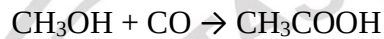


LAMPIRAN

1. Reaktor (R-01)

Nama alat	: Reaktor
Kode alat	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan metanol dengan karbon monoksida menjadi asam asetat
Kondisi operasi	: Suhu = 170 °C
	Tekanan = 30 atm
	Reaksi = Eksotermis

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor :



Terkonversi menjadi CH_3COOH 99%

Tujuan Perancangan

1. Memilih jenis reaktor
2. Menentukan Tipe Reaksi
3. Menentukan Dimensi *Orifice* dan *Perforated Plate*
4. Menghitung *Superficial Gas Velocity*
5. Menghitung *Therminal Velocity*
6. Menghitung gas *Hold Up*
7. Menghitung *Interfacial Area*
8. Menghitung *Mass Transfer Coefficient* Fasa Gas
9. Menghitung Dimensi Reaktor
10. Menghitung Tebal Dinding Reaktor
11. Menghitung Tebal dan Tinggi *Head* serta Tinggi Reaktor sesungguhnya
12. Merancang Jaket Pendingin

1. Memilih Jenis Reaktor

Dalam rancangan ini digunakan *reactor column* yang dilengkapi dengan sistem pendingin dengan pertimbangan:

- Reaksi berlangsung pada fase cair-gas
- Reaksi eksotermis
- Proses kontinyu

Selain itu, *bubble reactor* memiliki kelebihan yaitu :

- Karakteristik transfer massa dan transfer panas yang sangat baik
- Biaya operasi dan perawatan yang rendah
- Daya tahan katalis yang tinggi

2. Kinetika Reaksi

Konstanta kecepatan reaksi pembuatan asam asetat dinyatakan dalam persamaan:

$$V = \frac{FA_0 \cdot X}{-r_A}$$

$$V = \frac{FA_0 \cdot X}{k \cdot CA_0(1 - X)}$$

FA₀ (Laju mol reaktan mula-mula)

$$= 170,88 \text{ kmol/jam}$$

$$= 168175,9461 \text{ mol/jam}$$

$$46,71554057 \text{ mol/s}$$

F_v (Laju alir volumetrik)

$$= \text{massa/densitas}$$

$$= 39,2167 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$39216,70 \text{ liter/jam}$$

$$10,67992976 \text{ liter/s}$$

CA₀ (Konsentrasi reaktan mula-mula)

$$= 4,357 \text{ mol/liter. Jam}$$

$$x = 0,99 \quad \text{trial } k = 182,44$$

$$v \cdot (k \cdot CA_0(1 - X)) = FA_0 \cdot X$$

$$169175,7429 = 169175,7429$$

0

Diperoleh nilai konstanta kecepatan reaksi (k) =

$$182,44 \text{ L/mol/jam}$$

$$0,050677 \text{ L/mol/s}$$

3. Perancangan Reaktor

1. Neraca Massa Umpan Masuk Reaktor

Cairan Masuk :

Komponen Senyawa	BM (kg/kmol)	F (kg/jam)	F (kmol/jam)	Fraksi mol (y)
Metanol	32,04	4.283,69	133,729	0,9242
Air	18	3,32	0,1844	0,00127
Metil Iodida	141,939	642,55	4,5269	0,0313
Rhodium	102,91	642,55	6,2438	0,0432
Total		5572,12	144,684	1

Gas Masuk :

Komponen Senyawa	BM (kg/kmol)	F (kg/jam)	F (kmol/jam)	Fraksi mol (y)
Karbon Monoksida	28,01	3.744,89	133,73	0,980
Hidrogen	2,016	74,8978	37,15	0,02
Total		3.819,79	168,1759	1

2. Menentukan faktor yang paling berpengaruh

Cairan Masuk

Viskositas pada suhu 170 °C = 0,1179 cp

Cairan masuk = 5572,12 kg

ρ cairan = 616,38 kg/m³

BMc cairan = 32,02 kg/kmol

R = 0,0821 m³.atm/kmol.K

g = 9,8 m/s²

Laju alir volumetrik = 9,94 m³/jam

Umpan metanol (F_{AO}) = 133,73 kmol/jam

Konsentrasi metanol (C_{AO}) = 13,45 kmol/m³

Tegangan permukaan σL = 6,0039 dyne/cm

Gas Masuk

$$\rho \text{ campuran gas} = 18,44 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{BMc gas} = 22,357 \text{ kg/kmol}$$

3. Menghitung C_{Ai}

Dari persamaan $P_{Ai} = H_A \cdot C_{Ai}$

$$C_{Ai} = P_{Ai} / H_A$$

Dengan asumsi gas ideal $P_{Ai} \sim P_{AG} = y_A \cdot P_T$

Hasil perhitungan adalah sebagai berikut :

a. Komposisi gas masuk reaktor

$$\text{CO} = 131,0242808 \text{ kmol/jam} = 0,0371 \text{ kmol/s}$$

$$\text{H}_2 = 37,15166529 \text{ kmol/jam} = 0,01032 \text{ kmol/s}$$

$$y_A = \frac{F_{CO}}{F_{CO} + F_{H_2}} \\ = 0,7825$$

$$P_{AG} = 23,477 \text{ atm}$$

b. Konstanta antonie untuk CO (Appendix D, Coulson vol.6,1983)

$$A = 13,87$$

$$B = 770$$

$$C = 1,64$$

$$\ln P_A^\circ = A - \frac{B}{T+C}$$

$$P_A^\circ = 245,904 \text{ atm}$$

$$H_A = \frac{P_A \cdot B_M \cdot x}{\rho \cdot x}$$

$$= 56,197 \text{ atm} \cdot \text{m}^3/\text{kmol}$$

$$C_{Ai} = \frac{P_{Ai}}{H_A}$$

$$= 0,4177 \text{ kmol/m}^3$$

4. Menentukan difusivitas gas dalam cairan

$$D_{AL} = \frac{(117,3 \times 10^{-18}) \cdot (\phi \cdot M_I)^{0,5} T}{\mu L \cdot V_A^{0,6}}$$

(treybal, 1981:35)

Dengan :

DAL = difusivitas karbon monoksida terlarut dalam cairan (m^2/s)

ϕ = faktor disosiasi

BM = berat molekul campuran cairan (kg/kmol)

T = suhu reaktor (K)

μ_L = viskositas cairan

V = volume molal cairan

Diperoleh nilai difusi sebesar 3,37635E-08 m²/s

5. Mencari koefisien transfer massa CO ke CH₃OH

$$KL = 0,42 \left[\frac{\mu_L \cdot g}{\rho_L} \right]^{1/3} \left[\frac{\mu_L}{\rho_L \cdot DAL} \right]^{-0,5}$$

(Hal. 637, Froment, 2007)

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

Didapatkan nilai transfer massa gas ke cairan sebesar 0,000227851 m/s

6. Menghitung conversion parameter

$$M = \frac{k \cdot CA \cdot DAL}{KAL2} = 0,000228$$

Karena $M < 2$, maka tipe reaksi sangat lambat

7. Menentukan dimensi sparger (Diameter gelembung)

$$dB = \left[\frac{6 \cdot do \cdot \sigma \cdot gc}{g \cdot \Delta \rho} \right]^{1/3}$$

(persamaan 6.1, hal 141, Treyball, 1981)

Dimana :

do = diameter lubang orifice 0,004 – 0,95 cm (Perry, 2008)

= diambil 0,4 cm

$$\sigma = (1 - T / (Tc)n) = 82,908 \text{ dyne/cm}$$

$$gc = 1 \text{ g.cm/dyne. s}^2 \quad (\text{tabel 1.4, hal 14, Treyball, 1981})$$

$$g = 980,7 \text{ cm/s}^2$$

maka diperoleh dimensi gelembung = 0,29078 cm

8. Menghitung thermal velocity gas (Vt)

$$Vt = \left[\frac{2 \cdot \sigma \cdot gc}{\rho_L \cdot dB} + \frac{g \cdot dB}{2} \right]^{1/2} = 11,939$$

9. Menghitung kecepatan gas (Qgas)

$$Qg = \frac{n \cdot R \cdot T}{P} = 203.787.651,12 \text{ cm}^3/\text{jam}$$

Jadi kecepatan volumetrik gas adalah 56.607,68 cm³ /s

10. Menghitung laju alir tiap orifice (Q)

$$Q^{6/5} = \left[\frac{\pi}{6} \frac{do^3 \cdot g^{3/5}}{1,38} \right]$$

Jumlah orifice (No)

$$\begin{aligned}No &= Qg/Q \\ &= 40.033,72 \text{ buah}\end{aligned}$$

Luas orifice seluruhnya (Lo)

$$\begin{aligned}Lo &= \frac{1}{4}\pi \times do^2 \times No \\ &= 5.028,24 \text{ cm}^2\end{aligned}$$

Diketahui luas orifice adalah 37,5 % dari luas seluruh *perforated plated*, maka $L_p = 13.408,63 \text{ cm}^2$

Sehingga diameter plate :

$$D_p = \left[\frac{4 \times L_p}{\pi} \right]^{\frac{1}{2}} = 130,69 \text{ cm} = 1,3069 \text{ m}$$

11. Diameter reactor (DR)

Dari Ludwig fig 8-72, Vol.II, Faerah luas sarang 5-6 in

Diambil 6 in

$$DR = D_p + (2 \times 6) = 161,17 \text{ cm}$$

Sehingga diameter reaktor adalah 1,61 m

12. Luas penampang reaktor (A)

$$A = \frac{1}{4}\pi \times DR^2 = 3.160,78 \text{ cm}^2$$

Jadi, kecepatan linier supervicial gas

$$Vs(g) = \frac{\text{kecepatan volumetrik gas}}{\text{luas penampang reaktor}} = 17,9 \text{ cm}^2$$

Sehingga *hold up* gas (Hg)

$$Hg = \left[\frac{Vs(g)}{Vs(g) + V_t} \right] = 0,6 \text{ cm/s}$$

(Ulman's Encyclopedia Of Industrial Chemistry, Vol.84,1992 p.284)

13. Menentukan volume gelembung (Vb)

$$V_b = \frac{\pi}{6} \times dB^3 = 0,0128 \text{ cm}^3$$

14. Menentukan jumlah gelembung (Nb)

$$N_b = \frac{QG}{V_b} = 4.399.152,17 \text{ gelembung/s}$$

15. Menentukan jumlah gelembung yang dihasilkan tiap orifice (Ni)

$$N_i = \frac{Nb}{No} = 109,886 \text{ gelembung/s tiap lubang}$$

16. Menentukan luas lubang orifice (Ai)

$$A_i = \frac{1}{4} \pi \times d_o^2 = 0,1256 \text{ cm}^2$$

17. Susunan lubang orifice

Susunan lubang orifice disusun triangular

$$P_t = 3 \times d_o = 1,2 \text{ cm}$$

$$C = P_t - d_o = 0,8 \text{ cm}$$

18. Menghitung luas interface gas (Ag)

$$A_g = \frac{6 \cdot Hg}{dB} = 12,38 \text{ cm}^2/\text{cm}^3$$

19. Menghitung massa transfer koefisien fase gas

$$K_{AG} = \frac{jD \times G_m}{S \times C^{\frac{2}{3}} \times P_g}$$

G_m = Kecepatan aliran gas

$$G_m = \frac{F_g}{L_o} = 0,7447 \text{ kg/cm}^2 \cdot \text{jam}$$

P_g = Tekanan parsial udara dalam gas masuk = 30 atm

Sc = Bilangan scmith

$$Sc = \frac{\mu}{\rho \times DAL} =$$

Viscositas CO = 0,000233 g/cm.s

$$jD = 0,0149 \left(\frac{G_m \times DR}{\mu} \right)^{-0,12} = 0,00343 \frac{\frac{g}{cm^2 \cdot dt} \cdot cm}{\frac{g}{cm \cdot dt}}$$

Jadi koefisien transfer massa fase gas K_{AG} adalah

$$= 7,6274 \times 10^{-6} \text{ g/cm}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{atm}$$

Persamaan transfer massa pada bagian dasar :

$$K_{AG} \times P_A = 0,001875 \text{ g/cm}^2 \cdot \text{s}$$

$$K_{AL} \times C_A = 0,000904 \text{ g/cm}^2\text{s}$$

Pada keadaan ini tahanan pada fase gas merupakan faktor yang berpengaruh. Karena fase gas dan transfer massa yang mengontrol maka dapat diketahui persamaan reaksi :

$$-ra = -\frac{1}{Ag} \times \frac{dNA}{dt} = K_{AG} \times P_A$$

Pers. 12, p.415, Levenspiel

20. Menghitung tinggi reaktor

Karena fase gas dan transfer massa yang berpengaruh maka untuk menentukan tinggi reaktor menggunakan persamaan

$$Z = \frac{Gm}{Kg \cdot Ag \cdot PA} \int_{P_1}^{P_2} \frac{P}{Pp^*}$$

$$P^* = CA^* \cdot HA$$

Karena kecepatan reaksi >> besarnya difusi sehingga A (gas reaktan) yang masuk ke cairan langsung bereaksi sehingga besarnya $CA^* = 0$ karena reaksi irreversibel pada kondisi absorpsi maka dari persamaan di atas menjadi :

$$Z = \frac{Gm}{Kg \cdot Ag \cdot PA} \int_{P_1=P_t}^{P_2=PA} \frac{dP}{P}$$

$$Z = \frac{Gm}{Kg \cdot Ag \cdot PA} \ln \frac{PA}{P_t}$$

$$Z = 6,74 \text{ m atau } 674,755 \text{ cm}$$

21. Menghitung volume reaktor

$$V_{\text{cairan}} = \frac{1}{4} \times 3,14 \times DR^2 \times Z = 13,76 \text{ m}^3$$

Dipilih atap dan bawah reaktor menggunakan *eleptical disched head*

$$V_h = 0,000076 \times DR^3 = 0,000318 \text{ m}^3$$

(Brownell, 5.14 hal 95)

$$\begin{aligned} \text{Volume (reaktor+head)} &= V_{\text{cairan}} + V_h \\ &= 13,76 \text{ m}^3 \\ &= 13.760,38 \text{ liter} \end{aligned}$$

22. Menentukan waktu tinggal

$$\begin{aligned} t_{\text{gas}} &= Z/Vt \\ &= 56,51 \text{ s} \end{aligned}$$

23. Menghitung tinggi cairan

$$h = \frac{4.V}{\pi.D^2} = 6,7478 \text{ m}$$

24. Menghitung tebal *shell* dan tebal *head*

a. Tebal *shell* (dinding reaktor)

$$ts = \frac{P.r.i}{f.E. - 0,6.P} + C$$

(Pers.13.1,p.254,Brownell & young)

Dengan,

Bahan =

Allowable stress (f) = 16.000 psi

Effisiensi pengelasan (E) = 85 %

Korosi yang diizinkan (C)= 0,1 in

Faktor keamanan 10% =

Tekanan desain = 484,968 psi

Diameter = 1,61 m

Jari-jari = 0,8058 m = 31,7272 in

Sehingga didapat nilai ts sebesar 1,25 in

Dipilih tebal *shell* standar 1 1/4 in (Brownell hal 88)

b. Diameter luar reaktor

$$OD = ID + 2ts$$

$$OD = 65,966 \text{ in}$$

Diambil OD standar = 66 in

c. Tebal *head*

Tebal tutup dihitung dengan menggunakan persamaan 7.77,p 1138, Brownell and Young

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

Dengan menggunakan tabel 5-7 p 90, Brownell :

Untuk OD = 168 in dengan t = 1 ¼ in

Maka didapat :

$$r = 66$$

$$icr = 4$$

$$c = 0,1$$

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

$$W = 0,816$$

$$th = 2,203$$

dipilih tebal *head* = 2,25 in

dari hal 87, brownell and young didapatkan persamaan :

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

dimana:

$$b = \text{tinggi } dishead, \text{ in}$$

$$r = \text{crown radius, in} = 144 \text{ in}$$

$$a = ID/2 = 31,72726512 \text{ in}$$

$$sf = 1,5 - 4 \text{ in}$$

$$sf = 10,125 \text{ in}$$

$$icr = 3,25 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 133,875 \text{ in}$$

$$AB = ID/2 - icr = 21,6 \text{ in}$$

Sehingga diperoleh:

$$b = 11,879 \text{ in}$$

maka tinggi tutup atas = tutup bawah

$$Hh = b + sf + th$$

$$Hh = 16,58 \text{ in}$$

$$= 42,12 \text{ cm}$$

$$0,4212 \text{ m}$$

d. Tinggi reaktor + tutup

$$HR = \text{tinggi silinder} + 2 \text{ tinggi } head$$

$$HR = 758,995 \text{ cm}$$

$$= 7,589 \text{ m}$$

25. Menghitung pipa-pipa pemasukan dan pengeluaran

Pipa pemasukan umpan dan pengeluaran hasil digunakan pipa *stainless stell* dari coulson untuk aliran turbulen didapat:

$$d_{opt} = 285 G^{0,52} \rho^{-0,37}$$

Dimana

d_{opt} = diameter optimum, mm

G = kecepatan massa, kg/s

ρ = densitas, kg/m³

a. pipa pemasukan gas

$$\rho_{\text{gas}} = 18,3674 \text{ kg/m}^3$$

$$G = 3.744,887862 \text{ kg/jam}$$

$$1,04 \text{ kg/s}$$

$$d_{opt} = 99,0963 \text{ mm}$$

$$3,90 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar : (kern, tabel 11)

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

$$ID = 4,026 \text{ in}$$

$$OD = 4,5 \text{ in}$$

$$Schedule = 40$$

$$\text{Luas area} = 12,7 \text{ in}^2$$

$$0,08819 \text{ ft}^2$$

b. Pipa pemasukan cairan

$$\rho_{\text{cairan}} = 616,38 \text{ kg/m}^3$$

$$G = 4.296,7559 \text{ kg/jam}$$

$$1,19354 \text{ kg/s}$$

$$d_{opt} = 29,0105 \text{ mm}$$

$$1,1421 \text{ in}$$

Dipilih pipa standar : (kern, tabel 11)

$$Nps = 1,25$$

$$ID = 1,38$$

$$OD = 1,66$$

Schedule = 40

Luas area = 1,5 in²

0,0104 ft²

c. Pipa pengeluaran gas

p gas = 5,01912 kg/m³

G = 111,09 kg/jam

0,03085 kg/s

d opt = 25,7089 mm

1,01216 in

Dipilih pipa standar : (kern, tabel 11)

Nps = 1,25

IDE = 1,38

OD = 1,66

Schedule = 40

Luas area= 1,5 in²

0,0104 ft²

d. Pipa pengeluaran hasil reaksi

p cairan = 870,692 kg/m³

G = 7.792,5578 kg/jam

2,1645 kg/s

d opt = 34,7929 mm

1,3698 in

Dipilih pipa standar : (kern, tabel 11)

Nps = 2

IDE = 2,067

OD = 2,38

Schedule = 40

Luas area= 3,35 in²

0,02326 ft²

e. Koil reaktor

Data berdasarkan perhitungan neraca panas :

M Pendingin = 2.065,2326 kg/jam

1,2647 ib/s

Q pendingin = 986.956,1384 kJ/jam = 935.503,4487 btu/jam

Sifat fisis pendingin

* Suhu rata-rata (t_{avg}) 99,5 °F 310,65 K

* kapasitas panas (cp)

komponen	A	B	C	D
H ₂ O	92,053	-0,039953	-0,000211	0,000000535

$cp \text{ (J/mol.K)} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$

cp = 1129,67 J/mol.K 75.318 J/kmol K

= 14,98 Btu/lbm.°F

* kapasitas panas (k)

$k = A + BT + CT^2$

komponen	A	B	C
H ₂ O	-0,2758	0,00461	-0,00000554

k = 0,6216 W/m.K

= 0,3591 Btu/jam.ft.°F

* viskositas (μ)

$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2$

komponen	A	B	C	D
H ₂ O	-10,216	1792,5	0,01773	-0,000012631

$\mu = 0,6967 \text{ cp}$

= 1,6854 lbm/ft.jam

* densitas (p)

$$p = A.B^{-(1-T/T_c)^n}$$

komponen	A	B	n	T _c
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13

$$p = 1,0159 \text{ g/ml}$$

$$= 1015,9578 \text{ kg/m}^3$$

$$= 63,4260 \text{ lb/ft}^3$$

Debit Pendingin

$$V = 2,032793616 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,000564665 \text{ m}^3/\text{s}$$

Luas permukaan aliran pipa

$$A = V/v$$

berdasarkan coulson (2005), batas kecepatan aliran liquid dalam pipa adalah 1-3m/s, dipilih:

$$v = 2,5 \text{ m/s}$$

Maka,

$$A = 0,000225866 \text{ m}^2$$

Diameter dalam pipa

$$A = \frac{1}{4} \pi D_i^2$$

$$D_i = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$= 0,016962527 \text{ m}$$

$$= 0,667814702 \text{ in} = 0,055651225 \text{ ft}$$

Digunakan pipa standart (tabel 11, kern)

$$D \text{ nominal} = 1,25 \text{ in} = 0,104166667 \text{ ft}$$

$$OD = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft} = 0,03505207 \text{ m}$$

$$IDE = 1,66 \text{ in} = 0,13833 \text{ ft}$$

$$\text{Schedule} = 40$$

$$A' = 1,5 \text{ in}^2 = 0,010416667 \text{ ft}^2$$

$$A'' = 0,345 = \text{ft}^2/\text{ft}$$

Kecepatan alir massa air pendingin

$$G_t = 121,4148949 \text{ lb/ft}^2\text{s}$$

$$= 437093,6218 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$$

Bilangan reynold fluida dalam pipa

$$N_{re} = D_i \cdot G_t / \mu$$

$$= 14432,6543$$

Dari fig.26 dan fig 24 kern untuk nilai N_{re} 14121,44391 maka nilai f dan j_H

$$f = 0,00029$$

$$j_H = 60$$

Koefisien perpindahan panas dalam koil

(persamaan 6.15a kern (1983))

$$h_i = 642,0449898 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

Koefisien perpindahan panas konveksi *inside* ke *outside*

$$h_{io} = h_i \cdot ID / OD$$

$$= 772,3149877 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

koreksi hio berdasarkan kern (1965)

$$hio\ koil = hio\ pipa [1+3,5(Di\ koil/D\ spiral\ koil)]$$

berdasarkan Rase (1997), diameter spiral/helix koil adalah 0,7-0,8 Dt

$$dipilih = 0,8Dt$$

$$dimana\ Dt = 4,85\ ft$$

$$Dc = 3,88\ ft$$

sehingga,

$$hio\ koil = 859,0511362\ Btu/jam.ft.^{\circ}F$$

Koefisien perpindahan panas reaktor ke koil

Untuk koil tanpa agitator, digunakan persamaan 10.14 kern (1983)

$$ho = 116 \left[\left(\frac{kf^3 \rho f^2 c f^{\beta}}{\mu f} \right) \left(\frac{\Delta t}{do} \right) \right]^{-0,25}$$

dimana,

β = koefisien *thermal expansion* (yaws, hal 639)

$$= \alpha \cdot \left(1 - \frac{T}{T_c} \right)^m$$

$$= 0,001303218$$

$$= 0,00072401$$

maka,

$$ho = 782,0779128\ Btu/jam.ft.^{\circ}F$$

Clean overall heat transfer coefficient

$$Uc = ho.hio/ho+hio$$

$$= 409,3797011\ Btu/jam.ft.^{\circ}F$$

Menghitung Dirt factor

Berdasarkan caulson (2005), untuk *towns water* memiliki rd yang berkisar 0,0003-0,00017. sehingga, Rd yang dipilih:

$$\begin{aligned} R_d &= 0,0003 \text{ m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}/\text{W} \\ &= 0,00052833 \text{ ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}/\text{BTU} \end{aligned}$$

Menghitung *Design/Dirty overall heat transfer coefficient* (UD)

$$UD = 336,5813387 \text{ ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}/\text{BTU}$$

Menentukan LMTD

<i>hot fluid</i> °F		<i>cold fluid</i> °F	diff.
338	<i>higher temp.</i>	113	225
338	<i>lower temp.</i>	86	252
			-27

$$\Delta t \text{ LMTD} = 238,245065 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Menghitung luas transfer Panas

Untuk Fluida panas (*light organic*) dan fluida dingin (air),

$$UD : 75\text{-}150 \text{ Btu}/\text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

(tabel 8 kern) diambil harga UD = 150

$$A = Q / UD \cdot \Delta T \text{ LMTD}$$

$$= 11,66625449 \text{ ft}^2$$

$$1,083821487 \text{ m}^2$$

Menghitung panjang koil

$$L = A/a''t$$

$$= 33,8152304 \text{ ft}$$

$$10,30637927 \text{ m}$$

Menghitung volume koil

$$V_c = \frac{\pi}{4} \times OD^2 \times L_c$$

$$= 0,351057041 \text{ ft}^3$$

$$= 0,009940735 \text{ m}^3$$

Menghitung jumlah lilitan

$$\text{jarak antara koil, BC} = 1/4.OD$$

$$= 0,02875 \text{ ft} = 0,008762572 \text{ m}$$

$$AB = 0,8.Dreaktor$$

$$= 1,289398633 \text{ m}$$

$$AC = (AB^2 + BC^2)^{0,5}$$

$$= 1,289428407 \text{ m}$$

$$\text{Panjang koil tiap lilitan} = \pi \times AC$$

$$= 4,048805199 \text{ m}$$

$$\text{jumlah lilitan} = L \text{ koil dibutuhkan} / \text{panjang koil tiap lilitan}$$

$$\text{jumlah lilitan} = 2,545535971 \text{ lilitan}$$

Menghitung tinggi koil

$$\text{Tinggi koil total} = (N.OD) + (N-1.BC)$$

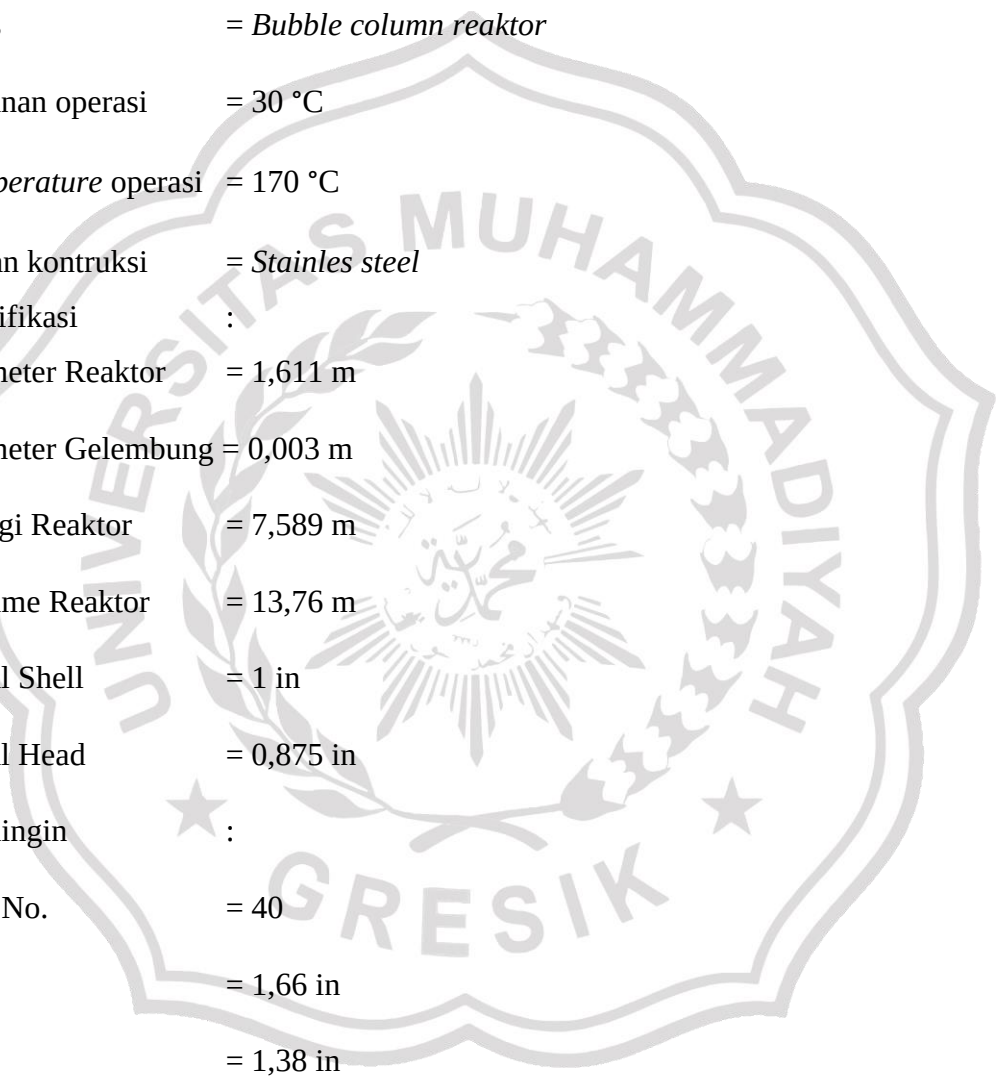
$$= 2,625999704 \text{ m}$$

$$\text{jarak koil dari dasar silinder} = 0,1.Dreaktor$$

$$= 0,161174829 \text{ m}$$

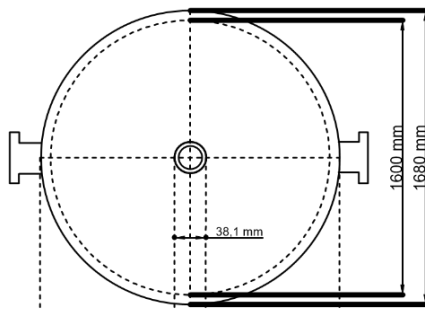
$$\text{Tinggi koil total} + \text{puncak koil} = 2,787174533 \text{ m}$$

RESUME REAKTOR (R-01)

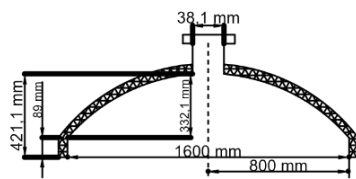


Fungsi	= Mereaksikan CH_3OH dengan gas CO menjadi CH_3COOH
Jenis	= <i>Bubble column reaktor</i>
Tekanan operasi	= 30 °C
Temperature operasi	= 170 °C
Bahan kontruksi	= <i>Stainles steel</i>
Spesifikasi :	
Diameter Reaktor	= 1,611 m
Diameter Gelembung	= 0,003 m
Tinggi Reaktor	= 7,589 m
Volume Reaktor	= 13,76 m
Tebal Shell	= 1 in
Tebal Head	= 0,875 in
Pendingin :	
Sch. No.	= 40
ID	= 1,66 in
OD	= 1,38 in
Panjang Koil	= 2,79 m

TAMPAK LUAR ATAS



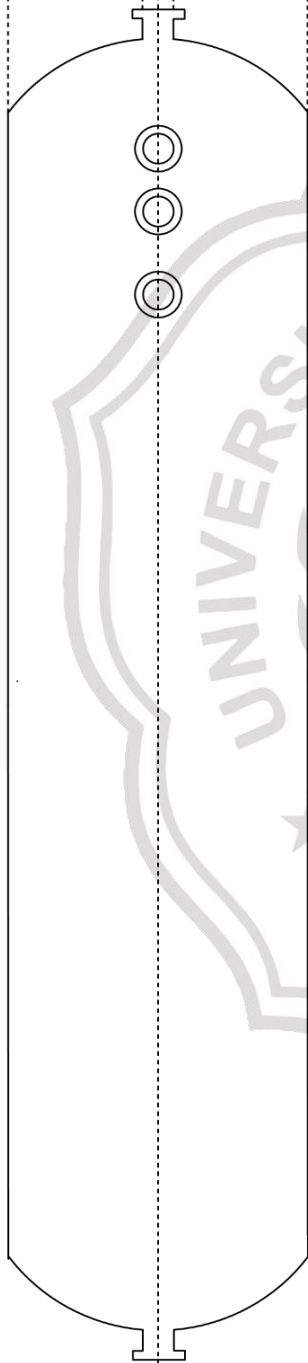
HEAD (TERBELAH)



Keterangan :

- A. Nozzle Input Larutan
- B. Liquid Distributor
- C. Nozzle Input Recycle Katalis
- D. Nozzle Input Recycle MD
- E. Nozzle Input Coil Pndingin
- F. Nozzle Output Coil Pndingin
- G. Dinding Shell
- H. Hole Buble Column
- I. Nozzle Input Gas
- J. Nozzle Output Produk

**TAMPAK LUAR
SAMPING KANAN**



**TAMPAK DEPAN
(TERBELAH)**

