LAMPIRAN

PERANCANGAN MENARA DISTILASI 01

(MD-01)

Tugas : Memisahkan benzene dari komponen lainnya sebanyak 3879,38533 Kg/jam menjadi hasil atas berupa benzene dengan kemurnian sebanyak 4046,451597 kg/jam dan hasil bawah sebanyak 7925,837 kg/jam, Menara distilasi dengan *Sieve Tray*

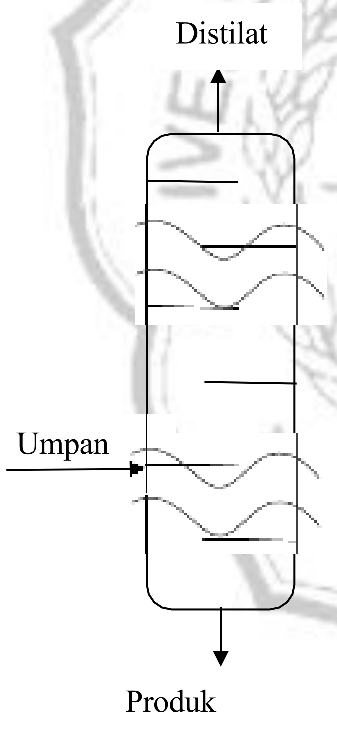
Jenis Alat : Menara Distilasi dengsn *Sieve Tray*

Kondisi Operasi : Tekanan : 1,3 atm

Temperature atas : 69,4 C

Temperature bawah : 114,915 C

Gambar 1. Skema Menara distilasi MD-01



Data-data sifat fisis masing-masing komponen.

1. Data perhitungan

Tekanan uap untuk mencari kondisi kesetimbangan. Tekanan uap di dekati dengan persamaan carl L. Yaws *Second Edition*

Persamaan yang digunakan adalah sebagai berikut :

P (mmHg) = $\log_{10}$ P = A – (B/T+C)

Dengan : T : suhu K

A, B, dan C : konstanta (Yaws, 2015)

Dengan nilai-niali konstanta persamaan sebagai berikut :

Tabel 1. Persamaan Antoine dari couluson

Komponen	A	B	C
$C_7H_6O_3$	8,03202	2134,58	159,697
$C_8H_6O_5$	8,8545	4177,675	385,107
CH_3OH	8,08404	1580,459	239,096
H_2O	8,05573	1723,643	233,08
H_2SO_4	8,28538	2976,837	213,95
$C_8H_8O_3$	7,743039	2132,817	216,889

Persamaan yang digunakan :

$$\log P\,i = A - \frac{B}{T+C}$$

$$Pi = 10^{Ai} - \frac{Bi}{Ci+T}$$

$$K = \frac{Pi}{P}$$

2. Kondisi Operasi Umpan Masuk Menara Distilasi

Dimana : P = 1,3 atm

T = 78,03102043 C

komponen	Fi,kmol/jam	Xi	Poi	Ki	Xi
CH_3OH	148,155141	0,755474986	1,657867593	1,27528276	0,963444228
H_2O	21,3972071	0,109108969	0,431156888	0,33165914	0,036186987
$C_8H_8O_3$	20,442459	0,104240503	0,004269496	0,00328423	0,00034235
$C_7H_6O_3$	0,632241	0,003223933	0,000148635	0,00011433	3,68608E-07
$C_8H_6O_5$	0,212875758	0,001085499	0,000898087	0,00069084	7,49902E-07
H_2SO_4	5,268675	0,026866109	1,61904E-05	1,2454E-05	3,34594E-07
Total	196,1085989	1			0,999975018

3. kondisi Operasi Distilat

Dimana : P = 1,2 atm

T = 69,49086897 C

Komponen	Fi,kmol/jam	xi	Poi	Ki	Xi/bubble point
CH_3OH	140,747384	0,992456063	1,20677536	1,00564613	0,998059602
H_2O	1,069860355	0,007543937	0,300787145	0,25065595	0,001890933
Total	141,8172443	1			0,999950535

4. Kondisi Operasi Bottom

Dimana : P = 1,4 atm

T = 268, 8102262 C

Komponen	Fi,kmol/jam	xi	Poi	Ki	Yi
CH_3OH	7,40775705	0,136444506	123,4562908	88,1830648	0,001547287
H_2O	20,32734675	0,374412223	55,03191458	39,3085104	0,009524966
C_8H8O_3	20,442459	0,376532492	2,957981373	2,11284384	0,178211226
$C_7H_6O_3$	0,632241	0,011645335	1,478337165	1,05595512	0,011028248
$C_8H_6O_5$	0,212875758	0,003920988	0,384587306	0,27470522	0,014273439
H_2SO_4	5,268675	0,097044457	0,173093875	0,12363848	0,784904948
Total	54,29135455	1			0,999490114

5. Menentukan Komponen LK-HK

Dipakai persamaan Shiras et.al(Teybal Pers 9.164)

$$DK = \left(\frac{\alpha_i - 1}{\alpha_{lk} - 1}\right)\left(\frac{x_{lk,d} \cdot D}{z_{lk,f} \cdot F}\right) + \left(\frac{\alpha_{lk} - \alpha_i}{\alpha_{lk} - 1}\right)\left(\frac{x_{hk,d} \cdot D}{z_{hk,f} \cdot F}\right)$$

$$F_1 = \left(\frac{\alpha_i - 1}{\alpha_{lk} - 1}\right)\left(\frac{x_{lk,d} \cdot D}{z_{lk,f} \cdot F}\right)$$

$$F_2 = \left(\frac{\alpha_{lk} - \alpha_i}{\alpha_{lk} - 1}\right)\left(\frac{x_{hk,d} \cdot D}{z_{hk,f} \cdot F}\right)$$

$$DK = F1 + F2 = \frac{xi,D}{xi,F}$$

Komponen LK dan Hk akan diantara nilai **-0,01 ≤ (xj,d*D/zj,f*F) ≤ 1,01**

LK = CH_3OH

HK = H_2O

Evsaluasi pendistribusian komponen persamaan *Hengstebeck & Geddes*

log(di/bi) = A + C log(alfa,i)

Komponen	Di	bi	log(di/bi)	Alfa	log(alfa)
CH_3OH	140,747384	7,40775705	1,278753601	3,62925394	0,559817357
H_2O	1,069860355	20,32734675	-1,278753601	1	0
A	-1,278753601				
C	4,568467143				

Komposisi di dan bi sama dengan pemisalan, jadi tidak perlu mengubah komposisi feed

Komponen	Fi	log(alfa)	di/bi	di	bi
CH_3OH	148,155141	0,559817357	19	140,747384	7,40775705
H_2O	21,3972071	0	0,05263158	1,069860355	20,32734675
$C_8H_8O_3$	20,442459	-1,924484485	8,4977E-11	1,73714E-09	20,442459
$C_7H_6O_3$	0,632241	-3,239289939	8,3687E-17	5,29102E-17	0,632241
$C_8H_8O_5$	0,212875758	-2,648255414	4,1955E-14	8,9311E-15	0,212875758
H_2SO_4	5,268675	-4,219892784	2,7721E-21	1,46052E-20	5,268675
Total	196,1085989			141,8172443	54,29135455

6. **Menghitung Rmin (dengan pers. Underwood)**

Minimum reflux ratio :

Karena umpan berada pada titik didihnya, maka q = 1

Persamaan Underwood

$$\Sigma \frac{\alpha_i . x_{i.d}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1$$

Nilai teta diperoleh dari : umpan dianggap cair jenuh, q = 1

$$\Sigma \frac{\alpha_i . x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$

$$\Sigma \frac{\alpha_i . x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 0$$

$$\Sigma \frac{\alpha_i . x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 0$$

Coulson hal. 421

Trial nilai sehingga θ sehingga persamaan diatas memenuhi.

Komponen	Xi,f	α_i	θ
CH_3OH	0,755474986	3,74E+00	1,239024482
H_2O	0,109108969	1	-0,238282533
$C_8H_8O_3$	0,104240503	0,010854964	-0,000781958
$C_7H_6O_3$	0,003223933	0,000445757	-9,8603E-07
$C_8H_8O_5$	0,001085499	0,002163784	-1,61347E-06
H_2SO_4	0,026866109	4,75734E-05	-8,7671E-07
Total	1		0,999956515

Komponen	Xi,d	$\alpha_i.x_{i,d}/(\alpha_i-\theta)$	$\alpha_i.x_{i,d}/(\alpha_i-\theta)$
CH_3OH	0,992456063	3,74E+00	1,63E+00
H_2O	0,007543937	1,00E+00	-1,65E-02

Rmin = 0,611212557

Rmin + 1 = 1,611212557

R = 0,9168

7. Penentuan Jumlah Plate Minimum

Jumlah stage minimum dihitung dengan persamaan fensker (11.58)

(Coulson,2003,vol.6,edisi 3, hal.524)

$$\frac{\log\left(\frac{x_{LK}}{X_{HK}}\right)D\left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}}\right)B}{\log aavg_{LK}}$$

Nmin + 1 =

Dengan,

Nmin = jumlah stage minium pada refluks total, termasuk reboiler

a_{avgLK} = relative volatility rata-rata LK

$$\frac{\log\left(\frac{0{,}9924}{0{,}0075}\right)D\left(\frac{0{,}374}{0{,}136}\right)B}{\log(3{,}7356)}$$

Nmin + 1 =

= 4,4683

Karena menggunakan konsesor total, maka:

Nmin = Nmin – 1

= 4,4683 – 1

= 3,4683

= 4

8. Efisiensi Plate Eo

Efisiensi plate didefinisikan dengan rumus :

$$\boxed{Eo = \frac{Nteoritis}{Nactual}}$$

Efisiensi plate diestimasikan dengan persamaan o'connell

E0 = 51 – 32,5.log(mavg.aavg)

Dengan, m_{avg} = *molar viscosity dari feed rata-rata, cp*

a_{avg} = *volatilitas relatif rata - rata light komponen*

viskositas cairan sebagai fungsi suhu dapat dicari dengan menggunakan persamaan :

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

Data dari buku yaws

T = 298,15 K

Komponen	A	B	C	D	Vis (Cp)
$C_7H_6O_3$	-9,931	1724,5	1,98E-02	-1,57E-05	1,27E+00
$C_8H_6O_5$	-47,1881	1,02E+04	7,40E-02	-4,06E-05	3,24E+03
CH_3OH	-9,0562	1,25E+03	2,24E-02	-2,35E-05	3,58E-01
H_2O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	4,68E-01
H_2SO_4	-18,7045	3,50E+03	3,31E-02	-1,17E-05	3,27E+01
$C_8H_7O_3$	-9,5757	1,69E+03	1,86E-02	-1,44E-05	1,27E+00

Efisiensi kolom distilasi (overall) dihitung dengan korelasi O'Connel yang dinyatakan dengan persamaan 11.67, Coulson,2003, vol. 6, edisi 3, hal 549:

$E_0 = 51 - 32{,}5.\log(m_{avg}.a_{avg})$

$= 66{,}78\ \%$

Sehingga jumlah plate actual dinyatakan dengan persamaan :

$$Nactual = \frac{Nteoritis}{Efisiensiplate}$$

$= 15{,}28$

Maka jumlah real stage **= 17 plate**

9. Menentukan Feed Location

Menggunakan persamaan Kirkbride : (Coulson, p.422)

$$\log\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = 0{,}206\log\left[\left(\frac{B}{D}\right)\left(\frac{x_{f,HK}}{x_{f,LK}}\right)\left(\frac{x_{b,LK}}{x_{d,HK}}\right)^2\right]$$

Jumlah stage termasuk reboiler (Nr + Ns) = 16,2751 = 17 plate

Log (N/Ns) = 0,2590

Nr/Ns = 1,8155

Nr + Ns = 16,2751

Ns = 5,7803

Nr =10,4947

Feed plate = berada di plate 5 dan 6 dari bawah

10. Plate Design

Perhitungan sifat fisis

a. Densitas pada suhu distilat : 298,15 k

Komponen	A	B	n	Tc	F, kmol/jam	X	ρL
CH_3OH	0,27197	0,27192	0,2331	512,58	125,7781	0,9959	812
H_2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	0,91768	0,004082	447,539
Total					126,6958	0,999982	

Fase Cair (data dari Yaws)

1) Flow Rate

Neraca massa pada feed stage :

F + L + V' = L + V

F + L – V = L' – V'

Flow rate = 7925,78 kg/hr

Liquid rate = 3709,86 kg/hr

Vapor rate = 7756,31 kg/hr

Karena feed masuk pada keadaan Tbp (cair jenuh), maka dapat diasumsikan :

L' = F + L = 11573,17

V' = V = 6943,90

2) Psycal Properties

Top : Bottom

ρv = 5,9117 kg/m^3 ρv = 5,0861 kg/m^3

ρL = 502,2447 kg/m^3 ρL = 369,0603 kg/m^3

3) Column Diameter

Liquid -vapor flow factor (Coulson, p. 460)

$$F_{LV,top} = \frac{L}{V}\sqrt{\frac{\rho_{v,top}}{\rho_{L,top}}}$$

F_{LV} top = 0,0519

$$F_{LV,bottom} = \frac{L'}{V'}\sqrt{\frac{\rho_{v,bottom}}{\rho_{L,bottom}}}$$

F_{LV}bottom = 0,1891

Asumsi tray spacing 0,3 m

Nilai k1 dari Fig 11.27

K1, top = 0,0329

K1, bottom = 0,0214

Flooding vapor velocity (Coulson,p. 459)

u_f top = 0,3012 m/s

u_f bottom = 0,1873 m/s

Design percent flooding at maximum flow rate = 0,85

u_v top = 0,2560 m/s

u_v bottom = 0,1592 m/s

Maximum volumetric vapor flow-rate

Top = 0,3645 m3/s

Bottom = 0,4236 m3/s

Net area required

Distilat = 1,4235 m^2

Bottom = 2,6609 m^2

As first trial take percent downcomer

Area = 0,12

Column cross-setioned area

Top = 1,6176 m^2

Bottom = 3,0237 m^2

Column diameter

Top = 1,4355 m

Bottom = 1,9626 m

Diambil diameter kolom Top, hal ini akan memperkecil nilai perforated area (Ap) pada rectifying section

4) Liquid Flow Pettern

Maximum volumetric liquid rate = 0,00813742 m^3/s

Dari fig. 11.28 (Coulson, p.460) maka alirannya adalah cross flow (single pass).

5) Provisional Plate Design

Column diameter Dc	=	1,4355 m
Column area Ac	=	3,0237 m^2
Downcomer area Ad	=	0,3628 m^2
Net area An	= Ac – Ad	2,6609 m^2
Active area Aa	= Ac – 2Ad	2,2980 m^2

Hole area Ah, diambil 10% dari Aa sebagai first trial = 0,2298 m^2

Weir length (Fig. 11.31 Coulson p. 464) untuk 12

(Ad/Ac) x 100 =

I_w/D_c = 0,76

I_w = 1,0910 m

Ambil weir height = 40 mm

Hole diameter = 5 mm

Plate thickness = 5 mm

6) Check Weeping

Maximum liquid rate 3,2148 kg/s

Dengan Francis weir formula dapat dihitung weir liquid crest (Coulson, p. 463) :

$$h_{ow} = 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L \, l_w} \right)^{2/3}$$

Max h_{ow} = 28,63 mm

Min h_{ow} = 17,36 mm

Pada minimum rate $h_w + h_{ow}$ = 57,36 mm

Fig. 11.30 (Coulson, p.462) : k2 = 21

Minimum design vapor velocity

$$\breve{u}_h = \frac{K_2 - 0,9(25,4 - d_h)}{\rho_v^{\frac{1}{2}}}$$ = 1,1706 m/s

Actual minimum vapor velocity = 1,2904 m/s

Actual uh,min < uh weeping point, maka akan terjadi weeping

Actual uh,min > uh weeping point, maka tidak akan terjadi weeping

7) Plate Pressure Drop

Plate pressure drop

Dry plate drop

Maximum vapor velocity throught holes

Uh = 1,8434 m/s

Fig. 11.34 (Coulson, p. 467) untuk plate thickness/hole diameter= 1 dan A_h/A_p $\approx A_h/A_a = 0,1$, maka :

$C_o = 0,725$ mm

Pressure drop through dry plate (Coulson 468)

$$h_d = 51\left(\frac{u_h}{C_o}\right)^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} =$$

= 4,24 mm

$$h_r = \frac{12,5x10^3}{\rho_L} =$$

= 31,64 mm

Total pressure drop (Coulson 468)

$$h_t = h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r =$$

= 104,52mm liq

Pressure drop per plate = 104,52 mm liq

$$\Delta P\,(psi) = h_t\left(\frac{\rho_{Hg}}{\rho_l}\right)\left(\frac{14,7}{760}\right)$$ Coulson hal 467

ΔPt = total plate pressure drop, pa

ht = total plate pressure drop, mm liquid

Pa = 0,0696 psi

8) Downcomer Liquid Back-up

Downcomer pressure loss

Ambil hap = hw – 5 = 35 mm

Area under apron, $A_{ap} = h_{ap}.l_w = 0,0382\ m^2$

A_d = 0,3628 m2

Karena $A_{ap} < A_d$ maka Aap digunakan dalam persamaan :

$$h_{dc} = 166 \left(\frac{L_{wd}}{\rho_L A_m} \right)^2 =$$

= 7,54 mm

Back-up in downcomer =

hb = ht + (hw + how) + hdc

= 180,69 mm = 0,18 m

Nilai ini masih lebih kecil dari tray spacing, artinya tray spacing 0,45 m dapat dipakai

9) Check Entrainment

Actual percentage flooding for design area

U_v = 0,85 m/s

Percent flooding = 0,008

Dari Fig 11.29 didapat ψ = 0,008, ψ<0,1 maka tidak terjadi entrainment

10) Plate Specification

Plate no	= 17
Plate ID	= 1,3791 m
Hole size	= 5mm
Hole pitch	= 14,25 mm
Total no. holes	= -
Active hole	= 7158,276
Blanking area	=
Turn down	= 0,6
Plate material	= stainless stell
Downcomer material	= stainless stell

Plate spacing = 0,3 m

Plate thickness = 5 mm

Plate pressure drop = 104,92 mm liq

Jumlah hole $= \dfrac{Ah}{Luas \quad Penampang \quad Hole}$ = 9123,3965w m^2

Mechanical Design :

1. Spesifikasi Menara

   Tinggi = 9,3383 m

   Diameter = 1,2664

2. Penentuan Kondisi Design, Berdasarkan Drownell
   a. Bahan : Stainless Stell 167 (type 304) grade 3
   b. Suhu Design : 268,987 C
   c. Tekanan Design : 7.056 psig

3. Tebal Shell

   Dat perhitungan :

   P operasi = 1,40 atm

   P design = 7,056 psig

   Material Stainless Steel SA 167 type 304 grade 3 (alasan pemilihan material : dikarenakan campuran yang bersifat korosif

   F = 18750 psi

   c = 0,1575 in

   $$e = \frac{P_i D_i}{2Jf - P_i} + C$$

   = 0,1673 in

   Standar tebal plate = 0,1875 in

4. Tebal Head

Dipilih jenis torisperical head (Rc = Di, Rk = 0,06Rc)

$$C_s = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{R_c/R_k}\right)$$

= 1,77

$$e = \frac{P_i R_c C_s}{2Jf + P_i(C_s - 0{,}2)}$$

= 0,5272 mm

$$t_h = \frac{0{,}885 P . r_c}{f . \varepsilon - 0{,}1 . P} + c$$

= 0,1782 in

Ditambah dengan corrosion factor :

= 2,5272 mm = 0,0994 in

Tebal standar head = 0,1875 in

Tebal head = 0,3244 mm

5. Tinggi Head (hH)

OA = th + b + sf OA = 0,2762 m

6. Tinggi Tangki

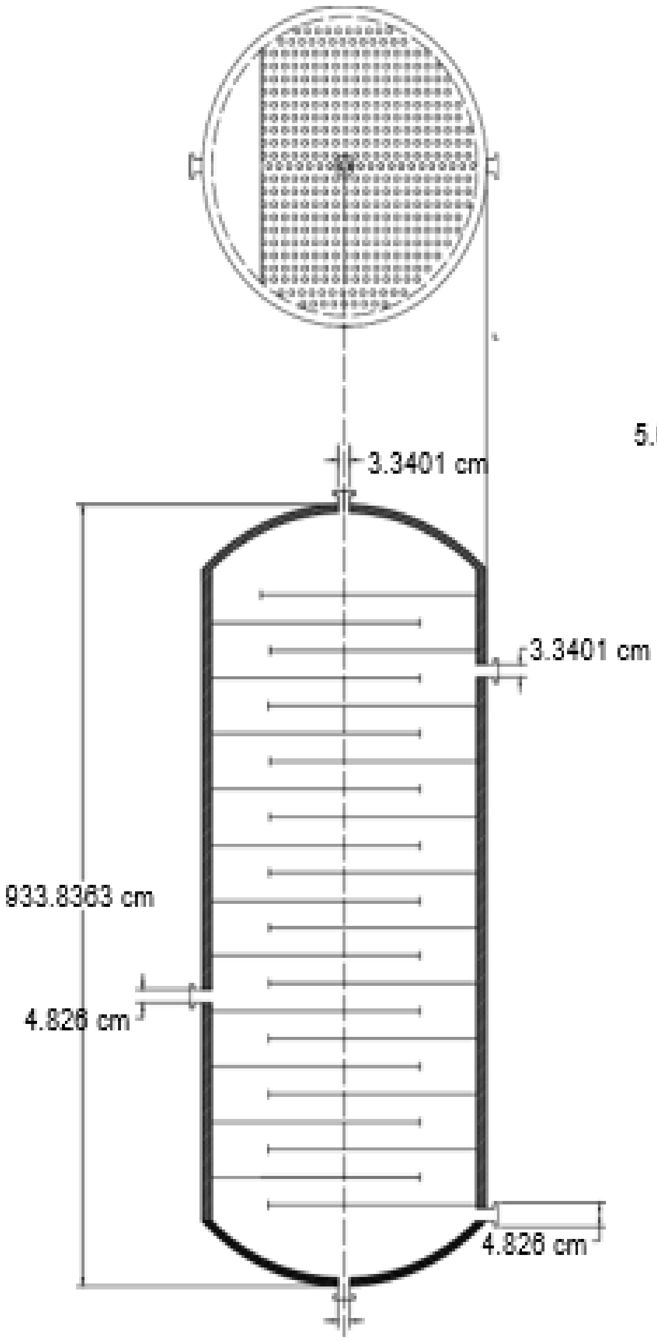
Panjang kolom = stage spacing + feed spacing + totak tebal plate + 1,22 + 1,83

= 11,5 + 1 + 0,15 + 1,22 + 1,83 + 2, OA

Hv = 10,6650 m

H total = 11,2174 m

Gambar tampak depan terbelah



Gambar tampak samping