REAKTOR

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara Benzyl klorida, Natrium Karbonat dan Air.

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB).

Kondisi Operasi = - Reaktor eksotermis
- Fase cair
- Suhu = 100 °C = 631,67 °R
- Tekanan = 1 atm
- Proses kontinyu.

Bahan Reaktor = *Stainless Steel*

1. Menghitung kecepatan volumetris umpan

Tabel L.1. Kecepatan volumetris umpan

KOMPONEN	MASSA (KG/JAM)	MASSA (KMOL/JAM)	DENSITAS (Kg/m3)	Fv (m3/jam)
C6H5CH2CL	1,069.8647	8.4517	1097	0.975264084
Na2CO3	447.9047	4.225874838	2530	0.177037431
H2O	671.85705	37.29431307	1027	0.654193817
C6H5CH2OH	3.1407	0.029042907	1041	0.003017003
C6H5CH3	3.1407	0.053739541	865	0.003630867
Jumlah	2,195.9079	50.0547		1.813143202

Jadi kecepatan volumetris umpan = 1,8131 m3/jam

2. Menghitung konsentrasi umpan

Konsentrasi Benzyl klorida (C_{Ao}) :

$$C_{Ao} = \frac{F_{AO}}{v_o} = \frac{Massa/BM}{v_o} = \frac{(1.069,8647 kg/jam)/(126,586 kg/kgmol)}{1,8131 m^3/jam}$$

= 4.6615 kmol/m3

$$CB0 = \frac{F_{b0}}{v_0} = \frac{Massa/BM}{v_0} = \frac{(447,9047 kg/jam)/(105,991 kg/kgmol)}{1,8131 m^3/jam}$$

= 2.3307 kmol/m3

$$M = \frac{C_{B0}}{C_{A0}} = \frac{2,3307}{4,6615} = 0,5$$

CA = CA0*(1-XA) = 4,6615 kmol/m3 * (1-0.72)

= 1,3052 kmol/m3

CB = CA0*(M-b/a*XA) = 4.6615 kmol/m3*(0.5-1/2*0.72)

= 0,6526 kmol/m3

3. Menentukan harga konstanta kecepatan reaksi (k)

Persamaan Arhaenius

$k = A \exp^{-(E/RT)}$

Dengan :

A = Frekuensi tumbukan

E = Energi aktivasi

RT = Tetapan gas

= 1,987 Kkal/kmol K = 8,314 J/mol K = 8.314 Kg m^2/dt^2mol K

Bilangan Avogadro = 6,02e = 23 molekul/mol

Frekuensi tumbukan dihitung dengan persamaan 2.34 JM. Smith

$$A = GAB^2\ [8\pi\ Rg\ T\ \frac{MA + MB}{MA * MB}]\text{\^{}}0.5$$

Dengan :

T = 100 °C = 373,15 °K

GAB = collision diameter = (GA + GB)/2

G Natrium karbonat GA = 1,3423 nm = 13,432 e^{-10} m

G Benzyl klorida GB = 0,6525 nm = 6,5250 e^{-10} m

MA = Berat molekul Natrium karbonate = 105,991

MB = Berat molekul Benzyl klorida = 126,585

$$GAB = [\frac{13{,}432e^{-10} + 6{,}5250e^{-10}}{2}]$$

$= 9{,}9785 \times 10^{-10}$ m

$GAB^2 = (9{,}9785 \times 10^{-10})^2$

$= 9{,}9570 \times 10^{-19}\ m^2$

$$A = 9{,}9570 \times 10^{-19}\ m^2 \left[8 * 3{,}14\left[\frac{8.314 kgm^2}{dt^2 kmolK}\right] * 373{,}15^0 K\left[\frac{105{,}991 + 126{,}585}{105{,}991.126{,}585}\right]\right]^{0,5}$$

$A = 1{,}1573 \times 10^{-15}\ m^3/moledt$

$$A = 1{,}1573 \times 10^{-15}\ m^3/moledt\ \frac{6{,}02e^{23} molekul}{Mol}\frac{1000 mol}{kmol}\frac{3600 dt}{J}$$

$A = 2{,}5081 \times 10^{15}\ M^3/Kmol.jam$

Energi aktivasi dihitung berdasarkan pendekatan menggunakan :

- Energi ikatan

  Untuk reaksi yang ekonomis, energi aktivasi merupakan 28% dari energi ikatan senyawa (Charles G.Hill & HF Howard Vol. 1)

Dari Lange's Hand Book of Chemistry

Energi ikatan untuk C-Cl = 77,5 kkal/mol

Energi ikatan untuk Na-Na = 17,3 kkal/mol

Energi Aktivasi = 0,28 .(77,5+17,3)

= 26,544 kkal/mol x 1000/kmol

= 26.544 kkal/mol

Maka –rA = k. CA. CB

Persamaan Arhenius :

$K = 2{,}5081 \times 10^{15} \exp(-26.544/Rt)\ m^3/Kmol.jam$

Dengan :

R = 1,987 kkal/kmol K

T = Kelvin

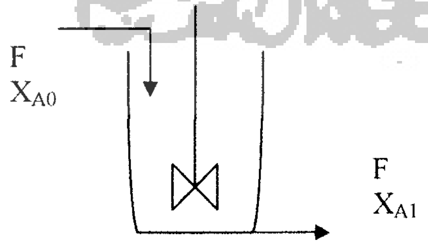
Jika T = 100 °C = 273,15 °K

$K = 2{,}5081 \times 10^{15} \exp(-26544/1{,}987 x\ 373{,}15\ °K)\ m^3/Kmol.jam$

$= 0{,}7003\ m^3/j.Kmol$

4. Menghitung Lama waktu tinggal reaktor

a. Menggunakan 1 RATB



Gambar L.1. Satu RATB

$$V = \frac{F_A * X_{A1}}{-r_A} = \frac{F_v * C_{A0} * X_A}{kC_A C_B} =$$

Diketahui : Fv = 1,8131 m3/jam

X_{A1} = 0,72

k = 0.7003 m3 /j kmol

$$V = \frac{1{,}8131 m3/jam * 4{,}6615 kmol/m3 * 0{,}72}{0{,}7003 m3/jkmol * 1.3052 kmol/m3 * 0.6526 kmol/m3}$$

V = 10,2019 m3 = 2.695,3345 gallons

Waktu Tinggal : $\theta = \frac{V}{v_o}$

$$\theta = \frac{10.201{,}8716 ltr}{1{,}8131 m3/jam}$$

θ = 5,6266 jam

5. M enentukan Harga Total Reaktor

5.1 Menentukan indeks harga reaktor tahun pendirian pabrik

Indeks harga reaktor didasarkan pada indeks *Marshall and Stevens Process Industry* yang disajikan dalam tabel berikut:

Tabel L.2. Harga indeks Aries – Newton

Tahun	indeks
1943	101
1944	103
1945	104

1946	123
1947	149
1948	162
1949	161
1950	167
1951	178
1952	179
1953	181
1954	184

Untuk menentukan indeks tahun 2010 digunakan metode regresi linear, sebagai berikut:

Tabel 1.3. Perhitungan harga reaktor

X	Y	X*Y	X^2
1943	101	196243	3775249
1944	103	200232	3779136
1945	104	202280	3783025
1946	123	239358	3786916
1947	149	290103	3790809
1948	162	315576	3794704
1949	161	313789	3798601
1950	167	325650	3802500

1951	178	347278	3806401
1952	179	349408	3810304
1953	181	353493	3814209
1954	184	359536	3818116
23382	**1792**	**3492946**	**45559970**

Y = AX + B, dimana:

Y = Indeks

X = tahun

$A = (\sum X \sum Y - n\sum XY) / ((\sum X)^2 - n\sum X^2)$

$B = (\sum Y - A\sum X) / n$

n = jumlah data = 12

maka diperoleh:

$$A = \frac{(23382x1792)-(12x3492946)}{23382^2-(12x45559970)}$$

= 8,6294

$$B = \frac{1792-(8,6294x23382)}{12}$$

= -16664,9953

Asumsi pabrik mulai didirikan tahun 2010, maka:

Y = 8,6294 (2010) + (-16664,9953) = 680.039627

Dengan metode ini diperoleh indeks tahun 2010 adalah 680,0396. Diambil harga indeks tahun 2010 adalah 680 untuk memudahkan perhitungan.

5.2 Menentukan harga reaktor

Harga reaktor ditentukan dengan metode "*Six-tenths Factor*" mengikuti persamaan Aries-Newton halaman 15 sebagai berikut:

$$E_b = E_a \left(\frac{C_b}{C_a}\right)^{0,6}$$

E_b = harga alat b

E_a = harga alat a

C_b = kapasitas alat b

C_a = kapasitas alat a

Kondisi operasi = 1 atm = 14,7 lb/in^2

Bahan konstruksi reaktor adalah *Stainless steel*

Didapat basis harga reaktor pada volum/kapasitas 100 gallons = US$ 3200, sesuai dengan gambar 42 halaman 62 Aries-Newton.

Harga reaktor dengan kapasitas 100 gallon pada 2010 ditentukan dengan rumus mengikuti persamaan Aries-Newton halaman 16 berikut:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

E_x = harga alat tahun x

E_y = harga alat tahun y

N_x = nilai indeks tahun x

N_y = nilai indeks tahun y

Maka harga reaktor dengan kapasitas 100 gallon pada 2010 adalah:

$$E_{2010} = \text{US\$ } 3.200 \frac{680}{184} = US\$11826{,}0870$$

Perhitungan harga reaktor :

1 RATB :

$$E_b = \text{US \$ } 11.826{,}0870 \left(\frac{2.695{,}3345\, gallons}{100\, gallons} \right)^{0,6}$$

$= \text{US \$ } 85.351{,}0114$

6 Menghitung Neraca Massa dan Panas Reaktor

➤ **Neraca Massa Reaktor**

Tabel L.4. Neraca massa di reaktor - 01 dengan konversi $X_{A1} = 0{,}72$

Arus masuk		Arus keluar	
Komponen	**Jumlah, kg/jam**	**Komponen**	**Jumlah, kg/jam**
$C_6H_5CH_2Cl$	1069,8647	C6H5CH2CL	299,5621
Na_2CO_3	447,9047	NA2CO3	125,4133
H_2O	152,2583	H_2O	97,4453
$C_6H_5CH_2OH$	152,2583	C6H5CH2OH	661,2007
NaCl	0,0000	NACL	355,648
$C_6H_5CH_3$	3,1407	C6H5CH3	3,1407
CO_2	0,0000	CO2	133,9061
Total	**1.676,3091**		**1.676,3091**

➤ **Neraca Panas Reaktor**

Suhu referensi = T_R = 25 °C = 298,15 K

Suhu reaksi = T = 100 °C = 373,15 K

a. Panas umpan masuk reaktor (ΔH_1)

$\Delta H_1 = (\Sigma m_i Cp_i)*(T_R - T)$

Tabel L.5. Data perhitungan panas umpan masuk reaktor

Komponen	Massa,Kg/Jam	Cp,Kkal/Kg.C	M*Cp	ΔH_1
$C_6H_5CH_2Cl$	1069,8647	0,3775	403,8820	-30.291,1496
Na_2CO_3	447,9047	0,0734	32,8580	-2.464,3496
H_2O	617,8571	1,0022	673,3116	-50.498,3696
$C_6H_5CH_2OH$	3,1407	0,5211	1,6365	-122,7353
$C_6H_5CH_3$	3,1407	0,4444	1,3958	-104,6886
total	2.195,9079			-83.481,2927

ΔH_1 = -83.481,2927 Kj/jam

b. Panas umpan keluar reaktor (ΔH_2)

$\Delta H_2 = (\Sigma m_i Cp_i)*(T - T_R)$

Tabel L.6. Data perhitungan panas umpan keluar reaktor

Komponen	Massa,Kg/Jam	Cp,Kkal/Kg.C	M*Cp	ΔH2
$C_6H_5CH_2Cl$	299,5621	0,3775	113,0870	3.201,8383
Na_2CO_3	125,4133	0,0734	9,2002	50,6193
H_2O	617,0441	1,0022	618,3799	46.478,9007
$C_6H_5CH_2OH$	661,2007	0,5211	344,5205	13.463,5026
$C_6H_5CH_3$	3,1407	0,4444	1,3958	46,5276
NaCl	355,6408	0,3429	121,9429	3.135,9058
CO_2	133,9061	1,4051	188,1551	19.828,6438
total	2.195,9078			86.205,9381

ΔH_2 = 86.205,9381 Kj/jam

c. Panas reaksi (ΔHr) pada T = 298 ° K

Komponen	ΔHf (Kkal/KgMol)
Benzyl klorida	4.469,4202
Natrium karbonat	-275.900,000
Air	-57.752,9628
Benzyl alkohol	-23.980,1384
Toluene	11.942,3000
Natrium klorida	-105.378,8552
Karbon Dioksida	-93.985,9010
	-27.983,7658

Dengan menggunakan data-data ΔHf masing-masing komponen diperoleh :

ΔHr ° = -27.983,7658 Kcal/Kgmol

Benzyl klorida yang bereaksi = 6,0853 Kgmol

ΔH298 = ΔHr ° x Kmol Benzyl klorida yang bereaksi

= -27.983,7658 Kcal/Kgmol x 6,0853

= -170.288,4825 Kcal/jam

ΔHR = ΔH1 + ΔH298 + ΔH2

= -167.563,8371 Kcal/jam

= -664.935,8615 Btu/jam

Tabel L.7. Neraca panas reaktor

Input (Kj/jam)		**Output (Kj/jam)**	
Panas umpan masuk	83.481,2927	Panas umpan keluar	86.205,9381
Panas reaksi	170.288,4825	Panas yang diserap	167.563,8371
Total	253.769,7752	Total	253.769,7752

7. DIMENSI REAKTOR

7.1 Perancangan Vessel Reaktor

Reaktor berupa *vessel* yang terdiri dari silinder dengan tutup dan dasar berbentuk torispherical.

7.1.1 Menghitung diameter dan tinggi reaktor

Dari perhitungan diketahui volume reaktor = 10.201,8716 L = 10,2019 m^3

Over design untuk *continuous reactor* mengikuti ketetapan Peters & Timmerhaus tabel 3-1 halaman 82 sebesar 20% dari kapasitas reaktor.

Maka, volume reaktor = 12.242,2459 L

= 12,2422 m^3

Dirancang,

$H = 3/2\ D$

$$V = \frac{\pi}{4}.D^2.H$$

$D = \sqrt[3]{8V/3\pi}$ = 2,1826 m

= 85,9277 in

Maka, H = 3,2738 m

= 128,8915 in

Luas penampang shell = A = = 4,0681 m^2

Tinggi cairan dalam shell = H_L=V/A = 2,4568 m

= 96,7248 in

7.1.2 Menghitung Tebal Dinding Reaktor (Shell)

Reaktor terdiri atas dinding (*shell*), tutup atas dan tutup bawah (*head*) yang berbentuk torispherical. Penentuan tebal *shell* mengikuti persamaan 13-4 Brownell & Young halaman 254, sebagai berikut :

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

dimana: ts = tebal *shell*, in

E = efisiensi pengelasan

f = *maximum allowable stress* bahan yang digunakan, lb/in^3

ri = jari-jari dalam shell, in

C = faktor korosi, in

P = tekanan design, Psia

Bahan konstruksi *Stainless steel*

f = 18.750 lb/in^3

E = 65 %

ri = 42,9638 in

C = 0,000433 in

Dimana tekanan disain sebagai berikut :

p_{design} = 1,2 x $p_{operasi}$

P operasi = P hidrostatis + P reaksi

P_{reaksi} = 1 atm = 14,6959 lb/in^2

$P_{hidrostatis} = H_{cairan} \times \rho_{cairan} \times g/g_c$

$H_{cairan} = 96{,}7248$ in

ρ cairan = 0,0494 lb / in^3, maka:

$P_{hidrostatik} = 96{,}7248 \text{ in} \times 0{,}0494 \text{ lb/in}^3 \times 1$

$= 4{,}7782 \text{ lb/in}^2$

P operasi = $4{,}7782 \text{ lb/in}^2 + 14{,}6959 \text{ lb/in}^2$

P operasi = $19{,}4741 \text{lb/in}^2$

Maka P design adalah :

P design = $1{,}2 \times 19{,}4741 \text{lb/in}^2$

P design = $23{,}3689 \text{ lb/in}^2$

$$\text{Tebal Shell} = ts = \frac{P.ri}{f.E - 0{,}6P} + C$$

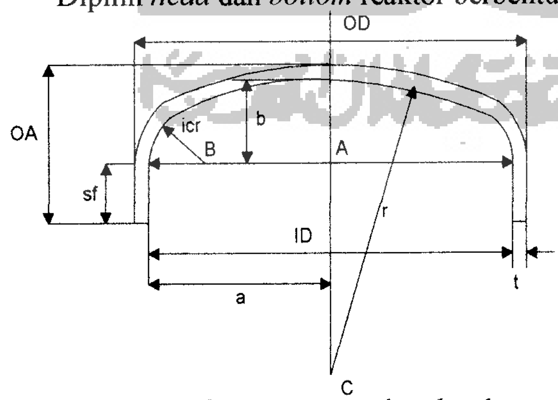
$$ts = \frac{23{,}3689 \times 42{,}9638}{(17{,}8564 \times 0{,}65) - (0{,}6 \times 23{,}3689)} + 0{,}000433$$

$$= 0{,}0628 \text{ in}$$

Jadi tebal *shell* = 0,0628 in, maka diambil standar 3/16 in.

7.1.3 Menghitung tebal head dan bottom reaktor

Dipilih *head* dan *bottom* reaktor berbentuk *torispherical head.*



Gambar L.2. Penampang *head* reaktor

Keterangan :

ID = diameter dalam *head*

OD = diameter luar *head*

T = tebal *head*

r = jari – jari *dish*

Icr = jari–jari dalam sudut *dish*

a = jari – jari *head*

b = tinggi *head*

Sf = *straight flange*

a. Tebal *Head* :

Penentuan tebal head mengikuti persamaan 13.12 Brownell & Young halaman 258 sebagai berikut :

$$t = \frac{0.885 \quad p \; r}{f \; E \; - 0,1 \quad p} + c$$

$$th = \frac{0,885x23,3689x42,9638}{(18.750x0,65) - (0,1x23,3698)} + 0,000433$$

th = 0.0627 in

Tebal head = 0.0627 in, maka diambil standar = 3/16 in

b. Tinggi Head :

OD= ID + (2 x tebal head)

= 89,625 in + (2 x 0,0555 in)

= 89,7359 in

= 2,2792 m

Untuk nilai OD diambil pendekatan dengan nilai sebesar 90 in

Dari tabel 5.7, Brownell, hal. 91 didapat dimensi *flanged and standard dished head,* untuk nilai OD = 90 in diperoleh:

t head = 3/16 in = 0,1875 in

icr = 5,5 in

r = 90 in

sf = 1 ½ - 3 ½ in, (Brownell & Young, table 5.8, hal. 93), diambil 2 in.

Dari fig. 5.8, Brownell, hal. 87 didapat persamaan berikut :

$$a = \frac{ID}{2}$$

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

$$AB = \frac{ID}{2} - (icr)$$

$$BC = r - (icr)$$

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

$$OA = th + b + sf$$

Maka :

a = 44,8125 in = 1,1382 m

AB = 39,3125 in = 0,9985 m

BC = 84,5 in = 2,1463 m

AC = 74,7982 in = 1,8999 m

b = 15,2018 in = 0,3861 m

OA = 17,2634 in = 0,4383 m

7.1.4 Menghitung Volume dan Tinggi Total Reaktor

Volume *head* mengikuti ketentuan Brownell & Young pada persamaan 5.11 halaman 88 :

a. Volume head / bottom = 0,000049 D^3

Maka, volume head = 0,0006 m^3

= 35,2763 in^3

b. Volume pada sf

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot sf$$

V_{sf} = $(3{,}14/4)x[89{,}625]^2 x\, 2$

= 12.611,2458 in^3

= 0,2067 m^3

c. Volume total sebuah head

$V_{thead} = V_{head} + V_{sf}$

V_{thead} = 35,2763 in^3 +12.611,2458 in^3

V_{thead} = 12646,5221 in^3

d. Volume total reaktor

$V_{shell} = V_{tot} - (2 \times V_{thead})$

V_{shell} = 747.067.635 in^3- (2 x 12.646.5221 in^3)

= 721.774,5907 in^3

= 11,8277 m^3

e. Tinggi Total Reaktor

H total = H shell + (2 x H head)

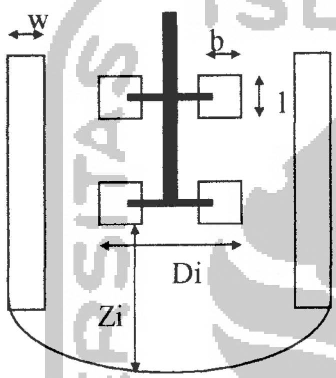
H total = 86,7468 + (2 x 17,2634)

= 148,9591 in

= 3,7836 m

Perancangan Pengaduk

Dimensi pengaduk



Gambar L.3. Penampang pengaduk RATB

Jenis pengaduk yang digunakan adalah turbin dengan 6 sudu (*six blade turbine*)

Keterangan :

ID = diameter dalam tangki

Di = diameter pengaduk

l = panjang sudu pengaduk

b = lebar sudu

Zi = jarak pengaduk dari dasar

w = lebar baffle

Viskositas campuran = 0,0003 pa.s

Pengaduk yang digunakan adalah bertipe turbin jenis *six blade*.

Dari Brown, hal. 507 didapat data sebagai berikut:

Dt/Di = 3

Zi/Di = 0,75 – 1,3 dipilih 1

Zt/Di = 2,7 – 3,9 dipilih 3,9

b / Di = 0,25

Jumlah baffle = 4

W/Di = 0,17

Dimana:

Dt = diameter reaktor

Di = diameter pengaduk

Zi = jarak pengaduk dengan dasar reaktor

Zt = tinggi cairan

W = lebar baffle

a. Diameter Pengaduk

Diketahui dari perhitungan sebelumnya inside diameter (Dt) = 2,2765 m

Di = 1/3 x Dt = 0,7588 m

b. Tinggi cairan dalam reaktor setelah dimasukan pengaduk

Zl = 3,9 x Di = 3,9 x 0,7588 m

= 2,9594 m

c. Jarak pengaduk dari dasar tangki

Zi = 3/4 x Di = 0,5691 m

d. Lebar *baffle*

ω = 0,17 x Di = 0,3870 m

e. Lebar sudu

L = Di/5 = 0,1518 m

f. Panjang blade / sudu

P= Di/4 = 0,1897 m

7.2.2 Kecepatan Rotasi Pengaduk

Penentuan kecepatan rotasi pengaduk mengikuti persamaan 8.8 Rase, halaman 345 sebagai berikut :

$$\frac{WELH}{2Di} = \left(\frac{\pi \cdot Di \cdot N}{600}\right)^2$$

$$N = \frac{600 \ fpm}{\pi \cdot Di}\sqrt{\frac{WELH}{2Di}}$$

$$WELH = \left(\frac{\rho_{campuran}}{\rho_{air}}\right) \times H_{cairan}$$

dimana: WELH = *water equivalen liquid height*

Di = diameter pengaduk = 0,7588 m

N = kecepatan putaran pengaduk, rpm

$\rho_{campuran}$ = densitas campuran = 1.100,1430 Kg/m^3

ρ_{air} = densitas air

H_{cairan} = tinggi cairan = 1,6250 m

Maka:

WELH = 3,2258 m

600/πDi = 76,7529 ft

$(WELH/2Di)^{0,5}$ = 1,4646 ft

Sehingga, kecepatan putar pengaduk, N = 112,4160 rpm

= 1,8736 rps

= 6744,9600 rph

7.2.3 Daya / *Power* Pengaduk

Penentuan daya pengaduk mengikuti persamaan pada gambar 12-40, Peters & Timmerhaus, hal. 541 dan persamaan 12-42a hal 542 sebagai berikut :

$$NRe = \frac{N.Di^2.\rho}{\mu}$$

Dimana: N = kecepatan putaran pengaduk = 1,8736 rps

Di = diameter pengaduk = 0,7588 m

ρ = densitas campuran = 1.100,1430 kg/ m^3

μ = viskositas campuran = 0,0003 Kg/ms

Maka, Nre = 30305,6586

dengan menggunakan kurva 3, p.348 diperoleh Np = 3

Np = Pa/(ρ*N^3*DT^5)

Pa = Np*ρ*Dt^5*N^3

Keterangan :

P = power pengaduk, Hp

ρ = densitas campuran, g/cm^3

N = kecepatan putaran pengaduk, rps

D = diameter pengaduk, cm

$P = 3 \times (75{,}8825)^3 \times (1{,}8736)^5 \times 1.1001$

$= 7{,}3239$ Hp

Asumsi: efisiensi motor 80%, maka:

P = 9,1549 Hp

Diambil daya standar = 10 Hp (Nema standar)

7.3. Perancangan koil pendingin

Media pendingin yang digunakan adalah air.

Dari neraca panas diketahui panas yang harus dibuang adalah:

Q = 167.563,84 Kcal/jam

7.3.1 Menentukan kebutuhan air pendingin (m)

Q = 167.563,84 Kcal/jam

$T_1 = 30\ ^oC$ $\quad \Delta T = 20\ ^oC$

$T_2 = 50\ ^oC$

Cp = 75,4438 joule/mol K = 75,4438 kjoule/kmol K

= 1,0009 kcal/kg C

$m = Q/(Cp^*(T_2 - T_1))$

m = 8.370,527 Kg/jam

= 18.453,85 lb/jam

7.3.2 Dimensi koil

kecepatan alir pendingin = m = 8.370,527 Kg/jam

densitas pendingin = 1.022,875 Kg/m^3

maka, $Q_V = m/\rho = 8{,}1833$ m^3/jam

= 0,0023 m^3/dtk

kecepatan linier pendingin dalam pipa mengikuti ketentuan dari R.K Sinnot yakni V = 2,83 m/dtk.

maka, $A = Q_V/V = 0{,}000803\ m^2$

$= 0{,}0086\ ft^2$

$G = m/A = 2.134.400$ lb/jam ft^2

Jadi, diameter pipa koil:

$D = (4A/\pi)^{1/2} = 0{,}0320$ m

= 1,2594 in

= 0,1049 ft

Dipilih diameter pipa koil standar = 1,28 in yang diambil dari tabel 10 Kern halaman 843.

dari tabel yang sama, diperoleh:

BWG = 12

OD = 1,5 in = 0,125 ft

ID = 1,28 in = 0,1067 ft

A' = 1,29 in^2 = 0,0090 ft^2

a' = 0,3356 ft^2/ft

a" = 0,3925 ft^2/ft

7.3.3 Menghitung koefisien perpindahan panas

$ho = (0{,}87\ K/Di)(L^2 N\rho/\mu_c)^{2/3}(Cp.\ \mu_c/K)^{1/3}(\mu_c/\ \mu_w)^{0{,}14}$

dengan, ho = koefisien perpindahan panas cairan, Btu/ft^2 J F

Di = diameter dalam tangki = 2,2765 m = 7,4688 ft

K = konduktivitas panas cairan = 26 Btu/jam ft F

L = diameter pengaduk = 0,7588 m = 2,4896 ft

ρ = densitas cairan = 1.100,143 kg/m^3 = 68,6819 lb/ft^3

Cp = kapasitas panas cairan = 0,1178 Btu/lb F

μ_c = viskositas cairan = 0,5162 cp = 1,2491 lb/ft jam

μ_w = viskositas air = 0,8150 cp = 1,9724 lb/ft jam

N = kecepatan putar pengaduk = 6.744,96 rph

Maka, ho = 8.818,177 Btu/J ft^2

7.3.4 Menghitung koefisien perpindahan panas pipa

hi = JH K/D $(Cp\ \mu_c/K)^{1/3}(\mu_c/\ \mu_w)^{0,14}$

menentukan JH,

Re = $L^2\ N\ \rho\ /\ \mu_c$ = 69.261,01

JH = 130 Btu/jam ft^2 F (Kern. Fig 22)

K = konduktivitas panas air = 26 Btu/J ft^2

D = diameter dalam pipa = 2,2765 m = 7,4688 ft

Cp= kapasitas panas air = 0,1178 Btu/lb F

$(\mu_c/\ \mu_w)^{0,14}$ = 1 untuk air

Jadi, hi = 75,651 Btu/jam ft^2

7.3.5 Menghitung luas perpindahan panas dan jumlah lilitan koil

hio = hi (ID/OD) = 64,5555 Btu/jam ft^2 F

Uc = (ho x hio)/(ho + hio) = 64,0863 Btu/J ft^2 F

Rd = 0,003 (Kern, tabel 12)

hd = 1/Rd = 333,3333

Ud = (Uc x hd)/(Uc + hd) = 53,7520 Btu/J ft^2 F

LMTD

$$LMTD = \frac{(T1 - t2) - (T2 - t1)}{\ln\left(\frac{T1 - t2}{T2 - t1}\right)}$$

t_1 = suhu air masuk = 30 °C = 86°F

t_2 = suhu air keluar = 50 °C = 122 °F

T_1 = suhu umpan reaktor = 100 °C = 212 °F

T_2 = suhu produk reaktor = 100 °C = 212 °F

maka LMTD = 106,9925 °F

maka luas perpindahan panas, A0 = Q/(Ud LMTD) = 29,1362 ft^2

Menentukan ukuran koil

A' = At*π*Dc = 7,3639 ft^2

Jumlah lilitan N

Nt = A0 / A'

= 3,9566 lilitan ≈ 4 lilitan

Panjang koil total

L = A0/At

= 74,2323 ft

= 22,6260 m

7.3.6 Menghitung tinggi koil

tinggi tumpukan koil tanpa jarak (Hc)

Hc = OD*Nt = 0,5 ft = 0,1524 m

diambil jarak antar koil = 0,5 in = 0,0127 m tinggi koil = H = H min + ((Nt-1)*X)

= 0,1905 m

Tinggi lilitan < Tinggi cairan di reaktor

7.3.7 Menetukan tinggi cairan dalam reaktor setelah dimasukkan koil (Zc)

Cairan dalam reaktor akan naik karena adanya koil

Tinggi cairan dalam reaktor = (V cairan dalam reaktor + V koil)/ A shell

V cairan dalam shell = 6,6108 m3

V koil = $(\pi/4)* OD^2 * L$ pipa koil = 0,0258 m^3

A shell = $\pi/4*Dt^2$ = 43,7890 ft^2

= 4,0680 m^2

Maka, Zc = 1,6314 m

7.3.8 Menetukan jarak dasar tangki ke bagian bawah koil (S)

S = (Zc – tinggi koil)/2 = 0,7205 m

7.3.9 Jarak koil ke diding reaktor (Jc)

Jc = (ID reaktor – tebal baffle – D koil) / 2 = 0,9285 m

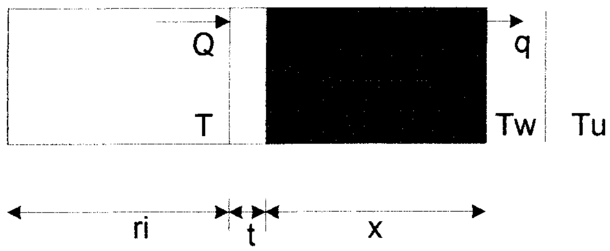
4.3.10 Jarak sudu pengaduk ke koil (Jb)

Jb = (D koil – D pengaduk)/2 = 0,5312 m

7.4. ISOLATOR

Asumsi yang digunakan:

- keadaan ajeg (tidak ada akumulasi panas)
- sifat bahan tetap terhadap suhu
- suhu udara lingkungan = 40 °C = 95 °F



Keterangan:

T = Suhu dinding dalam reaktor

Tw = Suhu dinding luar isolasi = 40 °C = 104 °F

ri = jari-jari dalam reaktor

t = Tebal dinding reaktor

x = Tebal isolasi

Bahan isolasi yang digunakan adalah asbestos

Suhu dinding dalam reaktor dianggap sama seperti suhu cairan dalam reaktor

= 100 °C = 212 °F

Suhu udara lingkungan, Tu = 30°C = 86°F

Diameter dalam Reaktor, ID = 89,625 in

= 2,2765 m

= 7,4688 ft

Diameter luar Reaktor, OD = 90 in

= 2,286 m

= 7,5 ft

Tebal dinding reaktor = 0,1875 in

Suhu lapisan film udara :

$$\mathbf{Tf = \frac{(Tw + Tu)}{2}}$$

= 95 °F

Sifat-sifat fisis uadara pada suhu 95 °F

ρf = 0,0717 lb/ft^2

μf = 0,0447 lb/ft.h

kf = 0,0154 Btu/h.ft F

Cpf = 0,24 Btu/lb.F

Konduktifitas panas pada suhu 100 °C

Asbestos, Kas = 0,111 Btu/h ft F

Steel, Ks = 26 Btu/h ft F

Dianggap reaktor berbentuk plat vertical

Syarat,

$$\frac{ID}{L} > \frac{35}{Gr^{1/4}}$$

$$Gr = \frac{L^3 . \rho^2 . \beta . g . \Delta T}{\mu^2}$$

$$\beta = \frac{1}{Tf\ (°R)}$$

Dengan : L = Tinggi total Reaktor

= 148,9592 in

= 12,4133 ft = 3,7837 m

Gr = Bilangan Grasshof

ρ = Densitas udara, lb/ft

μ = Viskositas udara, lb/h ft

β = Koefisien pengembangan, 1/°R

ΔT = Beda suhu, °F

g = 32,2 ft/s^2

β = 0,0018 °R

Gr = 66571561358

Cek **ID/L = 0,6017**

$$\frac{35}{Gr^{1/4}} = 0,0689$$

Bilangan Prandt = $\left[\frac{Cp.\mu}{k}\right]_f$ = 0,6968

Bilangan Reyleigh = Gr x Pr

= 4,6E +10

Untuk : $10^9 < Ra < 10^{12}$, maka hc = 0,19 x $(\Delta T)^{1/3}$ ....(Hollman,1981)

Jadi hc = 0,4979 Btu/jam ft^2 F

Perpindahan panas konveksi dan konduksi, Tebal Isolasi dicari dengan Trial and error sehingga didapat Q konveksi = Q konduksi, dengan suhu isolasi yang diinginkan adalah 40 °C = 104 °F

Tebal Isolasi yang didapat dari Trial and Error = 1,171 ft

Qc = hc x π x (OD+2.Xis) x L x ΔT

= 0,4979 x 3,14 x (7,5 + (2 x 1,171) x 10,1043 x (104-86)

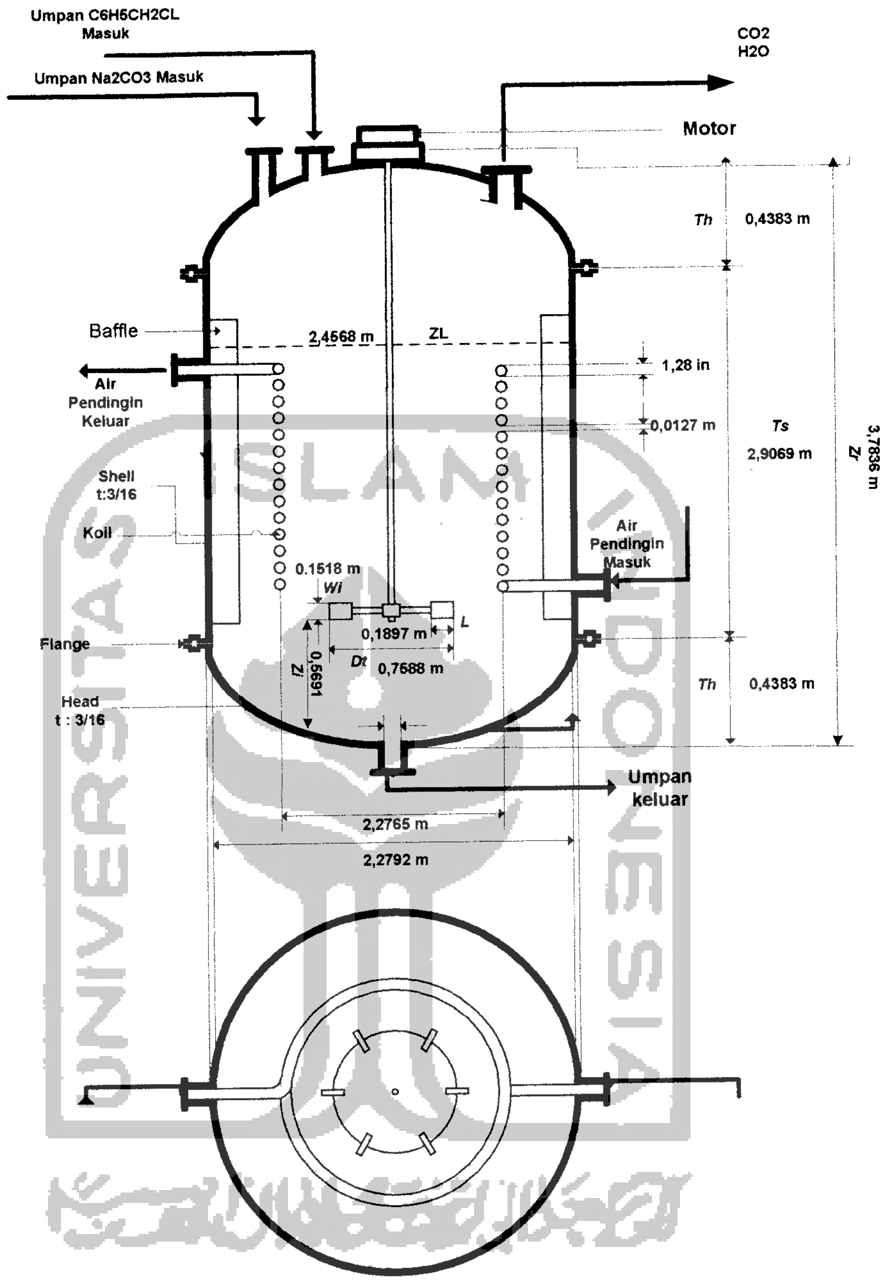
= 3438,3338 Btu/jam ft^2 F

$$Qk = \frac{(Tr - Tw)}{\frac{1}{2\pi kL}\ln\frac{OD}{ID} + \frac{1}{2\pi Kis.L}\ln\frac{(OD + 2Xis)}{OD}}$$

$= 3438,6142$ Btu/jam ft^2 F

Jadi Panas yang hilang

$$\frac{(Qc + Qk)}{2} = 3438,4740$$



Gambar L.4. Penampang reaktor RATB

MENARA DISTILASI 02

Fungsi : memisahkan benzyl alkohol dari benzyl klorida dan toluene

1. Neraca massa di MD

Tabel M.1 Neraca massa di menara distilasi

Komponen (kg/jam)	BM	feed		distilate		bottom	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
benzyl klorida	126.585	298.0643	2.3547	291.7512	2.3048	6.3131	0.0499
benzyl alkohol	108.14	628.1407	5.8086	3.1407	0.0290	625.0000	5.7795
toluene	92.141	0.0157	0.0002	0.0157	0.0002	0.0000	0.0000
		926.2207	8.1634	294.9076	2.3340	631.3131	5.8294

2.Data konstanta Antoine

Tabel M.2 Data konstanta antoine

komponen	**A**	**B**	**C**	**D**	**E**
benzyl klorida	12.1503	-2.91E+03	-3.71E-01	-5.29E-03	2.63E-06
toluene	34.0775	-3.04E+03	-9.16E+00	1.03E-11	2.70E-06
benzyl alkohol	-36.2189	-3.35E+03	2.33E+01	-4.46E-02	2.14E-05

$$\log P^o = A + \frac{B}{T} + C\log T + DT + ET^2$$

3. Menentukan kondisi operasi

3.1 Umpan

Kondisi : cair jenuh = T buble point = 203,5619 °C = 476,7119 K

Tekanan = 1.2 atm = 912 mmHg

Tabel M.3 kondisi operasi umpan

komponen	**kmol/jam**	**Xi**	**Pi(mmHg)**	**k=Pi/Pt**	**Yi=ki.Xi**
benzyl klorida	2.3547	0.2884	1.32E+03	1.45E+00	0.4169
benzyl alkohol	5.8086	0.7115	7.47E+02	8.19E-01	0.5830
toluene	0.0002	0.0000	5.99E+03	6.56E+00	0.0001
total	8.1634	1.0000			1.0000

3.2 Kondisi operasi atas

Kondisi uap jenuh = T dew point = 180,81°C = 453,96 K

Tekanan = 1 atm =760 mmHg

Tabel M.4. Kondisi operasi atas

komponen	kmol/jam	Xd	Pi(mmHg)	k=Pi/Pt	Xi=Xdi/ki
benzyl klorida	2.3048	0.9875	7.69E+02	1.01E+00	0.97548
benzyl alkohol	0.0290	0.0124	3.86E+02	5.08E-01	0.02450
toluenen	0.0002	0.0001	3.94E+03	5.18E+00	0.00001
total	2.3340	1.0000			1.00000

3.3 Kondisi operasi bawah

Kondisi cair jenuh = T bubble point = 213,874 °C = 487,024 K

Tekanan = 1.3 atm = 988 mmHg

Tabel M.4. Kondisi operasi bawah

komponen	kmol/jam	Xb	Pi(mmHg)	k=Pi/Pt	Yi=ki.Xbi
benzyl klorida	0.0499	0.0086	1650.0931	1.6701	0.0143
benzyl alkohol	5.7795	0.9914	982.2884	0.9942	0.9857
total	5.8294	1.0000			1.0000

Lk = light komponen = benzyl klorida

Hk = heavy komponen = benzyl alkohol

4. Perhitungan reflux minimum

Dari pers Underwood 9.156 :

$$1 - q = \frac{\sum \alpha_j \times x_F}{\alpha_j - \theta}$$

Umpan masuk menara pada keadaan bubble point, sehingga q = 1

komponen	X	αi	αi*Xd	(αi*Xd)/(αi-Θ)
benzyl klorida	0.2884	1,8366	0,5297	1,4838
benzyl alkohol	0.7115	1	0,7115	-1.4837
toluene	0,0001	5,0990	5,099E-04	2,9405E-05
total				0.0000

Dengan cara trial error diperoleh Θ = 1.4796

komponen	X	αi	αi*Xd	(αi*Xd)/(αi-Θ)
benzyl klorida	0.9875	1.9934	1.9684	3.8311
benzyl alkohol	0.0124	1.0000	0.0124	-0.0259
toluene	0.0001	10.1980	0.0007	0.0001
total				3.8052

Rmin +1 = Σ((αi.Xif)/(αj-θ)) (eq. 11.61, p. 421, Coulson, 1989)

Rmin + 1 = 3,8052

R min = 2,8052

R = 1,5*Rmin = 4,2078

5. Jumlah plate minimum

$$N_{min} = \frac{\ln\left[\frac{x_D}{1 - x_D}\frac{1 - x_w}{x_w}\right]}{\ln \alpha_{AB}}$$

Nmin = 2,7280 plate

6. Penentuan jumlah plate

$$\frac{N-N_m}{N+1} = 0.75\left[\left(1-\left(\frac{R-R\min}{R+1}\right)^{0,5688}\right)\right]$$

(peters & timmerhaus, pers. 15.4, hal.772)

N ideal = 5,1486

Efisiensi plate (E_0) = 0.492{μcamp.((αLK/HK)avg}^-0.245 = 0,3536

Jumlah plate aktual

N actual = N/E_0 = 14,5587 plate ≈ 15 plate

7. Letak feed plate

$$\text{Log}\frac{Nr}{Ns} = 0.206\,\text{Log}\left[\left(\frac{B}{D}\right)\left(\frac{Xf,Hk}{Xf,Lk}\right)\left(\frac{Xb,Lk}{Xd,Hk}\right)^2\right]$$

Nr = jumlah plate dihitung dari atas (top)

Ns = jumlah plate dihitung dari bawah (bottom)

Nr/Ns = 1,2463

Nr + Ns = Nact – 1

Ns = 6,2324

Jadi feed terletak antara plate 6 dan 7

8. Menentukan diameter menara

Dicari berdasarkan kecepatan uap max (pers 11.79 & 11.80 coulson)

$$Uv = (-0.171l_t^2 + 0.27l_t - 0.047)\left[\frac{(\rho L-\rho v)}{\rho v}\right]^{0.5}$$

$$Dc = \sqrt{\frac{4\ Vw}{\pi\ .\ \rho_v\ .\ u_v}}$$

Dimana :

Uv = kecepatan uap masuk yang diijinkan berdasarkan luas tampan total menara, m/s

Vw = kecepatan uap/cairan maksimum, m/s

Ts = plate spacing, m

Dc = diameter kolom, m

8.1 Enriching section

Komponen	**yi**	**ρ (kg/m3)**	**yi . ρ**
benzyl klorida	0.9875	935.3743	923.6668
benzyl alkohol	0.0124	912.9125	11.3597
toluene	0.0001	697.9934	0.0510
total			935.0775

Densitas cairan (ρL) = 935,0775 kg/m3

BM campuran = 126,3530

R = 0,08206 atm m3/kmol K

Densitas uap (ρV) = Bmcamp*P/RT = 3,3918 kg/m3

Kecepatan cair (L) = R*D = 9,8211 kmol/jam

Kecepatan uap (v) = L+D = 12,1551 kmol/jam

Diambil tray spacing = 0.45 m

Uv = 0,6680 m/s

Vw = 1535,8322 kg/jam = 0,4266 kg/s

D coloum = 0,4898 m

8.2 Stripping section

Komponen	xi	ρ (kg/m3)	xi . ρ
benzyl klorida	0.0086	895.7951	7.6638
benzyl alkohol	0.9914	880.0511	872.5220
total			880.1858

densitas cairan (ρL) = 880.1858 kg/m3

BM camp = 108.2978025

densitas uap (ρv) = Bmcamp.P/RT = 3.5227 kg/m3

Kecepatan uap (v) = R . B = 24.5293 kmol/jam

Kecepatan cair (L) = v + B = 30.3587 kmol/jam

Diambil tray spacing = 0,3 m

Uv = 0.29822 m/s

Vw = 3287.7790 kg/jam = 0.9133 kg/s

Dc = 1.0524 m

8.3 Perancangan plate

	Enriching section	Stripping section
Diameter colomn, m	0.4898	1,0524
Luas penampang colom (Ac), m2 =	0,1883	0,8695
Luas downcorner (Ad),m2 = 0.12*Ac =	0,0226	0,1043
Luas net area (An), m2 = Ac -2Ad =	0,1657	0,7651
Luas active area (Aa),m2 = Ac – 2*Ad	0,1431	0,6608
Luas hole area (Ah), m2 = 0,1 Aa	0,0143	0,0661

9. Panjang weir

Panjang weir (tw) merupakan fungsi Ad/Ac yang telah digrafikan (fig 11.30, R.K Sinnot)

Untuk Ad = 0,12Ac, didapat tw/Dc = 0,775

9.1 seksi enriching

Ad/Ac = 0.12

tw = 0.379573976

9.2 seksi striping

Ad/Ac = 0.12

tw = 0. 0.8156

karena tekanannya merupakan tekanan atmospheric maka dipilih :

weir height (hw) = 12 mm = 0.012 m

Hole diameter (Dh) = 6 mm = 0,006 m RK Sinnot p.465

Plate thickness / tebal plate = 3 mm = 0.003 m

9.3. Check weeping

Kecepatan uap (v) = (R + 1) D = 1535.8322 kg/jam

= 0.4266 kg/s

Kecepatan cair (L) = R . D = 1240.9246 kg/jam

= 0.3447 kg/s

max Lw = 0.3447

turn down rate diambil = 0.8

min Lw = 0.2413

min Fv = 0.1006

how = west crost, mm cairan

$$\max \quad how = 750 \left[\frac{\max \ Lw}{\rho_L . tw} \right]^{2/3}$$

max how = 7.355189132

$$\min \quad how = 750 \left[\frac{\min \ Lw}{\rho_L . tw} \right]^{2/3}$$

min how = 6.3385

minimum rate = hw + how = 18.3385 mm

dari Fig 11.30 diperoleh K2 = 27.3

$$Uh \ \min = \frac{[K_2 - 0.90 \, .(25.4 - dh)]}{(\rho v)^{0.5}}$$

Uh min = 2.4138

Uh min aktual = 7.03108287

Tidak terjadi weeping

seksi Stripping

Kecepatan uap (v) = R . B = 2656.4659 kg/jam = 0.7379 kg/s

Kecepatan cair (L) = v + B = 3287.7790 kg/jam = 0.9133 kg/s

max Lw = 0.7379

turn down rate diambil = 0.8

min Lw = 0.0738

min Fv = 0.1676

how = west crost, mm cairan

$$\text{max how} = 750\left[\frac{\text{max Lw}}{\rho_L.\text{tw}}\right]^{2/3}$$

max how = 7.6386

$$\text{min how} = 750\left[\frac{\text{min Lw}}{\rho_L.\text{tw}}\right]^{2/3}$$

min how = 6,5828

minimum rate = hw + how = 18.5828

dari Fig 11.30 diperoleh K2 = 27,4

kecepatan uap min design :

$$Uh\min = \frac{[K_2 - 0.90.(25.4 - dh)]}{(\rho v)^{0.5}}$$

Uh min = 2.4218

Uh min aktual = 2.5359

Tidak terjadi weeping

9.4. Plate Pressure Drop

$$\text{Dry plate drop (hd)} = 51.\left[\frac{\text{Uh}}{\text{Co}}\right]^2.\frac{\rho v}{\rho L}$$

Uh= kec uap melalui hole,m/s

Co = koef dischange sieve plate

Co mrpk fungsi tebal plate,d hole dan perbandingan area hole dan active area (Sinnot, p.468)

Seksi Enriching

kecepatan uap max melalui hole

Uh max = Qv/Ah = 8.7889 m/s

Ah / Ap ≈ Ah / Aa = 0.1

tebal plate / dh = 0.5 mm

kecepatan fase uap

Qv = (V . BM vapour) / ρv

= 452.8011 m3/jam

= 0.1258 m3/s

dari fig 11.34, p 467, sinnot, diperoleh Co = 0.735

hd = 26.4514 mm liquid

$$\text{Residu Head (hr)} = \frac{12{,}5 \cdot 10^3}{\rho_L}$$ *(Sinnot, p 468 pers 11.89)*

hr = 13.3679 mm liquid

total plate drop (ht) = hd + (hw + how) + hr

= 58.1578 mm

seksi Stripping

kecepatan uap max melalui hole

Uh max = Qv/Ah

= 3.1699 m/s

Ah / Ap = Ah / Aa = 0.1

tebal plate / dh = 0.5

kecepatan fase uap

Qv = (V . BM vapour) / ρv

= 754.0899 m3/jam

= 0.2095 m3/s

dari fig 11.34, p 467, coulson, diperoleh Co = 0.735

hd = 3.7966 mm liquid

$$\text{Residu Head (hr)} = \frac{12{,}5\ .10^3}{\rho_L}$$

hr = 14.2015mm liquid

Total plate drop (ht) = hd + (hw + how) + hr

= 36.5810 mm

9.5. Total Pressure Drop

dipilih harga ht yang paling besar, yaitu dari seksi enriching

$\Delta Pt = 9{,}81.10^{-3}\ .\ ht\ .\ \rho L$

= 502.1706 Pa = 0.0050 atm

9.5. Menentukan jumlah Hole

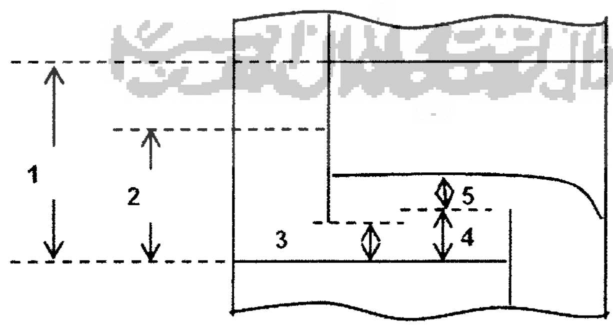
$$\text{Luas satuan hole} = \frac{\pi}{4}.(dh^2)$$

= 0.00002826 m2

Jumlah hole bawah = Ah / luas satuan hole = 2338.2979

Jumlah hole atas = Ah / luas satuan hole = 506.4080

3. Downcomer liquid back-up



Keterangan :

1. ts = tray spacing
2. hb = downcomer back-up, diukur dr permukaan plate,m
3. hap = tinggi celah antara dinding downcomer dgn plate
4. hw = tinggi weir
5. how = ketinggian cairan diatas weir

lead loss in the downcomer

hap = hw - (5-10 mm)

diambil hap = hw - 10 mm

= 2 mm = 0.002 m

luas di bawah downcomer (Aap) = hap*Tw *(Sinnot, pers 11.93 p 469)*

	Top	Bottom
Aap =	0.0008 m2	0.0016 m2
Ad =	0.0226 m2	0.1043 m2

Aap = Am → Aap = Am

$$hdc = 166.\left[\frac{Lwd}{\rho L.Am}\right]^2$$

dimana :

Lwd = kec alir cairan pd downcomer, kg/s

hdc = head loss pd downcomer, mm

Hdc = 39.1423 mm

hb = (hw + how max) + ht + hdc

= 116.1154 mm = 0,1162 m

utk menghindari floading sebaiknya hb < 0.5 (ts + tw)........*(Sinnot, pers 11.94 p 469)*

bottom hdc = 43.8441 mm

= (hw + how max) + ht + hdc

= 99.7802 mm = 0.0998 m

utk menghindari floading sebaiknya hb < 0.5 (ts + tw)

9.6. Chek resident Time

Min resint time = 3 detik (Sinnot, p.470)

$$tr = \frac{Ad \cdot hb \cdot \rho L}{Lwd}$$

Top tr = 7.1176 s = 0.1186 menit

Bottom tr = 12.5452 s = 0.2091 menit

9.7. Maximum vapour velocity

$$F_{LV} = \frac{Lw}{Vw}\sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$$

dimana :

Lw = kec aliran cairan kg/s

Vw = kec aliran uap kg/s

Flv = faktor aliran cairan uap

dimana :

uf = kec floading uap m/s

k = konstanta yg mrpk fungsi Flv dan Ts

Seksi enriching

Flv = 0.0487

dari fig 11.27 sinnot untuk tray spacing 0.50 maka k = 0.08

karena maximal superfacial veloity terjadi pada keadaan floading maka :

uf = 1.3259 m/s

agar tidak terjadi floading superfacial velocity 85%

uf =1.1270 m/s

Seksi stripping

Flv = 0.0783

dari fig 11.27 sinnot untuk tray spacing 0.3 maka k = 0.04

uf = 0.6310 m/s

agar tidak terjadi floading superfacial velocity 85%

uf = 0.5364 m/s

9.8. Check entrainment

% flooding = $\left(\frac{Uv}{Uf}\right)100\ \%$ *(Sinnot, eq.11.83, p.462)*

Uv = Qv / An

Seksi enriching

Uv = 0.7590

% flooding = 57.2475

dari fig 11.29 Sinnot

% flooding = 7.2475 dan Flv = 0.0487

ψ = 0.038

syarat : $\psi < 0.1$ → memenuhi

Seksi stripping

Uv = 0.2738

% flooding = 43.3854

dari fig 11.29 Sinnot

% foading = 43.3854 dan Flv = 0.0783

ψ = 0.0016

syarat : $\psi < 0.1$ → memenuhi

10. Menentukan Tebal Dinding Menara

a. Tebal Shell

Diameter menara

- Seksi enriching = 0.4898 m = 19.28239655 in
- Seksi stripping = 1.052432801m = 41.43436226 in

Tinggi cairan dalam shell

- Seksi enriching = 1.674800408 m
- Seksi stripping = 0.824901602 m

ρ cairan

- Seksi enriching = 935.0774879 kg/m3
- Seksi stripping = 880.1858376 kg/m3

$$ts = \frac{P \cdot ri}{f \cdot E - 0.6P} + C$$

dimana:

ts = tebal shell , in

p = tekanan design , lb/in2

ri = jari-jari dalam shell, in

f = maksimum allowable stress , lb/in2

E = efisiensi pengelasan (double full-fillot lap joint)

C = faktor korosi , in

seksi enriching

bahan konstruksi stainless Steel SA 167 grade 11 type 316

ri = 0.244886436 m = 9.641198275 in

f = 18750 lb/in2 (brownell & young,item. 4, p.342)

E = 0.65 (brownell & young, T.13.2, p.254)

C = 0.011 mm (www.outokumpu.com/33264.epibrw, table.4)

= 0.000433 in

p design = 1.2* p operasi = 17.64 lb/in2(psi)

ts = 0.014399651 in

dipilih tebal standar = 3/16 in = 0.1875 in

OD = ID + (2 * ts) = 19.65739655

Dari tabel 5.7, Brownell - Young, OD yang sesuai adalah 20 in

ID koreksi = OD - 2 t = 19.625

Seksi stripping

bahan konstruksi stainless steel SA 167 grade 11 type 316

ri = 1.052432801m = 41.43436226 in

f = 17900 lb/in2 (brownell & young,item. 4, p.342)

E = 0.65 (brownell & young, T.13.2, p.254)

C = 0.011 mm (www.outokumpu.com/33264.epibrw, table.4)

= 0.000433 in

p design = 1.2* p operasi = 22.932 lb/in2 (psi)

ts = 0.082194734 in

dipilih tebal standar = 3/16 in = 0.1875 in

OD = ID + (2 * ts) = 41.8094 in

Dari tabel 5.7, Brownell - Young, OD yang sesuai adalah 42 in

ID koreksi = OD - 2 t = 41.6250 in

11. menentukan Tebal Head

Bentuk head = torispherical dished head

$$th = \frac{0.885P.ri}{f.E - 0.1P} + c$$

Seksi enriching

th = 0.0128 in

dipilih tebal standart (th) = 0.1875 in

OD = ID + (2 * th) = 20 in

= 0.508 m

dari tabel 5.7 brownell & young p.91 didapat untuk OD 20, maka :

t head = 3/16 in = 0.1875 in

r = 20 in

icr = 1.25 in

sf = 1.5-2.25 in (brownell & young, table 5.8, p.93) ;

diambil nilai sf = 2 in

= 0.0508 m

dari fig 5.8 brownell & young p.87 di dapat persamaan sebagai berikut:

$$a = \frac{ID}{2}$$
$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$
$$AB = \frac{ID}{2} - (icr)$$
$$BC = r - (icr)$$
$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$
$$OA = th + b + sf$$

a = 9.8125 in

AB = 8.5625 in

BC = 18.75 in

b = 3.319289771 in

AC = 16.68071023

OA = 5.5068 in

= 0.1399 m

Seksi stripping

th = 0.0727 in

dipilih tebal standart (th) = 0.1875 in

OD = ID + (2 * th) = 42 in

= 1.0668 m

dari tabel 5.7 brownell & young p.91 didapat untuk OD 42, maka :

t head = 3/16 in = 0.1875 in

r = 42 in

icr = 2.625 in

sf = 1.5-2.25 in (brownell & young, table 5.8, p.93) ;

diambil nilai sf = 2 in

0.0508 m

dari fig 5.8 brownell & young p.87 di dapat persamaan sebagai berikut:

$$a = \frac{ID}{2}$$
$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$
$$AB = \frac{ID}{2} - (icr)$$
$$BC = r - (icr)$$
$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$
$$OA = th + b + sf$$

a	=	20.8125	
AB	=	18.1875	
BC	=	39.375	
AC	=	34.9229	
b	=	7.0772	
OA	=	9.2646	in
		0.23539	m

Enriching

Tray spacing (Ts) enriching = 0.45 m

Tinggi kolom = N* Ts = 3.15 m

Ruang kosong diatas plate pertama = 10% . tinggi kolom = 0.315 m

Stripping

Tray spacing (Ts) enriching = 0.3 m

Tinggi kolom = N* Ts = 2.4 m

Ruang kosong dibawah plate terakhir = 15% tinggi kolom = 0.36 m

Tinggi menara = 6.225 m

Hh top + Hh bottom = 0.3752 m

Tinggi total menara = 6.6002 m

6. menghitung ukuran pipa

$$D_{opt} = 226\ Wm^{0.5}\ \rho^{-0.35}$$ (sinnot,Eq.5.15, p.161)

dimana : D opt = Diameter optimum, mm

Wm = kec. umpan masuk/keluar, kg/s

ρ = densitas gas umpan, kg/m3

a. Pipa Pemasukan Umpan Menara Distilasi

Komponen	yi	ρ (kg/m3)	yi . ρ
benzyl klorida	0.2884	908.4261	262.0266
benzyl alkohol	0.7115	890.6147	633.707
toluene	2.08725E-05	667.7274	0.013937
	1		895.7476

ρ = 895.7476 kg/m3

Wm = 0.2573 kg/s

D optimum = 10.6182 mm

= 0.0106 m = 0.4180 in

dipilih pipa standar dengan nominal pipe size 0.5 in

dengan SN 40 (kern, table.11, p.844), sehingga didapat :

ID = 0.622 in

OD = 0.840 in

b. Pipa Pemasukan Refluks Menara Distilasi

ρ = 935.0775 kg/m3

Wm = 0.3447 kg/s

D optimum = 12.1069 mm

0.0121 m = 0.4766 in

dipilih pipa standar dengan nominal pipe size 0.5 in

dengan SN 40 (kern, table.11, p.844), sehingga didapat :

ID = 0.622 in

OD = 0.840 in

c. Pipa Pemasukan Uap Boiler

ρ = 3.5227 kg/m3

Wm = 0.7379 kg/s

D optimum = 124.9398 mm 0.12494 m 4.918891 in

dipilih pipa standar dengan nominal pipe size 6 in

dengan SN 40 (kern, table.11, p.844), sehingga didapat :

ID = 6.065 in

OD = 6.625 in

d. Pipa Pengeluaran Uap Puncak Menara Distilasi

ρ = 3.3918 kg/m3

Wm = 0.4266 kg/s

D optimum = 96.2668 mm

0.0963 m

3.7900 in

dipilih pipa standar dengan nominal pipe size 4 in SN 40 (kern, table.11, p.844), sehingga didapat :

ID	=	4.026	in
OD	=	4.500	in

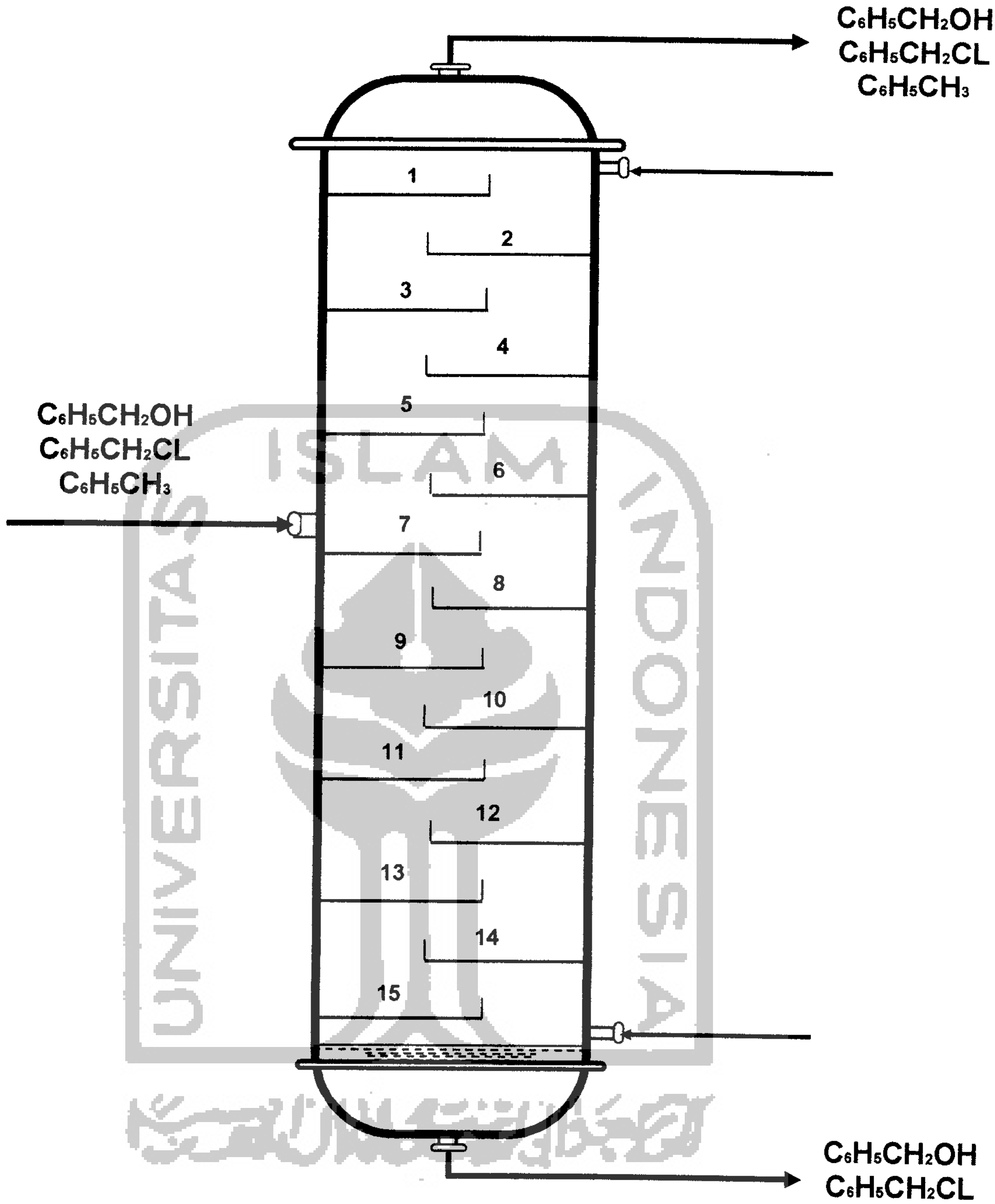
e. Pipa Pengeluaran Cairan Dasar

ρ	=	880.1858	kg/m3		
Wm	=	0.9133	kg/s		
D optimum	=	20.1283	mm	0.792453	in

dipilih pipa standar dengan nominal pipe size 1.0 in

dengan SN 40 (kern, table.11, p.844), sehingga didapat :

ID	=	0.957	in
OD	=	1.320	in



Gambar L.5. Menara distilasi (MD - 02)