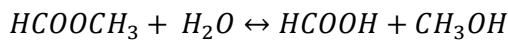
Kondisi Operasi

Kondisi operasi pada proses pembuatan Asam Format dari Metil Format dan Air dijalankan pada suhu 90°C dan tekanan 20 atm di dalam Reaktor Alir Pipa. Pada kondisi ini, fase bahan baku yang digunakan dan produk yang dihasilkan sama, yaitu fase cair. Maka reaksi ini disebut dengan reaksi homogen. Reaksi ini berlangsung secara kontinyu dengan Asam Formiat produk dimasukkan kembali ke dalam reaktor untuk memberi suasana asam (sebagai katalisator/autokatalis).

Reaksi yang dijalankan bersifat *reversible* (dapat balik). Adapun pengendalian reaksinya dengan membuat berlebih salah satu reaktan yaitu air karena secara ekonomis air lebih murah dibandingkan dengan Metil Format. Perbandingan mol reaktan Metil Formiat dan air masuk reaktor adalah 1 : 1,8. Pada kondisi ini konversi yang dicapai yaitu 35 %.

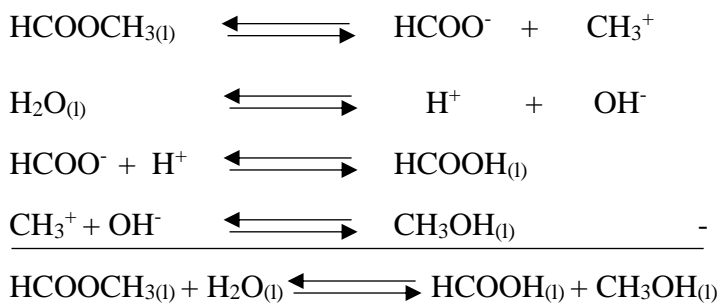
Persamaan Reaksi

Reaksi pembuatan Asam Format dari Metil Format dan Air merupakan reaksi orde 2 :



Mekanisme Reaksi

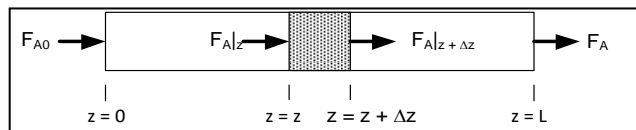
Mekanisme reaksi yang terjadi pada proses pembuatan Asam Formiat adalah :



Persamaan Laju Reaksi

$$\begin{array}{l} -r_A = k_1 C_A C_B - k_2 C_C C_D \\ -r_A = k \left(C_A C_B - \frac{C_C C_D}{K_C} \right) \end{array}$$

Laju alir volumetrik dalam pipa tetap



Neraca Massa di sekitar inkremen volume :

Laju alir massa A masuk – Laju alir massa A keluar – Laju alir A reaksi = Laju alir akumulasi

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} - (-r_A)V = 0$$

$$\frac{d}{dz} \left(\frac{F_A}{V} \right) = -(-r_A)$$

$$\frac{dC_A}{d \left(\frac{F_A}{V} \right)} = -k \left(C_A C_B - \frac{C_C C_D}{K_C} \right)$$

Dimana :

$$t = F_A/v$$

$$\boxed{\frac{dC_A}{dt} = -k \left(C_A C_B - \frac{C_C C_D}{K_C} \right)}$$

Dengan :

$Ca = Ca_0 (1 - X_a)$	$dCa = -Ca_0 dX_a$
$Cb = Ca_0 (M - X_a)$	$M = Cb_0 / Ca_0$
$Cc = Ca_0 (N + X_a)$	$N = Cc_0 / Ca_0$
$Cd = Ca_0 (P + X_a)$	$P = Cd_0 / Ca_0$

$$\boxed{-Ca_0 \frac{dX_a}{dt} = -k_1 \left(Ca_0(1 - X_a) \cdot Ca_0(M - X_a) - \frac{Ca_0(N + X_a) \cdot Ca_0(P + X_a)}{K} \right)}$$

Sehingga :

$$\boxed{k_1 = \frac{K}{tCa_0} \int_0^{X_a} \frac{dX_a}{(K(1 - X_a)(M - X_a) - (N + X_a)(P + X_a))}$$

Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk (F ₀)		Keluar	
	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)
Metil Format	79,9473	4801,0263	51,9657	3120,6671
Metanol	5,9089	189,3331	33,8905	1085,9179
Air	149,3439	2690,4595	121,3623	2186,3663
Asam Format	7,9947	367,9622	35,9763	1655,8298
Total	243,1948	8048,7810	243,1948	8048,7810

Laju Alir Volumetrik

Komponen	ρ (kg/m ³)	Fw (kg/jam)	Fv (m ³ /jam)
Metil Format	975,0000	4801,0263	4,9241
Metanol	721,4210	189,3331	0,2624
Air	965,3100	2690,4595	2,7871
Asam Format	1130,0000	367,9622	0,3256
Total	3791,7310	8048,7810	8,2993

Diketahui :

Konversi reaksi (X_a) : 35%

Metil Format yang bereaksi : 27,9815 kmol/jam

Konversi setimbang (X_{eq}) : X_a

$$\frac{0,95}{0,95}$$

$$= 35\% : 95\% = 0,368$$

Mencari Konstanta Kesetimbangan (K_c)

$$K = \frac{C_c \cdot C_d}{C_a \cdot C_b} = \frac{C_{a0}(N + X_{eq}) \cdot C_{a0}(P + X_{eq})}{C_{a0}(1 - X_{eq}) \cdot C_{a0}(M - X_{eq})} = \frac{(N + X_{eq})(P + X_{eq})}{(1 - X_{eq})(M - X_{eq})}$$

M = F _{b0} /F _{a0}	1,8680
N = F _{c0} /F _{a0}	0,1000
P = F _{d0} /F _{a0}	0,0739

N + X _{eq} =	0,4684
P + X _{eq} =	0,4423
1 - X _{eq} =	0,6316
M - X _{eq} =	1,4996

Maka,

$$K_c = 0,2$$

Mencari Konstanta Laju Reaksi (k)

Penyelesaian menggunakan *Metode Simpson*

$$k = \frac{K}{tC_{a0}} \int_0^{X_a} \frac{dX_a}{(K(1 - X_a)(M - X_a) - (N + X_a)(P + X_a))}$$

$$K_c = 0,2$$

$$T = 20 \text{ detik} = 0,0056 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} C_{a0} &= F_{a0}/F_v \\ &= 79,9473/8,2993 \\ &= 9,663 \text{ kmol/m}^3 \end{aligned}$$

Berdasarkan rumus k di atas, dapat disederhanakan menjadi :

$$k = G \times F_1$$

Dimana,

$$G = K_c/t.C_{a0}$$

$$G = 4,088 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

$$F_1 = \int_0^{X_a} \frac{dX_a}{(K(1-X_a)(M-X_a)-(N+X_a)(P+X_a))}$$

$$\int_{X_{a0}}^{X_{aN}} y dX_a = \frac{\Delta X_a}{3} [y_0 + 4y_1 + 2y_2 + \dots + 2y_{N-2} + 4y_{N-1} + y_N]$$

$$y = \frac{1}{K(1-X_a)(M-X_a)-(N+X_a)(P+X_a)} \quad \Delta X_a = \frac{X_{aN} - X_{a0}}{N}$$

$$\text{Konversi mula-mula } X_{a0} = 0 \quad ; \quad \Delta x_a = 0,035$$

$$\text{Konversi akhir } X_{aN} = 0,35$$

$$\text{Jumlah inkremen } N = 10$$

Xa	1 - Xa	M - Xa	N + Xa	P + Xa	y	f	Σf.y
0,000	1,000	1,8680	0,1000	0,0739	2,4921	1	2,49209
0,035	0,965	1,8330	0,1350	0,1089	2,6863	4	10,74503
0,070	0,930	1,7980	0,1700	0,1439	2,9296	2	5,859133
0,105	0,895	1,7630	0,2050	0,1789	3,2413	4	12,96531
0,140	0,860	1,7280	0,2400	0,2139	3,6527	2	7,305408
0,175	0,825	1,6930	0,2750	0,2489	4,2175	4	16,86981
0,210	0,790	1,6580	0,3100	0,2839	5,0369	2	10,07374
0,245	0,755	1,6230	0,3450	0,3189	6,3272	4	25,30874
0,280	0,720	1,5880	0,3800	0,3539	8,6471	2	17,29412
0,315	0,685	1,5530	0,4150	0,3889	14,0193	4	56,07713
0,350	0,650	1,5180	0,4500	0,4239	39,8401	1	39,84007
						TOTAL	204,8306

Diperoleh :

$$F = \frac{\Delta X_a}{3} \sum f \cdot y \quad F = 2,3897$$

Sehingga nilai k :

$$k = G \times F$$

$$k = 4,0878 \text{ m}^3/\text{kmol.jam} \times 2,3897$$

$$k = 9,7686 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

Perhitungan Panas Reaksi

Data entalpi standar (ΔH_f) masing-masing komponen pada suhu 25°C

Senyawa	ΔH_f° (kJ/mol)
Metil Format	-381,1
Air	-285,83
Asam Formiat	-422,79
Metanol	-238,7

Panas Reaksi pada suhu 25°C (289 K) :

$$\Delta H_{R,298} = \sum \Delta H_{f \text{ produk}} - \sum \Delta H_{f \text{ reaktan}}$$

$$\Delta H_{R,298} = 5,44 \text{ kJ/mol}$$

$$= 5440 \text{ J/mol}$$

Panas Reaksi pada suhu 90°C (363 K) :

$$\Delta H_{R,T}^0 = \Delta H_{R,298K}^0 + \int_{T_{ref}}^T \Delta C_p dT$$
$$\Delta C_p = \sum_{Produk} v_i C_{p,i} - \sum_{Reaktan} v_i C_{p,i}$$

Data persamaan kapasitas panas cairan (Cp dalam j/mol.K, T dalam K)							
Komponen	A	B	C	D	Tref	T	Cpi
M.Format	4,24E+01	5,71E-01	-1,97E-03	2,89E-06	298	363	7,82E+03
Metanol	4,02E+01	3,10E-01	-1,03E-03	1,46E-06	298	363	5,41E+03
Air	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07	298	363	4,89E+03
A.Format	-1,61E+01	8,72E-01	-2,37E-03	2,45E-06	298	363	6,63E+03
Cp = AT + B/2*T^2 + C/3*T^3 + D/4*T^4							2,47E+04

$$\Delta C_p = -671,73 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_{R,298} = 5.440 \text{ J/mol}$$

$$\Delta H_{R,363} = 4768,27 \text{ J/mol}$$

$$= 4.768.270,19 \text{ J/kmol}$$

Penurunan Panas di sekitar Reaktor

$$\frac{dT}{dx} = \frac{\Delta H_R \cdot F_{A0}}{F_t \cdot C_p}$$

$$\int_{T_0}^T dT = \int_0^x \frac{\Delta H_R \cdot F_{A0}}{F_t \cdot C_p} dx$$

$$T - T_0 = -\frac{\Delta H_R \cdot F_{A0}}{F_t \cdot C_p} x$$

$$T = T_0 - \frac{\Delta H_R \cdot F_{A0}}{F_t \cdot C_p} x$$

$$T_0 = 363 \text{ K}$$

$$\Delta H_{R,363} = 4.768.270,19 \text{ J/kmol}$$

$$F_{A0} = 79,9473 \text{ kg/jam}$$

$$F_t = 243,1948 \text{ kmol/jam}$$

$$C_p = 24745965 \text{ J/kmol.K}$$

$$X_a = 0,35$$

Maka, besarnya penurunan panas sebesar :

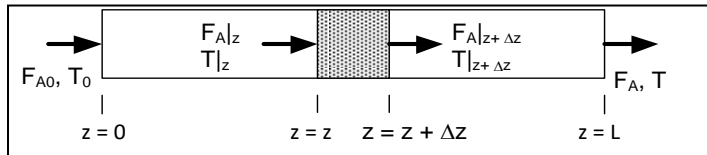
$$T = 362 \text{ K}$$

$$= 89^\circ\text{C}$$

Perancangan Reaktor

Asumsi :

- Steady state
- Laju alir volumetris tetap



Diameter Pipa Optimum

$$d_{opt} = 260 G^{0,52} \rho^{-0,37}$$

$$G = 8048,7810 \text{ kg/jam}$$

$$= 2,2358 \text{ kg/detik}$$

$$\rho = 969,8086 \text{ kg/m}^3$$

Jadi, besarnya diameter optimum pipa

$$D_{opt} = 31,0171 \text{ mm}$$

$$= 1,2211 \text{ in}$$

Dipilih pipa dengan spesifikasi berikut :

Bahan = *Stainless steel SA 167 Grade 11*

$$\text{NPS} = 3 \text{ in} = 0,0762 \text{ m}$$

$$\text{Sch.N} = 80$$

$$\text{ID} = 2,9 \text{ in}$$

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

Menentukan Panjang Reaktor

$$R_{A,in} - R_{A,out} - R_{Reaction} = R_{Acc}$$

$$F_A|_V - F_A|_{V+\Delta V} - (-r_A)V = 0$$

$$\lim_{\Delta V \rightarrow 0} \frac{F_A|_{V+\Delta V} - F_A|_V}{\Delta V} = -(-r_A)$$

$$\frac{-dF_A}{dV} = (-r_A)$$

Dimana :

$$F_A = F_{A0}(1 - X)$$

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

Maka,

$$\frac{F_{A0} \cdot X}{dV} = (-r_A)$$

$$\frac{F_{A0} - F_A}{dV} = (-r_A)$$

$$F_{A0} - F_A - (-r_A) dV = 0$$

$$dV = \frac{F_{A0} - F_A}{(-r_A)}$$

Jika :

$$-r_A = k \left(C_A C_B - \frac{C_C C_D}{K_C} \right)$$

$$dV = \frac{\pi}{4} D^2 dz$$

Maka :

$$\frac{\pi}{4} D^2 dz = \frac{F_{A0} - F_A}{k \left(C_A C_B - \frac{C_C C_D}{K_C} \right)} dX$$

$$\int_0^Z dz = \frac{4}{\pi D^2} \int_0^X \frac{F_{A0} F_V^2}{k \left(F_A F_B - \frac{F_C F_D}{K_C} \right)} dX$$

$$\int_0^Z dz = \frac{4 F_V^2}{\pi D^2} \int_0^X \frac{F_{A0}}{k \left(F_A F_B - \frac{F_C F_D}{K_C} \right)}$$

Menentukan panjang reaktor menggunakan Metode Simpson,

$$Z = G \times F$$

$$G = \frac{4 F_v^2}{\pi D^2}$$

$$F = \frac{\Delta X_a}{3} \sum f \cdot y$$

Diketahui :

$$K_c = 0,2$$

$$k = 9,7686 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

$$D = 0,0762 \text{ m}$$

$$F_v = 8,2993 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Xa	Fa	Fb	Fc	Fd	y	f	Σf.y	
0,000	79,9473	149,3439	7,9947	5,9089	6,98E-04	1	6,98E-04	
0,035	77,1491	146,5457	10,7929	8,7071	7,52E-04	4	3,01E-03	
0,070	74,3510	143,7475	13,5910	11,5052	8,21E-04	2	1,64E-03	
0,105	71,5528	140,9494	16,3892	14,3034	9,08E-04	4	3,63E-03	
0,140	68,7547	138,1512	19,1873	17,1015	1,02E-03	2	2,05E-03	
0,175	65,9565	135,3531	21,9855	19,8997	1,18E-03	4	4,73E-03	
0,210	63,1584	132,5549	24,7837	22,6978	1,41E-03	2	2,82E-03	
0,245	60,3602	129,7568	27,5818	25,4960	1,77E-03	4	7,09E-03	
0,280	57,5620	126,9586	30,3800	28,2941	2,42E-03	2	4,84E-03	
0,315	54,7639	124,1605	33,1781	31,0923	3,93E-03	4	1,57E-02	
0,350	51,9657	121,3623	35,9763	33,8905	1,12E-02	1	1,12E-02	
Total								0,0574

$$G = 15111,5341$$

$$F = 0,0006694$$

Jadi, panjang reaktor sebesar

$$Z_p = G \times F$$

$$Z_p = 10,1151 \text{ m}$$

$$= 10 \text{ m}$$

Luas Permukaan Reaktor (A)

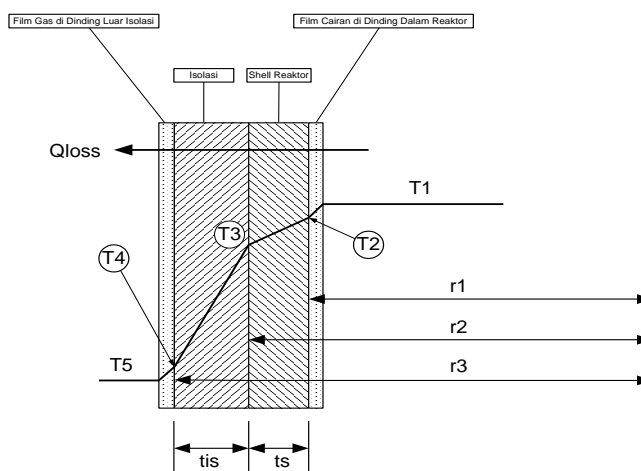
$$\text{Luas Permukaan Dalam (A}_i) = \Pi \cdot \text{ID} \cdot z_p = 7,676 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Permukaan Luar (A}_o) = \Pi \cdot \text{OD} \cdot z_p = 9,264 \text{ m}^2$$

Perancangan Isolator

Fungsi isolasi :

- Untuk menjaga suhu dinding reaktor tidak terlalu tinggi
- Menjaga keamanan dan kenyamanan operator
- Melindungi material alat dari kemungkinan korosi



Keterangan :
T ₁ = Suhu cairan dalam reaktor
T ₂ = Suhu dinding dalam reaktor
T ₃ = Suhu dinding luar reaktor
T ₄ = Suhu dinding luar isolasi
T ₅ = Suhu lingkungan (T _u)
t _{is} = Tebal isolasi
t _s = Tebal dinding reaktor
r ₁ = Jari-jari dalam reaktor
r ₂ = Jari-jari luar reaktor = r ₁ + t _s
r ₃ = Jari-jari luar isolasi = r ₂ + t _{is}

Dirancang	: $T_4 (T_w)$	= 45 °C = 113 °F = 573 R
Diketahui	: T_1	= 90 °C = 194 °F = 654 R
	$T_5 (T_u)$	= 30 °C = 86 °F = 546 R
	ID	= 0,074 m = 0,242 ft
	Zp	= 10,1151 m = 33,188 ft
	r_1	= 0,0368 m = 0,1208 ft
	tp	= 0,0076 m = 0,0250 ft
	r_2	= 0,0445 m = 0,1458 ft

Tahap-tahap perpindahan panas dari cairan dalam reaktor ke lingkungan sekitar :

1. Konveksi dari cairan ke dinding dalam reaktor (Q_1)

$$Q_1 = h_{c1} A_i (T_1 - T_2)$$

2. Konduksi dari dinding dalam reaktor ke dinding luar reaktor (Q_2)

$$Q_2 = \frac{2\pi z_p k_s (T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}$$

Dengan : k_s = konduktivitas bahan reaktor (baja) --> Btu/jam.ft².(R/ft)

3. Konduksi melalui dinding isolator (Q_3)

$$Q_3 = \frac{2\pi z_p k_{is} (T_3 - T_4)}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}$$

Dengan : k_s = konduktivitas bahan isolator --> Btu/jam.ft².(R/ft)

4. Konveksi bebas dan radiasi dari dinding luar isolasi ke sekitar (Q_4)

$$Q_4 = (h_{c2} + h_r) A_{ois} (T_4 - T_3)$$

Dengan :

h_{c2} : Koefisien perpindahan panas konveksi dari dinding luar isolasi ke sekitar (Btu/jam.ft².R)

h_r : Koefisien perpindahan panas radiasi dari dinding luar isolasi ke sekitar ($\text{Btu/jam.ft}^2.\text{R}$)

A_{ois} : Luas permukaan dinding luar isolasi (ft^2)

Asumsi : Tidak ada perpindahan panas (*steady state*)

Maka : $Q_{\text{loss}} = Q_1 = Q_2 = Q_3 = Q_4$

Spesifikasi Isolasi :

Dipilih isolasi dengan spesifikasi sebagai berikut :

Bahan = Asbes

Konduktifitas, $k_{is} = 0,114 \text{ Btu/jam.ft}^2.(\text{R/ft})$

Emisifitas, $\epsilon = 0,937$ (kisaran ϵ untuk asbes = 0,93-0,945)

Sifat fisis dinding reaktor :

Konduktifitas, $k_s = 26 \text{ Btu/jam.ft}^2.(\text{R/ft})$

Algoritma Perhitungan

1. Trial tebal isolasi, $t_{is} = 1,6875 \text{ in} = 0,141 \text{ ft}$

2. Jari-jari luar isolasi $r_3 = r_2 + t_{is} = 0,287 \text{ ft}$

3. Perhitungan luas permukaan luar isolasi

$$A_{ois} = \pi \times (ID \times 2 \times t_p \times 2 \times t_{is}) \times zp$$

$$A_{ois} = 66,561 \text{ ft}^2$$

4. Trial suhu permukaan luar isolasi

$$T_4 = T_w = 44,692 \text{ } ^\circ\text{C} = 112,446 \text{ } ^\circ\text{F} = 572,446 \text{ R}$$

5. Perhitungan koefisien perpindahan panas konveksi bebas dan radiasi dari dinding luar isolasi ke sekitar

- *Koefisien perpindahan panas konveksi bebas :*

$$h_c = 0.3\Delta T^{0.25}$$

$$\Delta T = T_w - T_u = 26,446 \text{ R}$$

$$hc_2 = hc = 0,680 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.R}$$

- *Koefisien perpindahan panas radiasi :*

$$h_r = \sigma \varepsilon \frac{(T_w^4 - T_u^4)}{(T_w - T_u)}$$

$$h_r = 1,135 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.R}$$

6. Perhitungan panas hilang setelah diisolasi (Persamaan 4)

$$Q_{\text{loss}} = h.A.\Delta T = 3195,896 \text{ Btu/jam} = 805,353 \text{ kkal/jam.}$$

7. Perhitungan suhu dinding luar reaktor

Persamaan 2 diatur kembali sehingga diperoleh persamaan berikut :

$$T_3 = T_2 - \left(\frac{Q_2 \ln \left(\frac{r_2}{r_1} \right)}{2\pi r_p k_s} \right)$$

Dengan menganggap $Q_2 = Q_{\text{loss}}$ dan $T_2 = T_1$ maka diperoleh :

$$T_3 = 653,900 \text{ R}$$

8. Perhitungan suhu dinding luar isolasi

Persamaan 3 diatur kembali sehingga diperoleh persamaan berikut :

$$T_4 = T_3 - \left(\frac{Q_3 \ln \left(\frac{r_3}{r_2} \right)}{2\pi r_p k_{is}} \right)$$

Kemudian dengan menganggap $Q_3 = Q_{\text{loss}}$ maka diperoleh

$$T_4 \text{ hitung} = 572,446 \text{ R} = 112,446 \text{ }^\circ\text{F} = 44,692 \text{ }^\circ\text{C}$$

Toleransi :

$$\text{Abs}(T_4 \text{ Trial} - T_4 \text{ hitung}) = 2,69\text{E-}07 \text{ }^\circ\text{C}$$

Karena $T_4 \text{ hitung} \sim T_4 \text{ trial}$ dan $T_4 \leq 45 \text{ }^\circ\text{C}$ maka perhitungan sudah benar

Kesimpulan :

Fungsi : mereaksikan Metil Format dan Air menjadi Asam Format dan Metanol

Jenis : Reaktor Alir Pipa (RAP)

Kondisi Operasi :

- Adiabatis, *non isothermal*
- Tekanan : 20 atm
- Suhu : 90°C
- Fasa : cair-cair

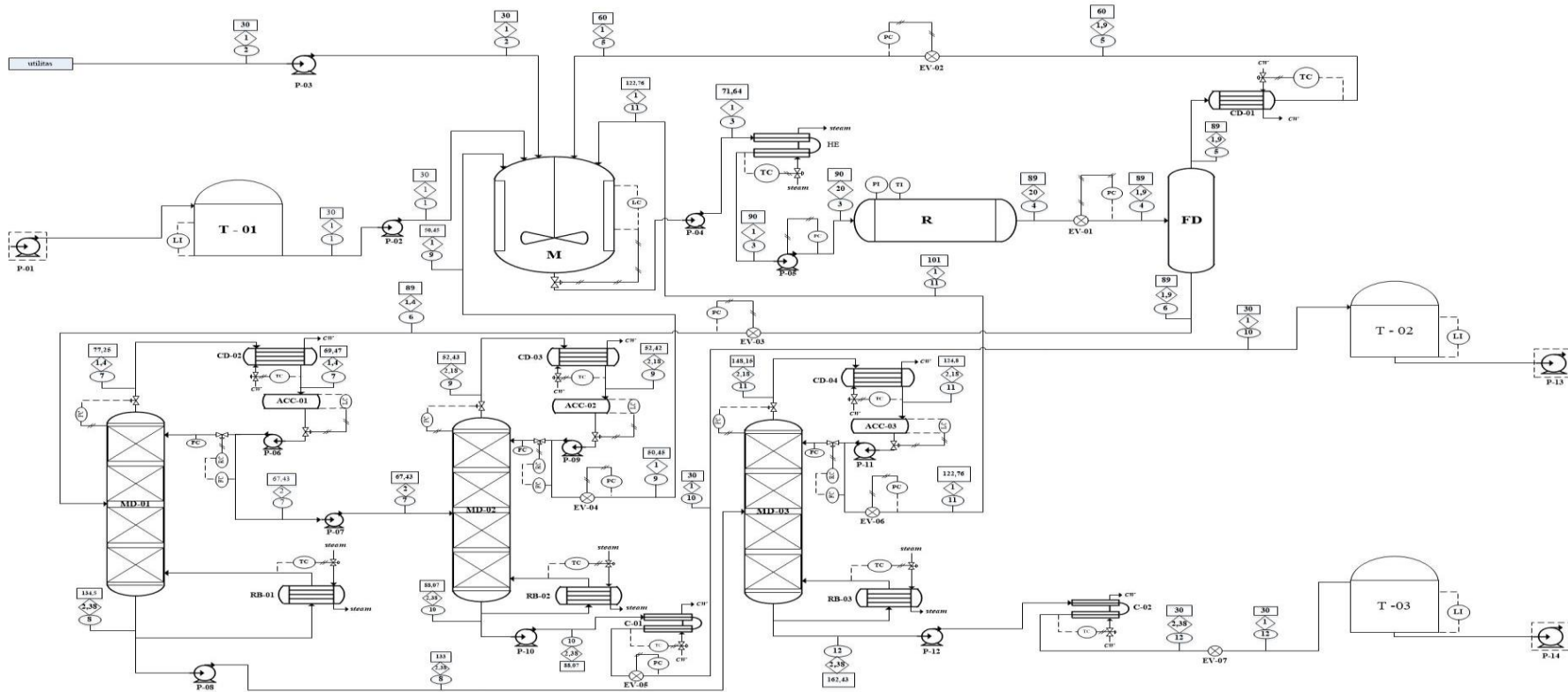
Spesifikasi :

- NPS : 3 in
- Sc.N : 80
- ID : 2,9 in
- OD : 3,5 in
- Panjang : 10 m

LAMPIRAN B

(PEFD)

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK ASAM FORMAT DARI METIL FORMAT DAN AIR DENGAN KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN



KOMPONEN	ALIRAN PROSES (kg/jam)											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Metil Formiat	1680,468	4801,026	3120,667	2036,814	1083,853	1083,853			1083,745	0,108		
Metanol		189,333	1085,918	189,178	896,740	896,650	0,090		0,090	896,560	0,090	
Air		731,657	2690,459	2186,366	368,586	1817,780	0,182	1817,598		0,182	1590,217	227,382
Asam Formiat			367,962	1655,830	7,982	1647,848		1647,848			360,055	1287,793

KETERANGAN	
R	Reaktor
M	Mixer
FD	Flash Drum
MD	Misraa Distilat
H	Heater
C	Cooler
T	Tangki Penyimpanan
RB	Reboiler
CD	Condenser
P	Pompa
ACC	Accumulator
EV	Expansion Valve
TC	Temperature control
PC	Pressure control
FC	Flow control
LI	Level indicator
TI	Temperature indicator
PI	Pressure indicator
AI	Alarm
OT	On/Off
TK	Tekanan, atm
°C	Suhu, °C

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING DIAGRAM
PABRIK ASAM FORMAT DARI METIL FORMAT DAN AIR
DENGAN KAPASITAS 12.000 TON/TAHUN
 DESAIN OLEH :
 DEWI SETYOWATI PRATIWI (1401073)
 SANDY ACELLE (1401074)
 Dosen Pembimbing :
 DR. AGUS FATMUD, S.T., M.Eng.
 NER INDAH FAJAR MUKTI, S.T., M.Eng.

LAMPIRAN C

(Lembar Konsultasi)

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Desi Setyowati Pratiwi
 No. MHS : 14521027
 Nama Mahasiswa : Sandy Agung
 No. MHS : 14521074
 Judul Prarancangan)* : PRARANCANGAN PABRIK ASAM FORMAT DARI METIL FORMAT DAN AIR DENGAN KAPASITAS 12000 TON/TAHUN
 Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018
 Batas Akhir Bimbingan : 10 September 2018

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	13-03-2018	Konsultasi Awal Pra Rancangan Pabrik Asam Format	
2.	15-03-2018	Penentuan Kapasitas dan Konsultasi Bab I	
3.	10-04-2018	Finalisasi laporan BAB I	
4.	27-04-2018	Finalisasi laporan BAB II	
5.	8-05-2018	Konsultasi penyusunan Neraca Massa dan N. Panas	
6.	15-05-2018	Revisi Neraca Massa dan Neraca Panas	
7.	25-05-2018	Konsultasi tentang penggunaan peralatan proses 1	
8.	31-05-2018	Konsultasi peralatan proses 2	
9.	17-07-2018	Konsultasi diagram alir utilitas dan proses	
10.	03-08-2018	Revisi evaluasi ekonomi dan utilitas	
11.	29-08-2018	Revisi laporan keseluruhan	
12.	17-09-2018	Finalisasi laporan keseluruhan	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 17-09-2018

Pembimbing,

Nur Indah Fajar Mukti, 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

Nama Mahasiswa : Desi Setyowati Pratiwi
 No. MHS : 14521027
 Nama Mahasiswa : Sandy Agung
 No. MHS : 14521074
 Judul Prarancangan]* : PRARANCANGAN PABRIK ASAM FORMAT DARI METIL FORMAT
 DAN AIR DENGAN KAPASITAS 12000 TON/TAHUN
 Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018
 Batas Akhir Bimbingan : 10 September 2018

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	29-3-18	Konsultasi Awal Prarancangan (TA)	<i>[Signature]</i>
2	3-04-2018	Konsultasi Perancangan Pabrik Keluluruhan	<i>[Signature]</i>
3	6-08-2018	Konsultasi Evaluasi Ekonomi	<i>[Signature]</i>
4	25-08-2018	Konsultasi Hasil Analisa Kelayakan Ekonomi	<i>[Signature]</i>
5	27-08-2018	Revisi Hasil Analisa Ekonomi	<i>[Signature]</i>
6	10-09-2018	Revisi laporan 1	<i>[Signature]</i>
7	14-09-2018	Revisi laporan 2	<i>[Signature]</i>
8	17-09-2018	Finalisasi laporan	<i>[Signature]</i>

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 17-9-2018

Pembimbing,

[Signature]

Ir. Agus Taufiq, M.Sc.

]*) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

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