APPENDIKS

1. Reaktor

Fungsi : Mereaksikan CH_3COOH dengan C3H6 dengan bantuan katalis HBF_4

Tipe : Reaktor PFR (Bubble column dengan koil)

Bahan : *Stainless Steel, SA-240 Grade M Type 316*

Jumlah : 1 unit

Kondisi Operasi : Tekanan Operasi : 20 atm

Suhu Operasi : 100°C

Massa CH_3COOH = 1500.447 kg

Massa H_2O = 13.46 kg

Massa HBF_4 = 164.68 kg

Massa C_3H_6 = 787.73 kg

Massa C_3H_8 = 68.498 kg

Total massa = 4101,341 kg

Gas Masuk

Senyawa	Massa (g)	BM (g/mol)	Mol	Fraksi
C_3H_6	4201252	42,081	99837.3	0,9414
C_3H_8	273994.7	44,097	6213.45	0,0586
TOTAL			106051	1

Senyawa	kmol/jam	Fraksi Mol	kg/jam	ρ	Xmol*ρ	Xmol*BM
C_3H_6	99.83	0,9414	4201.25	1,37	1,290	39,615
C_3H_8	**6.21**	0,0586	273.995	1,43	0,084	2,584
	106.05	1	2982,609		1,374	42,199

Menentukan faktor yang paling berpengaruh cairan masuk

Cairan Masuk

Viskositas pada suhu 100°C = 0,384 cp

μ CH_3COOH 0,3699 centipoise

μ HBF_4 0.00751 centipoise

μ H_2O 0.00704 centipoise

Senyawa	Massa (g)	BM (g/mol)	Mol	Fraksi
CH_3COOH	1500447	60	25007.5	0,91
HBF_4	164686	87,81	1875.48	0,07
H_2O	13465.6	18	748.086	0,03
TOTAL			18415,19	1

Viskositas campuran = 0,384 centipoise = 0.93022 lb.ft.h

= 0,00038 kg/m.s

Densitas campuran = 1327.24 kg/m^3

ρ CH_3COOH = 1,305

ρ HBF_4 = 1.644

ρ H_2O = 1.267

Senyawa	Massa (g)	BM (g/mol)	Mol	Fraksi	BMc
CH_3COOH	1500447	60	25007.5	0,91	54,30
HBF_4	164686	87,81	1875.48	0,07	5,96
H_2O	13465.6	18	748.086	0,03	0,49
TOTAL			18415,19	1	60,75

Densitas campuran = 1,327 g/ml = 1327 kg/m^3

ρ gas = 1,049

Senyawa	σ	xi	σ.xi
CH_3COOH	27,6	0,9051	24,97938
HBF_4	58,9	0,0679	3,997886
H_2O	58,9	0,0271	1,594667

Tegangan permukaan = 30,5 dyne/cm = 0,0305 N/m = 0,03057 kg/s^2

Neraca Massa Umpan Masuk Reaktor

Neraca Massa Reaktor-01				
Komponen	**Aliran Masuk**			
	<13>		**<14>**	
	Fraksi mass (%)	massrate (kg/jam)	Fraksi massa (%)	massrate (kg/jam)
CH_3COOH	89%	1500,447133	0%	0
HBF_4	10%	164,6857013	0%	0
H2O	1%	13,4655512	0%	0
C_3H_6	0%	0	92%	787,734745
C_3H_8	0%	0	8%	68,49867347
$C_5H_{10}O_2$	0%	0	0%	0
Total	100%	1678,598386	100%	856,2334184
	2534,831804			

Komponen	**Aliran Keluar**			
	<15>		**<16>**	
	Fraksi massa (%)	massrate (kg/jam)	Fraksi massa (%)	massrate (kg/jam)
CH_3COOH	0%	0	15%	375,1117833
HBF_4	0%	0	7%	164,6857013
H2O	0%	0	1%	13,4655512
C_3H_6	91%	0	0%	0
C_3H_8	9%	68,49867347	0%	0
$C_5H_{10}O_2$	0%	0	78%	1913,070095
Total	100%	68,49867347	100%	2466,333131
	2534,831804			

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. Menentukan faktor yang paling berpengaruh

Viskositas fluida = 1,52 x 10^{-10} cP (viskositas campuran mixer 1 dan 2)
= 5,31 x 10^{-10} kg/m.jam

Massa jenis fluida = 0,8132 kg/m^3 (massa jenis produk mix)

Suhu operasi = 100°C

Tekanan operasi = 20 atm

Waktu tinggal = 1 jam

Rate massa fluida = 1118,7 kg/jam
= 1,1187 ton/jam

Massa fluida = 1118,7 kg
= 1,1187 ton

Safety space = 0,25

3. Kinetika Reaksi

Perhitungan kinetika orde 2, sehingga:

$$-ra = k[A].[B]$$

Reaksi:

	A	+	B	→	C
m	*Cao*		*Cbo*		*0*
r	*CaoX*		*CaoX*		*CaoX*
s	*Cao(1 - X)*		*Cbo - CaoX*		*CaoX*

Sehingga:

[A] = Cao (1 - X)

[B] = Cbo - CaoX

-ra = k (Cao(1 - X)) (Cbo - Cao X)

T = 100°C = 373,15 K

Table 4. Rate Constants of Forward and Reverse Reactions

kinetic model	T (K)	k_f^+ (L^2/(mol·g·min))	k_r^- (L^2/(mol·g·min))	RMSE (%)
LHHW	333.15	1.24×10^{-3}	5.32×10^{-5}	0.30
	338.15	1.64×10^{-3}	7.12×10^{-5}	0.45
	343.15	2.47×10^{-3}	1.09×10^{-4}	0.54
	348.15	3.18×10^{-3}	1.42×10^{-4}	0.66
	353.15	4.64×10^{-3}	2.09×10^{-4}	0.70

pada T = 373,15 K

k1 = 0,00124

T1 = 333,15

k2 = 0,00464

T2 = 353,15

ekstrapolasi untuk T = 373,15

k = 0,0680755

Konstanta laju reaksi :

k = 0,06808 mol/g.min = 4,0845 mol/g.jam

Volume fluida : 6,3709 m^3

4. Menghitung C_{Ai}

Dari persamaan $P_{Ai} = H_A . C_{Ai}$

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

Dengan asumsi gas ideal $P_{Ai} \sim P_{AG} = yA . PT$

Hasil perhitungan adalah sebagai berikut : 0.022594 kmol/m^3

a. Komposisi gas masuk reaktor

C_3H_6 = 66,5 kmol/jam = 0,01848 kmol/s

C_3H_8 = 4,14 kmol/jam = 0,00115 kmol/s

$yA = \frac{F_{C3H6}}{F_{C3H6} \times F_{C3H8}}$

= 0,941

P_{AG} = 18.8 atm

b. Konstanta antonie untuk C_3H_6

A = 7

B = 1008,69

C =2,5589

$Iog\ P_A° = A - \frac{B}{T+C}$

$P_A°$ = 27,12 atm

$H_A = \frac{P_A.BM.x}{\rho.x}$

= 833 atm.m3/kmol

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

= 0,0225 kmol/m^3

5. Menentukan difusivitas gas dalam cairan

$$DAL = \frac{(117{,}3 \times 10^{-18}).(\emptyset.MI)^{0,5}T}{\mu L.VA^{0,6}}$$

(treybal, 1981:35)

Dengan :

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

$\emptyset$ = faktor disosiasi

BM = berat molekul campuran cairan (kg/kmol)

T = suhu reaktor (K)

μL = viskositas cairan

V = volume molal cairan

Diperoleh nilai difusi sebesar 1,05 x 10^{-11} m2/s

6. Mencari koefisien transfer massa C_3H_6

$$KL = 0{,}42\ [\frac{\mu L.g}{\rho L}]^{1/3}[\frac{\mu L.}{\rho L.DAL}]^{-0{,}5}$$

(Hal. 637, Froment, 2007)

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

Didapatkan nilai transfer massa gas ke cairan sebesar 1,06 x 10^{-5} m/s

7. Menghitung *conversion* parameter

$$M = \frac{k.CA.\,DAL}{KAL2} = 0{,}000024$$

Karena M < 2, maka tipe reaksi sangat lambat

8. Menentukan dimensi *sparger* (Diameter gelembung)

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

(persamaan 6.1, hal 141, Treyball, 1981)

Dimana :

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

= diambil 0,4 cm

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

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

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

maka diperoleh dimensi gelembung = 0,419 cm

9. Menghitung *thermal velocity* gas (Vt)

$$Vt = \left[\frac{2.\sigma.gc}{\rho L.\, dB} + \frac{g.\, dB}{2}\right]^{\frac{1}{2}} = 18{,}59 \text{ cm/s}$$

10. Menghitung kecepatan gas (Qgas)

$$Qg = \frac{n.R.T}{P} = 30.055{,}39625 \text{ cm3/s}$$

Jadi kecepatan volumetrik gas adalah 30.055,39625 cm3/s

11. Menghitung laju alir tiap orifice (Q)

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

Jumlah orifice (No)

$$No = Qg/Q$$

$$= 21.255{,}58\ \ buah$$

Luas orifice seluruhnya (Lo)

$$Lo = \frac{1}{4}\pi \times do^2 \times No$$

$$= 52669{,}70 \text{ cm}^2$$

Diketahui luas orifice adalah 37,5 % dari luas seluruh *perforated plated*, maka Lp = 7.119,2 cm2

Sehingga diameter plate :

$$Dp = \left[\frac{4 \times Lp}{\pi}\right]^{\frac{1}{2}} = 95{,}2\ cm = 0{,}952 \text{ m}$$

12. Diameter *reactor* (DR)

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

Diambil 6 in

DR = Dp + (2×6) = 125,71 cm

Sehingga diameter reaktor adalah 1,25 m

13. Luas penampang reaktor (A)

$$A = \frac{1}{4}\pi \times DR^2 = 1.922{,}88\ cm^2$$

Jadi, kecepatan linier supervicial gas

$$Vs(g) = \frac{kecepatan\ volumetrik\ gas}{luas\ penampang\ reaktor}$$

Sehingga *hold up* gas (Hg)

$$Hg = \left[\frac{Vs(g)}{Vs(g)+Vt}\right] = 0{,}03869 \text{ cm/s}$$

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

14. Menentukan volume gelembung (Vb)

$$Vb = \frac{\pi}{6} \times dB^3 = 0{,}03869 \text{ cm}^3$$

15. Menentukan jumlah gelembung (Nb)

Nb $= \frac{QG}{Vb} =$ 776.870 gelembung/s

16. Menentukan jumlah gelembung yang dihasilkan tiap *orifice* (Ni)

Ni $= \frac{Nb}{No} =$ 36,54 gelembung/s tiap lubang

17. Menentukan luas lubang *orrifice* (Ai)

Ai $= \frac{1}{4}\pi \times do^2$ = 0,1256 cm^2

18. Susunan lubang *orrifice*

Susunan lubang *orrifice* disusun triangular

Pt = 3×do = 1,2 cm

C = PT – do = 0,8 cm

19. Menghitung luas interface gas (Ag)

Ag $= \frac{6.\ Hg}{dB} =$ 6,52 cm^2/cm^3

20. Menghitung massa transfer koefisien fase gas

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

Gm = Kecepatan aliran gas

Gm $= \frac{Eg}{Lo} =$ 1,1172 kg/cm^2.jam

Pg = Tekanan parsial udara dalam gas masuk = 27,12 atm

Sc = Bilangan scmith

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

Viscositas C_3H_6 = 8,5 x 10^{-10}

jD = 0,0149 $(\frac{Gm \times DR}{\mu})^{-0,12}$ = 0,00117$\frac{\frac{g}{cm2dt}.cm}{\frac{g}{cm}.dt}$

Jadi koefisien transfer massa fase gas K_{AG} adalah

= 3,74 x 10-6 g/cm^2.s.atm

Persamaan transfer massa pada bagian dasar :

$K_{AG} \times P_A$ = 0,000101507 g/cm^2s

$K_{AL} \times C_A$ = 0,00000024 g/cm^2s

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,Levensipel

21. Menghitung tinggi reaktor

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

$$Z = \frac{Gm}{Kg.Ag.PA} \int_{P1}^{P2} \frac{P}{Pp*}$$

$$P* \; = CA*.\,HA$$

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 :

$$Z = \frac{Gm}{Kg.Ag.PA} \, In \, \frac{PA}{Pt}$$

Z = 5,13 m atau 513,54 cm

22. Menentukan waktu tinggal

tgas = Z/Vt

= 27,62 s

23. Menghitung tinggi cairan

$$h = \frac{4.V}{\pi.\;D^2} = 5{,}13\;m$$

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

Perhitungan tekanan desain

$P_{operasi}$ = 20 atm

= 293,918 psia

$P_{hidrostatis}$ = $\rho \; x \; g \; x \; H_{fluida}$

= 50,824 N/m^2

= 0,00737 psia

P_{total} = $P_{operasi}$ + $P_{hidrostatis}$

= 293,918 + 0,00737

= 279,229 psia

Overdesign factor = 0,1

P_{desain} = 1 / (1-OF) x P_{total}

= 1,1111 x 279,229

= 310,255 psig

= 310,255 lb/in^2

Perhitungan ketebalan tangki

Material = SA-240 Grade M Type 316

f = 18,750 psig (*Brownell, Hal.342*)

E = 0,8 (Sambungan *double welded butt joint, Brownell, 254*)

C = 0,125 in (*Kusnarjo, pp. 14*)

Perhitungan tebal silinder (ts) berdasarkan *Brownell eq. 13.1, pp. 254*:

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

$$= \frac{310{,}255\ x\ 33{,}044}{18{,}750\ x\ 0{,}8 - 0{,}6\ x\ 310{,}255} + 0{,}125$$

= 0,817 in

Jika nilai ts distandarisasi berdasarkan *Brownell Hal. 91*, maka :

ts = 1 in

Perhitungan dimensi tangki setelah distandarisasi :

OD = ID + 2 x t_s

= 66,0879 + 2 x 1

= 68,0879 in

Jika nilai OD distandarisasi berdasarkan *Brownell Hal. 90*, maka :

OD = 72 in

icr = 4,375 in

r = 72 in

Sehingga, didapatkan nilai ID dan tinggi silinder (Ls) yang baru adalah :

ID = OD – 2 x t_s

= 72 – 2 x 1

= 70 in

= 5,833 ft

Ls = 105 in

= 8,75 ft

Perhitungan ketebalan tutup tangki

Perhitungan tebal tutup atas dan bawah (tha dan thb) berdasarkan *Kusnarjo eq.2-30 page 19* :

$t_{ha} = \frac{0,885 \ x \ P \ x \ r}{f \ x \ E - 0,1 \ x \ P} + C$

$= \frac{0,885 \ x \ 310,255 \ x \ 33,044}{18,750 \ x \ 0,8 - 0,1 \ x \ 310,255} + 0,125$

= 0,731 in

≈ 1 in (standarisasi)

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 $= 3,9 \ x \ Q^{0,52} \ x \ \rho^{0,13}$

Dimana

dopt = diameter optimum,mm

Q = kecepatan massa, lb/jam

ρ = densitas, lb/ft^3

a. pipa keluaran tangki

p gas = 0,05 lb/ft^3

Q = 2466,37 lb/jam

d opt = 2,23 in

0,18 ft

Dipilih pipa standar : (kern, tabel 11)

Nps = 4 in

ID = 4,026 in

OD = 4,5 in

Schedule = 40

Luas area = 12,7 in^2

0,08819 ft^2

b. Pipa pemasukan CH3COOH

p liquid = 67 lb/ft^3

Q = 2465,5 lb/jam

d opt = 0,026 in

0,00219 ft

Dipilih pipa standar : (kern, tabel 11)

Nps = 4 in

ID = 4,026 in

OD = 4,5 in

Schedule = 40

Luas area = 12,7 in^2

0,08819 ft^2

c. Pipa C3H6 masuk

p gas = 28 lb/ft^3

Q = 2466,37 lb/jam

d opt = 2,23 in

0,18 ft

Dipilih pipa standar : (kern, tabel 11)

Nps = 4 in

ID = 4,026 in

OD = 4,5 in

Schedule = 40

Luas area = 12,7 in^2

0,08819 ft^2

d. Koil reaktor

Data berdasarkan perhitungan neraca panas :

M Pendingin = 1707,5 kg/jam

1,04 ib/s

Q pendingin = 142.887,3 kj/jam = 135.438 btu/jam

Sifat fisis pendingin

* Suhu rata-rata (t avg) 99,5 °F 310,65 K

* kapasitas panas (cp)

cp (J/mol.K) = A+BT+CT2+DT3+ET4

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

= 14,98 Btu/lbm.°F

* kapasitas panas (k)

k = A+BT+CT2

komponen	A	B	C
H_2O	-0,2758	0,00461	-0,00000554

k = 0,6216 W/m.K

= 0,3591 Btu/jam.ft.°F

* viskositas (μ)

L

okomponen	A	B	C	D
g H_2O	-10,216	1792,5	0,01773	- 0,000012631

μ = A+B/T+CT+DT2

μ = 0,6967 cp

= 1,6854 Ibm/ft.jam

* densitas (*p*)

p = A.B^-(1-T/Tc)n

komponen	A	B	n	Tc
p H_2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13

= 1,0159 g/ml

= 1015,9578 kg/m3

= 63,4260 Ib/ft3

Debit Pendingin

V = 1.68 m^3/jam

Luas permukaan aliran pipa

A = V/v

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

v = 2,5 m/s

Maka,

A = 0,000225866 m^2

Diameter dalam pipa

A = $\frac{1}{4}\pi \underline{D}i2$

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

= 0,02 m

= 0,61 in = 0,051 ft

Digunakan pipa standart (tabel 11, kern)

D nominal = 1,25 in = 0,104166667 ft

OD = 1,38 in = 0,115 ft = 0,03505207 m

IDE = 1,66 in = 0,13833 ft

Schedule = 40

A' = 1,5 in^2 = 0,010416667 ft^2

A'' = 0,345 = ft^2/ft

Kecepatan alir massa air pendingin

Gt = 100 Ib/ft^2s

= 361.381,73 Ib/ft^2jam

Bilangan reynold fluida dalam pipa

Nre = Di.Gt/μ

= 10850,1017

Dari fig.26 dan fig 24 kern untuk nilai Nre 14121,44391 maka nilai f dan jH

f = 0,00029

jH = 60

Koefisien perpindahan panas dalam koil

(persamaan 6.15a kern (1983))

hi = 642,0449898 Btu/jam.ft.°F

Koefisien perpindahan panas konveksi *inside* ke *outside*

hio = hi.ID/OD

= 772,3149877 Btu/jam.ft.°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.°F

Koefisien perpindahan panas reaktor ke koil

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

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

dimana,

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

$= \alpha.(1 - \frac{T}{Tc})^m$

= 0,001056

= 0,00072401

maka,

ho = 782,0779128 Btu/jam.ft.°F

Clean overall heat transfer coeficient

Uc = ho.hio/ho+hio

= 409,3797011 Btu/jam.ft.°F

Menghitung *Dirt factor*

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

Rd = 0,0003 m^2 °C/W

= 0,00052833 ft2 jam °F/BTU

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

UD = 335,858 ft2 jam °F/BTU

Menentukan LMTD

hot fluid °F		*cold fluid* °F	diff.
338	*higher temp.*	122	216
338	*lower temp.*	86	252
			-36

Δt LMTD 233,538 °F

Menghitung luas transfer Panas

Untuk Fluida panas (*light organic*) dan fluida dingin (air), UD : 75-150 Btu/ft2.°F

(tabel 8 kern) diambil harga UD = 150

A = Q / UD. ΔT LMTD

= 1,72 ft2

0,16 m2

Menghitung panjang koil

L = A/a''t

= 5,005 ft

1,52 m

Menghitung volume koil

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

= 0,05196 ft3

= 0,00147 m3

Menghitung jumlah lilitan

jarak antara koil, BC = 1/4.OD

= 0,03 ft = 0,01 m

AB = 0,8.Dreaktor

= 1,01 m

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

= 1,01 m

Panjang koil tiap lilitan = $\pi \times AC$

= 3,16 m

jumlah lilitan = L koil dibutuhkan/panjang koil tiap lilitan

jumlah lilitan = 0,48 lilitan

Menghitung tinggi koil

Tinggi koil total = (N.OD)+(N-1.BC)

= 0,49 m

jarak koil dari dasar silinder = 0,1.Dreaktor

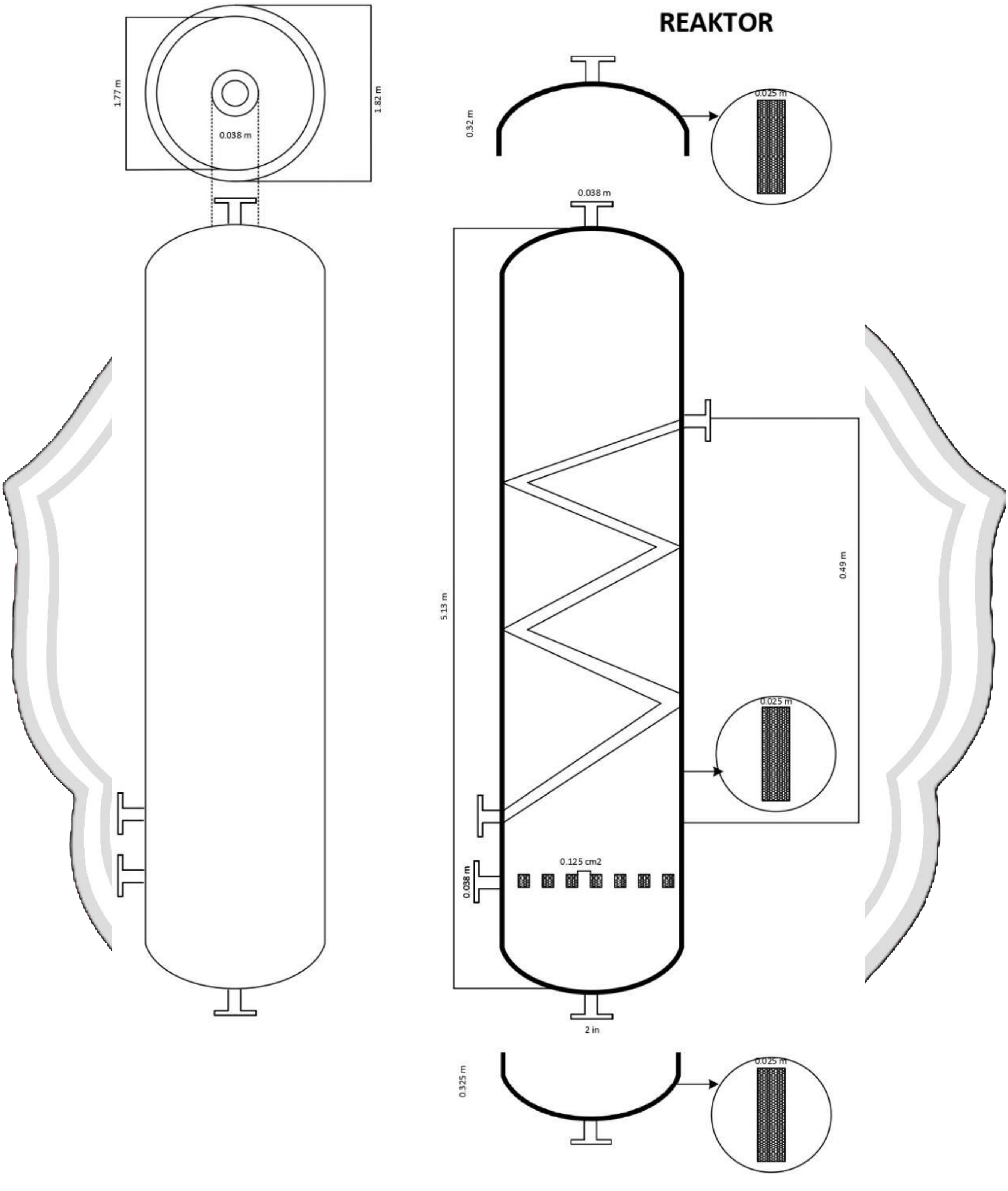
= 0,12 m

Tinggi koil total+puncak koil = 0,61 m

RESUME REAKTOR (R-01)

Spesifikasi Reaktor		
Nama	:	Reaktor
Kode	:	R-01
Tipe	:	PFR
Fungsi	:	Mereaksikan CH_3COOH dengan C_3H_6 dengan bantuan katalis HBF_4
Bahan Material	:	*Stainless Steel SA 240 Grade M Type 316*
Jumlah	:	1 unit
Suhu	:	100 *°C*
Tekanan	:	20 *atm*
Kapasitas	:	1,11873 *ton/jam*
Volume	:	6,37093 m^3
Tutup Atas	:	*Standard dished head*
Tutup Bawah	:	*Standard dished head*
Diameter Dalam	:	1,77800 *m*
Diameter Luar	:	1,82880 *m*
Tinggi Silinder	:	1,72943 *m*
Tinggi Tutup Atas	:	0,32588 *m*
Tebal Tutup Atas	:	0,02540 *m*
Tinggi Tutup Bawah	:	0,32588 *m*
Tebal Tutup Bawah	:	0,02540 *m*
Tebal Tangki	:	0,02540 *m*
Tinggi Tangki	:	5,13548 *m*
Spesifikasi *nozzle* keluaran tangki		
Pipe size	:	0,02540 *m*
Diameter dalam	:	0,01270 *m*
Diameter luar	:	0,03810 *m*
Lebar *flange*	:	0,09843 *m*
Tebal *flange*	:	0,01270 *m*
Tinggi *nozzle*	:	0,05239 *m*

Spesifikasi *nozzle* CH_3COOH			
Pipe size	:	0,02540	*m*
Diameter dalam	:	0,01270	*m*
Diameter luar	:	0,03810	*m*
Lebar *flange*	:	0,09843	*m*
Tebal *flange*	:	0,01270	*m*
Tinggi *nozzle*	:	0,05239	*m*
Spesifikasi *nozzle* C_3H_6			
Pipe size	:	0,02540	*m*
Diameter dalam	:	0,01270	*m*
Diameter luar	:	0,03810	*m*
Lebar *flange*	:	0,09843	*m*
Tebal *flange*	:	0,01270	*m*
Tinggi *nozzle*	:	0,05239	*m*
Spesifikasi Koil			
Diameter luar	:	0,0350	*m*
Diameter dalam	:	0,00351	*m*
Sch	:	40,00000	*m*
Panjang koil	:	3,15800	*m*


REAKTOR
1.77 m
1.82 m
0.038 m
0.32 m
0.025 m
0.038 m
5.13 m
0.49 m
0.025 m
0.125 cm2
0.038 m
2 in
0.325 m
0.025 m

2. Distilasi - 01

Nama alat = Menara Distilasi

Kode alat = MD-01

Fungsi = Memisahkan isopropyl asetat dan sebagian H2O dari hasil reaksi yang terbentuk

Kondisi operasi = 139,35 °C

Tujuan Perancangan

1. Menentukan jenis kolom
2. Menentukan bahan kontruksi kolom
3. Menghitung jumlah *plate*
4. Menentukan lokasi umpan
5. Menentukan dimensi kolom

1. Menentukan kondisi operasi masuk menara distilasi

Dew point

P = 1 atm = 760 mmhg

T = 96.2 °C = 369.41 °K

Komponen	N	yi	A	B	C	Pio	Pio	Ki = Pio/P	xi = yi/ki
						bar	atm		
CH_3COOH	6,25	0.11	4,68	1642,54	-39,76	0.500	0.492	0,492	0,226
HBF_4	1,87	0.01	4,45	1569,53	-64,79	0.201	0.198	0,198	0,067
H_2O	0,74	0.02	5,19	1730,63	-39,72	0.884	0.870	0,870	0,027
$C_5H_{10}O_2$	18,75	0.85	4,55	1490,87	-34,09	1.274	1.254	1,254	0,678
	27,6	1							1,00

2. Menentukan kondisi operasi atas menara distilasi

Dew point

P = 1 atm = 760 mmhg

T = 89,27 °C = 362.4 °K

Ditilasi

Bubble point

P = 1 atm = 760 mmhg

T = 89,1°C = 362,23°K

Komponen	n	yi	A	B	C	Pio	Pio	Ki = Pio/P	xi = yi/ki
						bar	atm		
CH_3COOH	0,00	0,00	4,68	1642,54	-39,76	0,390	0,384	0,384	0,00
HBF_4	0,00	0,00	4,45	1569,53	-64,79	0,152	0,150	0,150	0,00
H_2O	0,32	0,025	5,19	1730,63	-39,72	0,681	0,670	0,670	0,017
$C_5H_{10}O_2$	18,5	0,974	4,55	1490,87	-34,09	1,025	1,008	1,00	0,982
	136,19	1							1,00

3. Menentukan *Light Key* (LK) dan *Heavy Key* (HK)

Adapun pemilihan komponen kunci adalah sebagai berikut:

light key : $C_5H_{10}O_2$

heavy key : H_2O

Menentukan distribusi komponen. Metode Shiras

$$\frac{xj \times D}{xjf \times F} = \frac{(\alpha j - 1) \times X_{LKD} \times D}{(\alpha LK - 1) \times X_{LKF} \times F}$$

Komponen i terdistribusi jika:

$$-0{,}01 \leq (\frac{X_{JD} \times D}{X_{JF} \times F}) \leq 1{,}01$$

Komponen i tak terdistribusi jika:

$$(\frac{X_{iD} \times D}{X_{iF} \times F}) < -0{,}01 \text{ atau } (\frac{X_{iD} \times D}{X_{iF} \times F})$$

Penentuan distribusi komponen

Komponen	alfa-dist	alfa-bott	alfa-ave	**xj,d.D/(zj,f.F)**	Keterangan
CH_3COOH	0,573	0,543	0,557	-0,2104	tidak terdistribusi

HBF_4	0,224	0,238	0,231	-0,6885	tidak terdistribusi
H_2O	1	1	1	0,4370	terdistribusi
$C_5H_{10}O_2$	1,505	1,260	1,377	0,9900	terdistribusi

4. **Perhitungan Distribusi *Nonkey Component***

	di	bi	log(di/bi)	alfa	log alfa
1. LK	18,5680	0,1876	1,9956	1,3777	0,1391
2. Hk	0,3269	0,4212	-0,1100	1,0000	0,0000

di = fi/(bi/di+1)

bi = fi/(di/bi+1)

5. **Penentuan jumlah plate minimum**

Jumlah *stage* minimum dihitung degan persamaan fensker (11.58) (Coulson,2003,vol.6,edisi 3,hal.524)

Dengan,

$$Nm= \frac{\log(\frac{xLK}{xHK})_D(\frac{xHK}{xLK})_B}{\log\alpha\ avgLK}$$

Nmin : jumlah *stage* minimum pada refluks total, termasuk reboiler

αavgLK : relative volatility rata-rata LK

Nm = 18,9

6. **Penentuan refluks minimum (Rmin)**

Refluks minimum dihitung dengan menggunakan persamaan underwood

persamaan 11.60, Coulson, 2003, vol.6, edisi 3, hal.525:

$$\sum \frac{\alpha avg\ XD}{\alpha avg - \theta} = Rmin+1$$

persamaan 11.61, Coulson, 2003, vol.6, edisi 3, hal.525:

$$1\text{-}q = \sum \frac{\alpha avg\ XF}{\alpha avg - \theta}$$

Nilai q = 1 untuk umpan cair jenuh

Trial θ syarat niali θ harus terletak diantara αHK dan αLK

Trial teta : 4,1033

Komp.	Zif	alfa-feed	alf*Zif	teta
CH_3COOH	1.11E-01	0.5656	0.0630	-1.5231
HBF_4	1.35E-02	0.2280	0.0031	-0.0081
H_2O	2.36E-02	1.0000	0.0236	0.0600
$C_5H_{10}O_2$	8.51E-01	1.4407	1.2267	1.4713

0,000786153 trial teta biar = 0

Diperoleh Teta = 0.60693

Komp.	Xid	alfa dist	alfa*xid	alfi*xdi/(alfi-teta)
CH_3COOH	0.0000	0.5733	0.0000	0.0000
HBF_4	0.0000	0.2241	0.0000	0.0000
H_2O	0.0115	1.0000	0.0115	0.0115
$C_5H_{10}O_2$	0.9884	1.5071	1.4896	1.4896

1.5011

Rm+1 = 1.5011

Rm = 0.5011

Rm/(Rm + 1) = 0.3338

Rop berkisar antara 1.2 - 1.5 Rm

Diambil Rop=1.5 Rm =0.7517

Maka untuk menghitung jumlah stage ideal dengan korealsi Erbar-Maddox:

Fig. 11.11 Coulson "chem Eng. Vol. 6"

R/(R+1) = 0.4291

diperoleh Nm/N = 0,55

7. Perhitungan jumlah *plate*

Maka jumlah *stage ideal*

N = 34.4

= 35

8. Penentuan letak *feed plate*

Menggunakan persamaan Kirkbride (Coulson,2003, vol.6, edisi 3, hal. 526 persamaan 11.62)

$$\log\left(\frac{Nr}{Ns}\right) = 0{,}206 \log\left[\left(\frac{B}{D}\right)\left(\frac{x_{F,HK}}{x_{F,LK}}\right)\left(\frac{x_{B,LK}}{x_{D,HK}}\right)^2\right]$$

Dengan,

Nr : jumlah *stage* diatas *feed stage*, termasuk kondensor

Ns : jumlah *stage* dibawah *feed stage*, termasuk reboiler

B : molar *flow bottom* product

D : molar *flow top product*

XF,HK : fraksi mol HK pada *feed*

XF,LK : fraksi mol LK pada *feed*

XB,LK: fraksi mol LK pada *bottom product*

XD,HK: fraksi mol HK pada *top product*

A	B	C	D	log E
b/d	Xf,hk/Xf,lk	xb,lk/xd,hk	log(a*b*c^2)	0.206*D
0.4624	0.2116	65.3432	2.6208	0.5399

E = Nr/Ns maka E = 3.46

Nr = 3.46 Ns

Nr + Ns = 35

Ns = 8

Nr = 27 (termasuk reboiler)

9. Perancangan menara distilasi

1. Viskositas

Suhu *average top and bottom* = 380.23 K

α avgLK = 0.557

Viskositas dihitung dengan persamaan :

$$\log \mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Referensi: buku caulson,yaws

Senyawa	A	B	C	D
CH3COOH	-3.8937	784.82	0.006665	-7.5606E-06
HBF4	-6.099	816	0.0129	-0.0000132

H2O	-10.218	1792	0.01773	-0.0000126
C5H10O2	-5.3287	822.09	0.01148	-0.0000126

Komponen	fraksi mol (xi)	μi (cP)	log μi	xi. log μi
CH3COOH	0.15209	-0.388479	0.40880948	0.06217702
HBF4	0.06677	-0.9563552	0.110571913	0.00738327
H2O	0.00546	-0.5852338	0.259875992	0.00141886
C5H10O2	0.77567	-0.6232215	0.238110449	0.18469605
	1			0.2556752

μ liquid campuran = 0,255 cP

2. **Menentukan sifat-sifat fisika**

   a. Densitas pada suhu atas

   T = 89.26 °C = 362.41 °K

Komponen	BM (kg/kmol)	Distilat (kg/jam)	yd,D	*P* liquid (kg/m3)	yd/*p*L
CH3COOH	60	0	0	1305.2608	0
HBF4	87.81	0	0	1644.4507	0
H2O	18	5.884445	0.0030973	1266.7883	2.4E-06
C5H10O2	102	1893.9393	0.996902	1143.6373	0.00087
Total		1899.823	1		0.00087

$$p\ liquid = \frac{\sum yD}{\sum \frac{yD}{pi}}$$

ρ liquid = 1143.98 kg/m3

Densitas uap

P = 1 atm = 101300 Pa

R = 8.314,3 m3.Pa/kmol.K

ρ uap = (BM.P)RT

komponen	BM (kg/kmol)	Distilat (kg/jam)	yd,D	*P* uap(kg/m3)	yd/*p*L
CH3COOH	60	0	0	2.017	0

HBF4	87.8062	0	0	2.951	0
H2O	18	5.884	0.003	0.605	0.005
C5H10O2	102	1893.939	0.996	3.429	0.290
Total		1899.823	1	9.003	0.295

$$p\ uap = \frac{\sum yD}{\sum \frac{yD}{pi}}$$

ρ uap = 3.38 kg/m3

b. Densitas pada suhu bawah

T

ρkomponen	BM (kg/kmol)	Bottom(kg/jam)	xb,B	P liquid (kg/m3)	xb/pv
CH3COOH l	60	375.111	0.6621	1305.2608	0.000507
i HBF4	87.8062	164.685	0.290	1644.4507	0.000177
H2O q	18	7.581	0.0133	1266.7883	1.06E-05
C5H10O2 u	102	19.130	0.0337	1143.6373	2.95E-05
i Total		566.509	1		0.000217

d = 1380.9 kg/m^3

Densitas uap

Komponen	BM (kg/kmol)	Bottom (kg/jam)	xb,B	P uap(kg/m3)	xb/pv
CH3COOH	60	375.111	0.6621	1.8365	0.36053
HBF4	87.8062	164.685	0.2907	2.687	0.10816
H2O	18	7.581	0.0133	0.5509	0.02428
C5H10O2	102	19.130	0.0337	3.1221	0.01081
Total		566.509	1	8.1973	0.14326

$$p\ liquid = \frac{\sum xB}{\sum \frac{xB}{pv}} \qquad p\ uap = \frac{\sum xB}{\sum \frac{xB}{pv}}$$

ρ uap = 6.98 kg/m^3

3. Menghitung tegangan permukaan

Tegangan permukaan dihitung dengan persamaan Sudgen:

$$\sigma = \left[\frac{Pch(\rho L - \rho v)}{M}\right] \times 10^{-12}$$

Keterangan:

σ = Tegangan permukaan (dyne/cm)

Pch = Sudgen's parachor

Pl = Densitas Cairan (kg/m^3)

pv = Densitas uap (kg/m^3)

M = Berat molekul (kg/kmol)

DESIGN INFORMATION AND DATA 335

Table 8.7. Contribution to Sugdens's parachor for organic compounds (Sugden, 1924)

Atom, group or bond	Contribution	Atom, group or bond	Contribution
C	4.8	Si	25.0
H	17.1	Al	38.6
H in (OH)	11.3	Sn	57.9
O	20.0	As	50.1
O_2 in esters, acids	60.0	Double bond: terminal	
N	12.5	2,3-position	23.2
S	48.2	3,4-position	
P	37.7	Triple bond	46.6
F	25.7	Rings	
Cl	54.3	3-membered	16.7
Br	68.0	4-membered	11.6
I	91.0	5-membered	8.5
Se	62.5	6-membered	6.1

a. *Surface tense* atas

T = 89 °C = 362 °K

Tegangan permukaan (referensi : buku caulson,yaws)

senyawa	A	Tc	N	σ
CH3COOH	57.05	592.71	1.0703	57.05
HBF4	36.48	461.15	1.4122	8.4
H2O	132.674	647.13	0.955	132.674
C5H10O2	58.08	538	1.243	21.28

Komponen	BM (kg/kmol)	yD,D	Pch	σ	yD.σ
CH3COOH	60	0	87.4	57.05	0
HBF4	87.8062	0	54.2	8.4	0

H_2O	18	0.025819701	147.1	132.674	3.425602949
$C_5H_{10}O_2$	102	0.974221153	112.2	21.28	20.73142614
Total		1.000040854			24.15702909

σ mix top = 24.15 dyne/cm = 0,024 N/m

b. *Surface tense* bawah

T = 124.89 °C = 398 °K

Tegangan permukaan (referensi : buku caulson,yaws)

Senyawa	A	Tc	N	σ
CH_3COOH	60	375.1117833	0.66214586	1305.260815
HBF_4	87.8062	164.6857013	0.29070256	1644.450736
H_2O	18	7.581105323	0.01338214	1266.788321
$C_5H_{10}O_2$	102	19.13070095	0.03376944	1143.637316

σ *mix bottom* = 49.48 dyne/cm = 0,049 N/m

4. Dasar Perencanaan

Parameter	Unit	Total	Vapour	Liquid
mass flow rate	kg/s	0.69	0.528	0.157
density	kg/m^3		5.180	1,262.45
volumetric	m^3/s	0.10	0.102	0.000
flow rate	gpm	1,617	1,615	2.0
viscousity	Ns/m^2	0.26		0.256

5. Flow Parameter

$$F_{lv} = \left(\frac{L}{V}\right)\left(\frac{\rho_v}{\rho_L}\right)^{0.5}$$

Flv = 0.02

6. Vapour Capacity (Csb)

plate spacing = 9.000 In (minimum for sieve tray)

= 0.229 M

(ludwig vol 2 hal 122)

(Backhurst, Figure 6.3, hlm. 166)

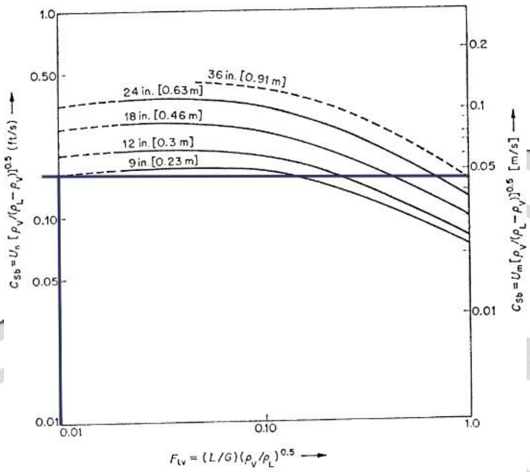


FIGURE 6–3. Sieve tray flooding capacity[6]

$$C_{sb}/(C_{sb})_{\sigma=20} = (\sigma/20)^{0.2}\ [= (\sigma/0.02)^{0.2}]$$

$C_{sb,\sigma=20}$	=	0.05	m/s
$C_{sb,\ actual}$	=	0.053	m/s

$$Unf = Csb\left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}\right)^{0.5}$$

= 0.82 m/s

untuk single crossflow tray dengan segmental downcomers

A_d	(Area downcomer)	=		0.12	A_t
l_w	(length weir)	=		0.77	D_t
A_n	(Net Area)	=	At	-	Ad
		=		0.88	A_t

<u>Ditetapkan</u>

h_w	(weir height)	=	0.05	m
A_h	(hole size)	=	0.005	m
	(tray thickness)	=	0.002	m

7. *Tower Diameter*

F* (initial % flooding)	=	0.80	
Un*	=	$F * x\ Unf$	
	=	0.66	m/s
A_t	=	$\frac{Q}{0.88\ x\ Un}$	
	=	0.18	m2
Dt	=	0.47	m
	=	1.55	ft
Standard Dt	=	2.00	ft (ludwig)
	=	0.61	m

8. *Tabulation of Tower Area*

A_t	=	0.29 m^2	(total Area)
A_d	=	0.04 m^2	(downcomer area = luas area untuk downcomer)
A_n	=	0.26	(net area = luas area bersih)
A_a (Active Area)	=	A_t - $2A_d$	
	=	0.22 m^2	
A_h (Hole Area)	=	10% At	
	=	0.03 m^2	

9. *Calculation of Entrainment*

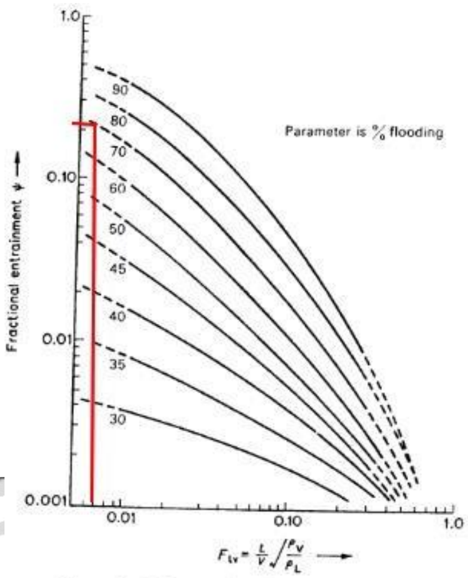


FIGURE 6-4. Sieve tray fractional entrainment[8]

(Figure 6-4)

ψ	(fractional entrainment)	=	0.30	
e	(Total entrainment)	=	$\dfrac{\psi L}{1-\psi}$	
		=	0.07	kg/s

10. Tray Pressure Drop

Uh (hole velocity)	=	$\dfrac{Q}{Ah}$	
	=	3.49	m/s
Tray thickness/ hole diameter	=	0.40	
Hole area/active area	=	0.13	
Gross% free area (A_h : A_t)	=	0.10	

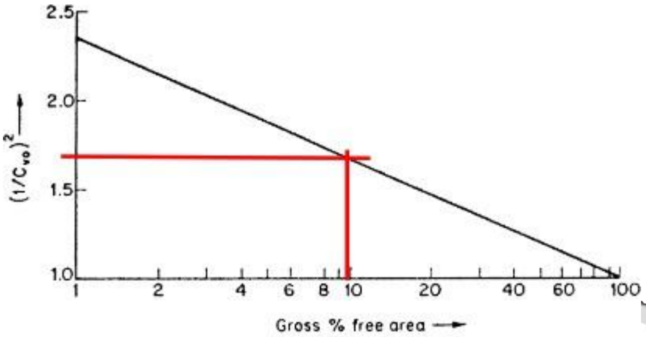


FIGURE 6–8. Orifice coefficient and free area for sieve trays[35]

(Fig. 6.8. hlm 172)

$(1/C_{vo})^2$ = 1.70

C_{vo} = 0.77

ΔP_{dry} =

$$5.08\left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)U_h^2\left(\frac{1}{Cvo}\right)^2$$

= 0.43 m

<u>Aerated liquid drop</u>

F_{va} = $\frac{Q}{Aa}x\rho v^{0.5}$

= 1.05

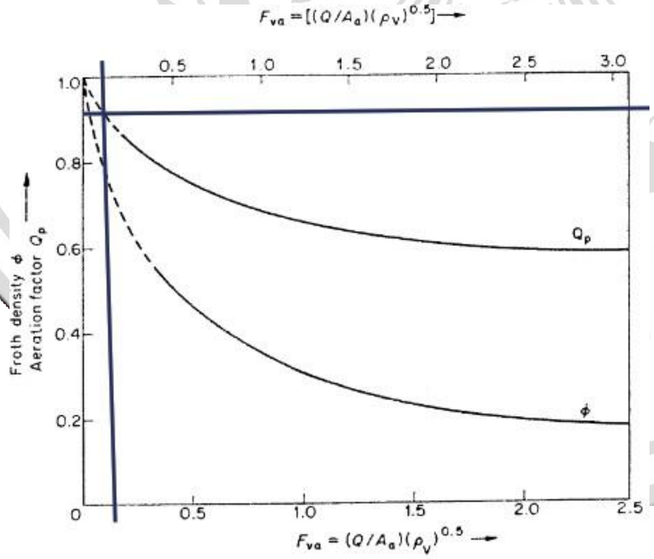


FIGURE 6–9. Aeration factor and relative froth density for sieve trays[15a]

fig 6.9

Q_p (aeration factor) = 0.70

l_w = 0.36 m

h_{ow} = $66.6\left(\frac{q}{lw}\right)^{0.67}$

= 0.32 m

h_w (weir height) = 0.05 m

h_a (aerated liquid drop) = $Qp\ (h_w + h_{ow})$

= 0.23 m

11. Total Tray Pressure Drop

ΔP_T = ΔP_{dry} + ha

= 0.66 m

12. Weep Point

ho = $\frac{4.14\sigma}{\rho_L d_h}$

= 0.03 m

ΔP_{dry} + h_o = 0.46 m = 18.00 in

$h_w + h_{ow}$ = 0.37 m = 14.45 in

13. Downcomer Residence time

V_d = $\frac{L}{3600} A_d \times \rho_L$

= 0.36

Residence time = Tray spacing/ V_d

= 0.64 s

14. Liquid Gradient

Tinggi froth

h_f = $h_a / (2\ Q_p - 1)$

= 0.56 m

15. Hydraulic Radius

D_f = $(L_w + D_T)/2$

= 0.42 m

R_h = $(h_f \times D_f) / (2h_f + 12\ D_f)$

= 0.38 m

16. Velocity of Aerated Mass

φ Froth Density = 0.40

U_f = $100 \times q / (h_t \times \varphi \times D_t)$

= 0.13 m/s

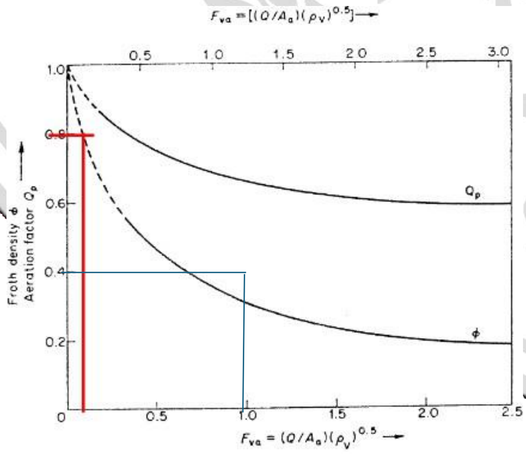


FIGURE 6-9. Aeration factor and relative froth density for sieve trays[16a]

17. Tinggi Aerated Mass di Downcomer

A_{da} = weir length x downcomer clearance

= 0.01 m2

asumsi terdapat clearance sepanjang 1.5 in diantara apron downcomer dan tray

h_{da} (downcomer apron pressure drop)

h_{da} = $16.5\ (q/A_{da})^2$

= 0.21 cm

h_{dc} = $\Delta PT + h_w + h_{ow} + h_{da}$

= 0.66 m

tinggi dari aerated liquid tidak melebihi setengah dari spacing tray

18. Tower Height

Tray spacing = 0.23 m

number of tray = 9.00 buah

Tray height = $2.3 \times S'(N-1)$

= 1.83 m

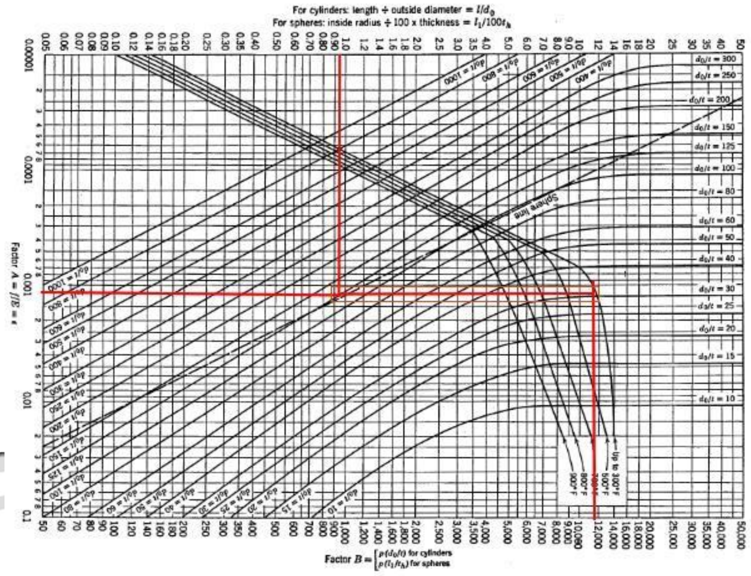
H tower = Tray height

= 4.21 m (Douglas, 1999)

(nilai umum 5 - 10 ft pada kedua ujung)

19. Menentukan dimensi Head

1. Tebal Head atas dan bawah



Rc = Dt/2 = 12 in

Rc/100th = 0.64 in

f/E = 0.001

B = 11500

2. Dimensi Head

Dt	=	24.00	in	
sf	=	0 - 3	in	(tbl 5.13 pg 96 brownell)
sf	=	1.50	in	
H_{head}	=	$\frac{Dt}{2} + sf$		
	=	13.50	in	
	=	0.34	m	

3. Tinggi Ruang Kosong

$H_{ruang\ kosong}$ = H_{tower} - 2x H_{head} - H_{tray}

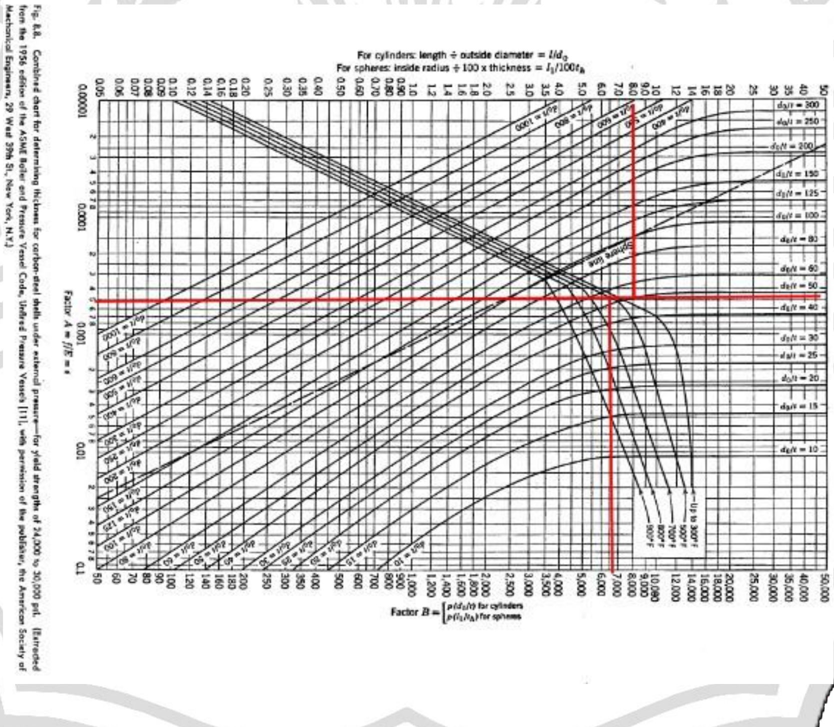
	=	1.69	m
H_{atas}	=	H_{bawah}	
	=	0.85	m

4. Column Thickness

menentukan column thickness		3/16	in
		0.19	in

$$l/do = \frac{total\ height}{Dt + 2\left(\frac{3}{16}\right)}$$

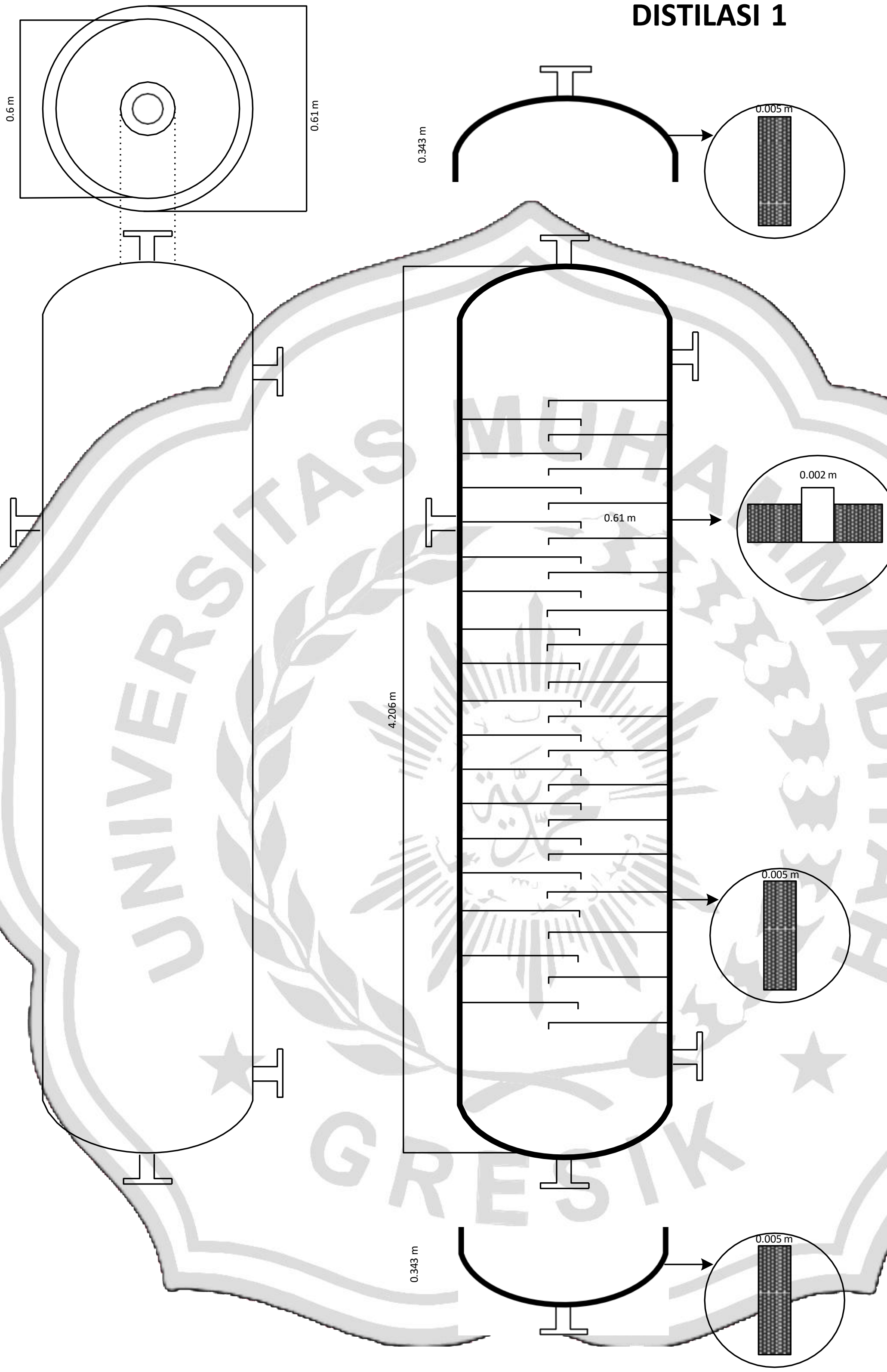
	=	8.70	in
do/t	=	101.48	

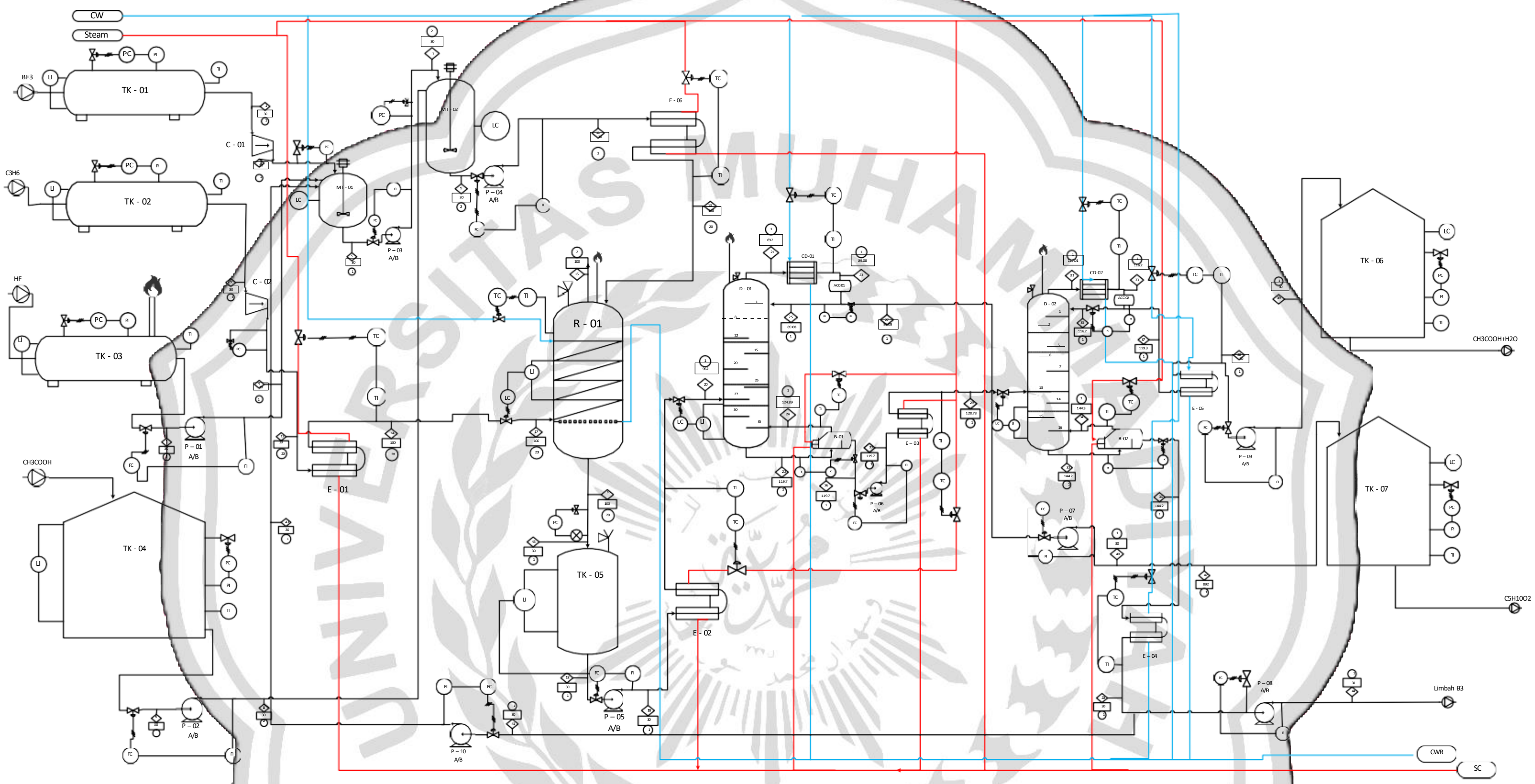


RESUME MENARA DISTILASI (D-01)

Spesifikasi Distillation Tank (D-01)			
Spesifikasi	**Keterangan**		
Kode Alat	: D-01		
Nama Alat	: Distillation Tank		
Fungsi	Melakukan distilasi untuk memisahkan produk isopropil asetat dari senyawa lain		
Material	Stainless Steel, SAE 316-L		
Bentuk	Sieve tray single crossflow		
Jumlah Unit	1	buah	
P Operasi	1.00	atm	
T Operasi	96	ºC	
Sistem Operasi	Continous		
Tray			
Spesifikasi	**simbol**	**size**	**unit**
Jumlah Tray	N	35	
Tray Diameter	D_t	0.610	m
Spacing	S	0.229	m
Tray Area	A_t	0.292	m^2
Active area	A_a	0.222	m^2
Hole Area	A_h	0.029	m^2
Downflow Area	A_d	0.035	m_2
Weir length	l_w	0.365	m
Weir height	h_w	0.050	m
Tray Thickness	-	0.002	m
Column			
Tinggi Tray	h_{tray}	1.829	m
Tinggi Head	h_{ha}/h_{hb}	0.343	m
Tinggi Top Space	-	0.846	m
Tinggi Bottom Space	-	0.846	m
Tinggi Kolom	h_{tower}	4.206	m
Head thickness	t_{ha}/ t_{hb}	0.005	m
Shell thickness	t_s	0.005	m

DISTILASI 1





Komponen	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
CH_3COOH	-	-	-	-	-	1500,447	-	1500,447	1500,447	-	1500,447	-	1500,447	-	-	375,112	-	375,112	375,112	375,112	0,000	375,112	0,000
C_3H_6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	787,735	-	787,735	-	787,735	-	-	787,735	-	-	-	-	-	-
HF	-	25.007		25,007	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
BF_3	84,783	-	84,783	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H_2O	-	13.466	-	13,466	13,466	-	13,466	-	13,466	-	13,466	-	13,456	-	-	13,466	-	13,466	13,466	13,466	5,884	7,581	5,884
HBF_4	-	-	-	-	164,686	-	164,686	-	164,686	-	164,686	-	164,686	-	-	164,686	-	164,686	164,686	164,686	0,000	164,686	0,000
C_3H_8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	68,499	-	68,499	-	68,499	68,499	-	68,499	-	-	-	-	-	-
$C_5H_{10}O_2$	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	1913,070	-	1913,070	1913,070	1913,070	1893,939	19,131	1893,939
Jumlah	84,783	38.473	84,783	38,473	178,151	1500,447	178,151	1500,447	1678,598	856,233	1678,598	856,233	1678,598	856,233	68,499	2466,333	856,233	2466,333	2466,333	2466,333	1899,824	566,509	1899,824

Komponen	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45
CH_3COOH	160,969	0,000	214,142	0,000	0,000	214,142	214,142	371,361	0,000	371,361	3,202	316,991	0,549	54,370	54,370	54,370	0,000	-	0,000	-	-	375,112
C_3H_6	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
HF	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
BF_3	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H_2O	3,253	2,525	4,328	3,359	0,000	4,328	4,328	7,581	0,000	7,581	0,000	1,110	0,800	1,110	1,110	1,110	3,359	-	3,359	-	-	13,466
HBF_4	70,671	0,000	94,015	0,000	-30,467	94,015	94,015	1,647	163,039	1,647	139,169	0,241	23,870	0,241	0,241	0,241	0,000	54,895	36,586	54,895	-85,362	164,686
C_3H_8	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
$C_5H_{10}O_2$	8,209	812,735	10,921	1081,205	0,000	10,921	10,921	0,000	0,000	0,000	0,053	0,000	0,809	0,000	0,000	0,000	1081,205	-	1081,205	-	-	1913,070
Jumlah	243,103	815,260	323,407	1084,564	-30,467	323,407	323,407	380,589	163,039	380,589	142,423	318,342	24,428	55,721	55,721	55,721	1084,564	54,895	1121,150	54,895	-85,362	-

KETERANGAN ALAT

TK : TANGKI PENYIMPANAN
R : REAKTOR
D : KOLOM DISTILASI
P : POMPA
MT : MIXTING TANK
E : HEAT EXCHANGER
C : KOMPRESOR
CD : KONDENSOR
B : REBOILER

INSTRUMEN

PC : PRESSURE CONTROLLER
LC : LEVEL CONTROLLER
TC : TEMPERATURE CONTROLLER

NOTASI

: ALIRAN PROSES
: ALIRAN PENDINGIN
: ALIRAN PEMANAS
: SINYAL UDARA TEKAN
: SUHU CELCIUS
: TEKANAN (ATM)
: NOMOR ALIRAN
: PRESSURE REDUCING VALVE (PRV)
: CONTROL VALVE

PRARANCANGAN PABRIK ISOPROPIL ASETAT DARI ASAM ASETAT DAN PROPILEN DENGAN KAPASITAS 15000 TON/TAHUN

Disusun Oleh :
Muhammad Abdul Ghofar (190606018)
Ainur Kusyani Purwanto (190606015)

Dosen Pembimbing :
Mega Mustikaningrum, S.T., M.Eng

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS MUHAMMADIYAH GRESIK
2024