DAFTAR ISI

LAMPIRAN

Lampiran A Reaktor

REAKTOR 01/02

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk/RATB
(*Continuous Stirred Tank Reaktor)*

Fungsi : Tempat berlangsungnya rekasi Antara silika dan NaOH yang menghasilkan Natrium Silika.

Alasan pemilihan :

1. Terdapat pengaduk sehingga suhu dan komposisi campuran adalah reaktor yang harus selalu homogeny bisa terpenuhi.
2. Fase reaktan adalah cair sehingga memungkinkan menggunakan RATB
3. Pengontrolan suhu mudah, sehingga kondisi operasi yang isothermal

Kondisi operasi : Suhu = 95 ^{o}C
Tekanan = 1 atm
Reaksi = Endotermis, Isotermal

Konversi : 91%

Kinetika Reaksi dan Keseimbangan

Reaksi sintesis natrium silikat dilakukan pada fase cair pada proses *sol-gel* (pembentukan sol dan gelatinika gel) di dalamnya terdapat silika sol, gel, serbuk dan porous glasses. *Microamorphous silica* umumnya dibuat melalui *sol-gel process,* yang sangat cocok untuk padatan non kristal dengan homogenitas da kemurnian tinggi.

Reaksi yang terjadi adalah:

Reaksi yang terjadi di reaktor :

$3{,}36\ SiO_{2\ (s)} + 2NaOH_{(aq)} \longrightarrow Na_2O.3{,}36SiO_{2(aq)} + H_2O_{(l)}$ (1)

ΔH_r 298 K = $\sum \Delta H_f$ produk - $\sum \Delta H_f$ reaktan

Data energi pembentukan (ΔH_f) pada suhu 25^{0}C sebagai berikut :

Harga ΔHf^o 298 K:

SiO_2 = -910 kj/kmol

NaCl = -411 kj/kmol

H_2O = -285,8 kj/kmol

HCl = -92,3 kj/kmol

$Na_2O.3{,}36SiO_2$ = -1.561,43 kj/kmol

NaOH = -426,8 kj/kmol

ΔH_r298 K (1) = (1. ΔH_f $Na_2O.3{,}36SiO_2$) + (1.ΔH_f H_2O) – (3,36 ΔH_f SiO_2 + 1 ΔH_f NaOH)

= -1561,43 kj/kmol + (-285,8 kj/kmol) – (3,36 x -910 kj/kmol) – (-426,8) kj/kmol

= 2.063,97 kj/kmol

Jadi reaksi 1 pembuatan Sodium Silika merupakan reaksi endotermis karena nilai ΔHf^0 reaksi positif.

Neraca Massa Reaktor

Neraca Massa Umpan

Komponen	Berat (kg/jam)	Fraksi massa (x)	BM (kg/kmol)	density $_\rho$ (kg/m3)	Berat (kmol/jam)	Fraksi mol	$x/_\rho$
3,36SiO2	10971.7693	0.5548	60	1003.1602	182.6193	0.3666	0.0005531
HCl	21.3833	0.0011	36.5	1591.1680	0.5858	0.0012	0.0000007
H2O	3123.5731	0.1580	18	984.2744	173.5318	0.3484	0.000160474
impurities :							
Al2O3	1.218956492	0.000062	101.96	2147.85829	0.0120	0.000024	0.000000029
Fe2O3	1.218956492	0.000062	159.69	5240.00000	0.0076	0.000015	0.000000012
CaO	0.290227736	0.000015	56.0774	3350.00000	0.0052	0.000010	0.000000004
MgO	0.267009517	0.000014	40.3044	1173.86414	0.0066	0.000013	0.000000012
SO4	1.311829367	0.000066	96.06	2387.04297	0.0137	0.000027	0.000000028
Na2O	0.905510537	0.000046	61.9789	2270.00000	0.0146	0.000029	0.000000020
K2O	1.160910944	0.000059	94.2	2350.00000	0.0123	0.000025	0.000000025
NaOH	5652.50	0.2858	40	746.99165	141.3126	0.283690942	0.000382644
Σ	19775.6	1		23244.3596	498.1216	1	0.0010970

Persamaan Laju Reaksi

Persamaan Laju Reaksi

$$-r_A = k.\ C_A^{3,36}.\ C_B^{2}$$

Dimana,

rA = Laju reaksi, mol/m3.menit

k = Konstanta laju reaksi, menit-1

C_A = Konsentrasi reaktan A, mol/m3

C_B = Konsentrasi reaktan B, mol/m^3

k = 1.3951 jam^{-1}

Flow rate arus masuk reaktor :

$$Fv = \frac{massa\ umpan\ (\frac{kg}{jam})}{densitas\ campuran\ (\frac{kg}{m^3})}$$

F_v = 19.775,6022 kg/jam

911,5826173 kg/m3

F_v = 21,69370258 m3/jam

Konsentrasi 3,36SiO2 (C_{A0})

$$C_{A0} = \frac{Mol\ 3{,}36SiO2}{Fv}$$

$$C_{A0} = \frac{182{,}6193 \text{kmol/jam}}{21{,}69\ m^3/jam}$$

C_{A0} = 8.418080278 kmol/m^3

Konsentrasi NaOH(C_{B0})

$$C_{B0} = \frac{Mol\ \ NaOH}{Fv}$$

$$C_{B0} = \frac{141{,}3126 \text{kmol/jam}}{21{,}69\ m^3/jam}$$

C_{B0} = 6,514 kmol/m^3

Ratio mol umpan masuk (M)

$$M = \frac{C_{B0}}{C_{A0}}$$

M =0,773809524

Flow rate arus keluar reaktor :

$$Fv = \frac{massa\ umpan\ (\frac{kg}{jam})}{densitas\ campuran\ (\frac{kg}{m^3})}$$

$$F_v = \frac{19775{,}646\ kg/m^3}{696{,}41 m^3/jam}$$

F_v = 28,40705456 m^3/jam

Konsentrasi 3,36SiO2 (C_A)

$C_A = \dfrac{Mol\ 3{,}36SiO2}{Fv}$

$C_A = \dfrac{16{,}4357\text{kmol/jam}}{28{,}40705456m^3\text{/jam}}$

C_A = 0,578579509 kmol/m^3

Konsentrasi NaOH (C_B)

$C_B = \dfrac{Mol\ NaOH}{Fv}$

$C_B = \dfrac{41{,}8090\text{kmol/jam}}{28{,}40705456m^3\text{/jam}}$

C_B = 1,471783208 kmol/m^3

Ratio mol umpan masuk (M)

$M = \dfrac{C_B}{C_A}$

M =2,544

Menghitung volume reaktor

$$V = \frac{Fv\ (\ C_{A0} - C_A)}{kC_A}$$

T = 95 ° C

θ = 1 jam

X_A = 0,9100

M = 0,773809524

F_v = 21,6937 m^3/jam

C_{A0} = 8,4181 kmol/m^3

k = 1,3951 jam-1

C_A = 0,5786 kmol/m^3

maka V = 210.6942 m^3

Optimasi Menghitung Jumlah reactor

Tabel 3. Hasil Perhitungan Optimasi Reaktor

n	X_{A1}	X_{A2}	X_{A3}	X_{A4}	volume (m3)	volume (gallon)	over design	Harga (US $) 2014	Harga Alat (US $)
1	0,91				210,694	55.659,51	66.791,41115	1.999.400	1.999.400
2	0,70	0,91			36,2831	9.584,97	11.501,96512	786.800	1.573.600
3	0,55	0,799	0,91		19,1479	5.058,35	6.070,01972	560.700	1.682.100
4	0,42	0,73	0,844	0,91	11,3591	3.000,75	3.600,898711	425.200	1.700.800

n = 3

$$\frac{(1-x_1)\left[\left(0.91-\left(\frac{0.09\cdot x_1}{1-x_1}\right)\right)-x_1\right]}{x_1\left(1-\left(0.91-\left(\frac{0.02\cdot x_1}{1-x_1}\right)\right)\right)}=1$$

Trial and error 1 = 0,551848403

persamaan 1,000

$$x_2 = 0{,}91 - \left(\frac{0{,}09.\ x_1}{1-x_1}\right)$$

x2 = 0,799175099

n = 4

$$x_3 = 0{,}91 - \left(\frac{0{,}09 \cdot x_1}{1-x_1}\right)$$

$$x_2 = x_3 - \left(\frac{(1-x_3)(0{,}91-x_3)}{0{,}09}\right)$$

x1 = 0,422129762

x2 = 0,730485675

x3 = 0,844255693

dipilih 2 reaktor karena penurun volume sangat tajam

n = 2	v1 =	36,28306911	m^3
	v2 =	36,28306911	m^3
	Σ	72,56613821	m^3
n = 3	v1 =	19,14794061	m^3
	v2 =	19,15052424	m^3
	v3 =	19,14794061	m^3
	Σ	57,44640546	m^3
n = 4	v1 =	11,35907259	m^3
	v2 =	17,79088935	m^3
	v3 =	11,35907259	m^3
	v4 =	11,35907259	m^3
	Σ	51,86810714	m^3

PERANCANGAN REAKTOR (R-01)

Dimensi Reaktor

Diameter dan tinggi reactor menurut Peters dan Timmerhaus (1980), over design yang direkomendasikan untuk "Continuous Rector" adalah 20%. Jadi, volume masing-masing reactor adalah :

a. Volume Reaktor

Reactor berbentuk silinder tegak dengan anggapan H:D = 1,5 : 1

$V\ head = \frac{\pi . D^2}{4} x \frac{D}{6}$ (Brownell & Young, 1959 hal 80)

Terdiri dari 2 head yaitu tutup atas dan tutup bawah

$$2V\ head = \frac{\pi . D^2}{4} x \frac{D}{6} x\ 2 = \frac{\pi . D^3}{12}$$

V cairan = 36,26 m^3

= 36261,25 liter

Over Design 20%

Vreaktor = 120% x Vcairan

= 43,51 m^3

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

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

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

$$Vreaktor = \frac{\pi . D^2}{4} . 1{,}5 . D$$

$$Vreaktor = \frac{\pi . 1{,}5D^3}{4}$$

$$D = \left(\frac{v\ reaktor}{\frac{1{,}5\pi}{4} + \frac{\pi}{12}} \right)^{1/3}$$

$$D = \left(\frac{43{,}51\ m^3}{\frac{1{,}5\pi}{4} + \frac{\pi}{12}} \right)^{1/3}$$

D = 3,11 m

= 10,22 ft

H : D = 1,5 : 1

H = 4,67 m

= 15,33 ft

Diameter standar = 12 ft

= 3,66 m

= 144 in

Tinggi standar = 16 ft

= 4,88 m

= 192 in

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

$$Vreaktor = \frac{\pi.(3{,}66\ m)^2}{4}.4{,}88\ m$$

= 61,87 m^3

= 3.906.638,59 in^3

b. Tebal Head

Jenis tutup : *Torispherical Dished Head*

Bahan konstruksi : *Stainless Steel* 316

Efisiensi sambungan : Double Welded Butt Joint

Faktor korosi : *Stainless Steel*

P = 1 atm, keamanan 20%

$$P = 1{,}2\ x\ 1\ atm\ x\ \frac{14{,}7\ psia}{1\ atm}$$

= 17,64 psia

$$t\ \ head = \frac{PxD}{(2xfallxE) - (0{,}2xP)} + C$$

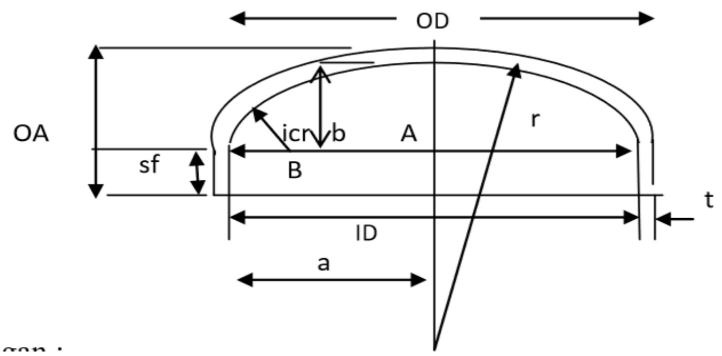
$$t\ \ head = \frac{17.64\ psia\ x\ 120}{(2x2.000x0{,}80) - (0{,}2x17{,}64\ psia)} + 0{,}125\ in$$

= 0,92 in

t head = 1 in

= 0,0254 m

c. Tinggi Head



Keterangan :

Icr	: inside-corner radius
sf	: straight flange
r	: radius of dish
OD	: outside diameter
b	: dept of dish (inside)
a	; inside radius

IDs = diameter dalam shell = OD- 2 t head = 141,99 in

$a \quad = \frac{IDs}{2}$

= 70,99 in

= 5,92 ft

Dari tabel 5.7 Brownell & Young diperoleh :

OD s = 143,99 in

r = 132 in

t head = 1 in

icr = 8,75 in

$b = r - (BC^2 - AB^2)^{1/2}$ (Brownell & Young)

AB = a – icr

= 70,99 – 8,75

= 64,87 in

BC = r – icr

= 132 – 8,75

= 125,88 in

b = 132 in – $((128,86))^2 - (64,87)^2)^{1/2}$

= 24,13 in

Dari tabel 5.7 Brownell & Young diperoleh :

T head = 1 in

Sf = 2 in (1,5 in – 2,5 in)

Sehingga,

Tinggi head = t head + b + sf

= 1 in + 24,13 in + 2 in

= 27,12 in

= 0,69 m

d. Volume Head (V_H)

$V_H = 0,000049 \times D^3$ (Brownell & Young)

= 146,31 in^3

= 253.131,33 ft^3

e. **Volume cairan dalam head (Vhead**)

$$Vhead = \frac{\pi D^3}{24}$$

$$Vhead = \frac{\pi(142\ in)^3}{24}$$

= 390.663,86 in^3

= 6,40 m^3

f. Volume cairan di shell

Vshell = Vcairan – (0,5 x Vhead)

= 36,28 m^3 – (0,5 x 6,40 m^3)

= 33,08 m^3

g. Tinggi cairan di shell

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

$$t\ shell(H) = \frac{4.\ V\ shell}{\pi D^2}$$

$$t\ shell(H) = \frac{4.\ 33{,}06\ m^3}{\pi(3{,}61\ m)^2}$$

= 3,1 m

= 124,02 in

h. Tinggi reactor

tR = 4,88 m

i. Menghitung tebal shell

Dipilih bahan konstruksi, yaitu Stainless Steel

Fall = 200 psia

E = 80%

C = 0,125

P = Poperasi + Phidrostatis

= 114,7 + 0,0141 psia

= 14,72 psia

$$tshell = \frac{Pd.r}{fall.E - 0.6.Pd} + C$$

$$tshell = \frac{17.64x\,\frac{120\ in}{2}}{2000x0.8 - 0.6x14{,}71} + 0.125\ in$$

= 0,7816 in

Di standarkan dengan tebal standar yaitu : 0,88 in

j. Perancangan pipa

1. Ukuran pipa pemasukan umpan (umpan A)

Neraca massa umpan

Komponen	Berat (kg/jam)	Fraksi massa (x)	BM (kg/kmol)	density $_\rho$ (kg/m3)	Berat (kmol/jam)	Fraksi mol (x)	x/$_\rho$
3,36SiO2	10971,7693	0,9656	60	1003,1602	182,6193	0,8972	0,0009625
HCl	21,3833	0,0019	36,5	1591,1680	0,5858	0,0029	0,0000012
H2O	364,9161	0,0321	18	984,2744	20,2731	0,0996	0,000032627
impurities :		0,0000				0,0000	
Al2O3	1,218956492	0,0001	101,96	2147,8583	0,0120	0,0001	0,000000050
Fe2O3	1,218956492	0,0001	159,69	5240,0000	0,0076	0,0000	0,000000020
CaO	0,290227736	0,0000	56,0774	3350,0000	0,0052	0,0000	0,000000008
MgO	0,267009517	0,0000	40,3044	1173,8641	0,0066	0,0000	0,000000020
SO4		0,0000	96,06	2387,0430	0,0000	0,0000	0,000000000
Na2O	0,905510537	0,0001	61,9789	2270,0000	0,0146	0,0001	0,000000035
K2O	1,160910944	0,0001	94,2	2350,0000	0,0123	0,0001	0,000000043
Σ	11363,1303	1		22497,3679	203,5366	1	0,0009965

Posisi pipi umpan A = 0,7 x OD

= 0,7 x 143,99

= 100,80 in

= 2,56 m

ρ campuran (kg/L) = $1/\Sigma(x/_\rho)$

= 989,63 kg/m^3

= 71,17 lbm/ft^3

Flow rate umpan A masuk reaktor :

$$Fv = \frac{massa\ umpan\ (\frac{kg}{jam})}{densitas\ campuran\ (\frac{kg}{m^3})}$$

$$Fv = \frac{11363,1303\ kg/jam}{1003,5089\ kg/m^3}$$

= 26,39 m^3/jam

= 0,26 ft^3/s

Diameter pipa pemasukan (Di_{opt})

Di opt = 3,9 x $Fv^{0.45}$ x $\rho^{0.13}$

= 3,9 x 0,3720 x 1,7410

= 2,5258 in

Berdsarkan ukuran ID yang telah di hitung di standarkan dengan ukuran pipa :

Nominal pipe size, Nps = 3 in

Schedule Number, sch = 80

Outside Diameter = 3,5 in

Inside Diameter = 2,9 in

Flow area per pipe = 6,61 in^2

At’ = 0,92 ft^2/ft

2. Ukuran pipa pemasukan umpan (umpan B)

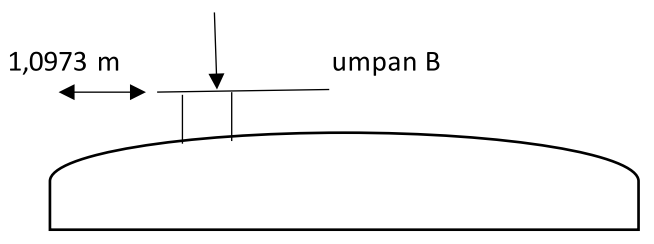
komponen	Berat (kg/jam)	Fraksi massa (x)	BM (kg/kmol)	density ϱ (kg/m3)	Berat (kmol/jam)	Fraksi mol (x)	x/ϱ
NaOH	5652,50	0,6720	40	746,9916	141,3126	0,479722827	0,000642206
H_2O	2758,66	0,3280	18	984,2744	153,2587	0,520277173	0,00052859
Σ	8411,16	1,0000			294,5713	1	0,001170796

Posisi pipa umpan B = 0,3 x OD

= 0,3 x 143,99

= 43,19 in

= 1,10 m



ϱ campuran (kg/L) = 1/Σ(x/ϱ)

$$= \frac{1}{0{,}001170796}$$

= 854,12 kg/m^3

= 113,06 lbm/ft^3

Flow rate umpan B masuk reaktor :

$$Fv = \frac{massa\ umpan\ (\frac{kg}{jam})}{densitas\ campuran\ (\frac{kg}{m^3})}$$

$$Fv = \frac{8411{,}16\ (\frac{kg}{jam})}{854{,}12\ (\frac{kg}{m^3})}$$

Fv = 9,8478 m^3/jam

= 0,0966 ft^3/s

Diameter pipa pemasukan (Diopt) :

Diopt = 3,9 x Fv$^{0.45}$ x ρ$^{0.13}$

= 3,9 x 0,3493 x 1,8490

= 2,5191 in

Berdasarkan ukuran ID yang telah dihitung di standarkan dengan ukuran pipa (Tabel 11 Kern, 844)

Nominal pipe size, Nps = 3 in

Schedule Number, Sch = 80

Outside Diameter, OD = 3,5 in

Inside Diameter, ID = 2,9 in

Flow area per pipe = 6,61 in^2

At' = 0,917 ft^2/ft

4. Ukuran pipa Keluaran Reaktor

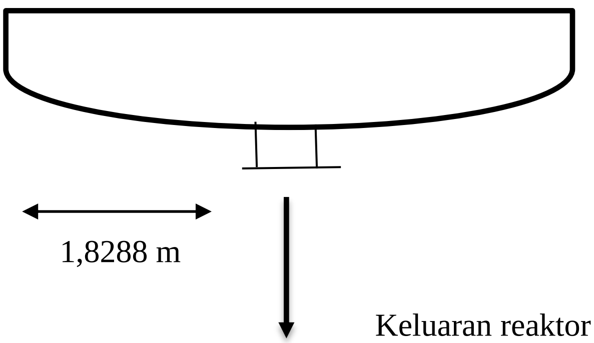
Komponen	Berat (kg/jam)	Fraksi massa (x)	BM (kg/kmol)	density ϱ (kg/L)	Berat (kmol/jam)	Fraksi mol (x)	x/ϱ
3,36SiO2	987,46	0,049933207	60,08	1003,1602	16,43573969	0,0734879153	0,0000732564
NaCl	34,2601	0,001732442	58,48	547,5951	0,58584281	0,0026194359	0,0000047835
H2O	4025,3884	0,203553266	18,00	984,2744	223,6326898	0,9999124153	0,0010158879
impurities :		0	0,00				
Al2O3	1,218956492	6,16394E-05	101,96	2147,8583	0,011955242	0,0000534546	0,0000000249
Fe2O3	1,218956492	6,16394E-05	159,69	5240,0000	0,007633268	0,0000341301	0,0000000065
CaO	0,290227736	1,46761E-05	56,08	3350,0000	0,005175485	0,0000231408	0,0000000069
MgO	0,267009517	1,3502E-05	40,30	1173,8641	0,006624823	0,0000296211	0,0000000252
SO4	1,311829367	6,63357E-05	96,06	2387,0430	0,013656354	0,0000610607	0,0000000256
Na2O	0,905510537	4,57893E-05	61,98	2270,0000	0,014609981	0,0000653245	0,0000000288
K2O	1,160910944	5,87042E-05	94,20	2350,0000	0,012323895	0,0000551029	0,0000000234
Na2O.3,36SiO2	13049,80	0,659894131	263,85	2400,0000	49,45940183	0,2211441895	0,0000921434
NaOH	1672,3172	0,084564667	40,00	746,9916	41,80793019	0,1869327265	0,0002502474
Σ	19775,6022	1		8372,1326	223,6523	1	0,0014365

posisi pipa keluaran reactor = 0,5 x OD

= 0,5 x 143,99

= 71,99 in

= 1,828 m



ϱ campuran (kg/L) = 1/Σ(x/ϱ)

= 696,1558 kg/m^3

= 74,1012 lbm/ft^3

Flow rate umpan keluaran reaktor :

$$Fv = \frac{massa\ umpan\ (\frac{kg}{jam})}{densitas\ campuran\ (\frac{kg}{m^3})}$$

$$Fv = \frac{19775{,}6022\ (\frac{kg}{jam})}{696{,}1558\ (\frac{kg}{m^3})}$$

$= 28{,}4069\ m^3/jam$

$= 0{,}2787\ ft^3/s$

$$A_{pipa} = \frac{Qumpan}{Kecepatan\ linier\ umpan}$$

Menurut Schweitzer, kecepatan linier keluar disyaratkan 0.6096-1 m/detik.

Diambil kecepatan linier umpan 1m/detik.

$$A_{pipa} = \frac{28{,}412\ m^3/jam}{1\ m/detik} x \frac{1\ jam}{3600\ detik}$$

$= 0{,}00789\ m^2$

Menghitung diameter dalam pipa (ID) :

$$ID = \left(\frac{4xA_{pipa}}{\pi}\right)^{0.5}$$

$$ID = \left(\frac{4x0.00789\ m^2}{3.14}\right)^{0.5}$$

$= 0{,}10003$ m

$= 3{,}9472$ in

Berdasarkan ukuran ID yang telah dihitung di standarkan dengan ukuran pipa (Tabel 11 Kern)

Nominal pipe size, Nps = 4 in

Schedule Number, Sch = 40

Outside Diameter, OD = 4,5 in

Inside Diameter, ID = 4,026 in

Flow area per pipe = 12,7 in^2

At' =1,178 ft^2/ft

k. Perancangan Pengaduk Reaktor

1. viskositas fluida dan jenis pengaduk

mengikuti persamaan : log(μ) = A+B/T+CT+DT2

T suhu operasi = 368,15 K

Komponen	Berat (kg/jam)	Fraksi massa (x)	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	log μ	μ, cP	x.μ
3,36SiO2	987,4592	0,0499	60,08						7	0,34953245
HCl	34,2601	0,0017	36,5	-1,5115	1,9460E+02	3,0670E-03	-1,3760E-05	-1,7187487	0,019109586	3,31063E-05
H2O	4025,3884	0,2036	18	-10,2168	1,7925,E+03	1,7730E-02	-1,2630E-05	-0,532361	0,293520903	0,059747139
impurities :										
Al2O3	1,2190	0,0001	101,9600	-4,1000	0,0212			-4,0999424	0,0004	2,46558E-08
Fe2O3	1,2190	0,0001	159,6900	-6,4000	0,0088			-6,3999761	0,04	2,46558E-06
CaO	0,2902	0,0000	56,0774	-22,8000	0,0215			-22,799942	1,58511E-23	2,32631E-28
MgO	0,2670	0,0000	40,3044	-21,1000	0,0258			-21,09993	7,94456E-22	1,07267E-26
SO4	1,3118	0,0001	96,0600						1,616	0,000107199
Na2O	0,9055	0,0000	61,9789	-9,6000	-0,0012			-9,6000033	2,51187E-10	1,15017E-14
K2O	1,1609	0,0001	94,2000	-27,1000	0,0301			-27,099918	7,94478E-28	4,66392E-32
Na2O.3,36SiO2	13049,8038	0,6599	263,85						200	131,9788263
NaOH	1672,3172	0,0846	40	-4,1939	2051,5	0,0027917	-6,16E-07	2,32284558	210,3030558	0,196430663
Σ	19775,6022	1								132,5846793

Perancangan untuk pengadukan dilakukan dengan prinsip similaritas menggunakan model sesuai dengan referensi yang terdapat pada buku Brown Fig.477 kurva no. 15 hal. 507 beserta tabelnya yaitu :

$$\frac{Dt}{Di} = 3$$

$$\frac{Zl}{Di} = 3,9$$

$$\frac{Dt}{Di} = 1,3$$

a) Diameter Pengaduk (Di)

$$Di = \frac{Dt}{3}$$

$$\frac{141,99}{3}$$

=

= 47,33 in

= 1,20 m

= 3,94 ft

b) Tinggi cairan dalam pengadukan (Zl)

Zl = Di x 3.9

= 47,33 x 3,9

= 184,60 in

= 3,61 m

= 11,83 ft

c) Jarak Pengaduk dari dasar tangki (Zi)

Zi = Di x 1.3

= 47,33 x 1.3

= 61,53 in

= 1,57 m

= 5,13 ft

Menghitung jumlah pengaduk (sesuai referensi buku Wallas hal. 288), Rasio tinggi permukaan cairan dan diameter tangki

$= \frac{H}{D}$

$= \frac{3,15}{143,99}$

= 0,021876066

Berdasarkan referensi buku wallas jumlah pengaduk yang digunakan sebanyak = 1 buah ketentuan perbandingan diameter impeller dengan diameter tangki

Da = 1/3 Dt

Da = 47,3332358 in

= 1,202266594 m

Perbandingan panjang lebar impeller dengan diameter impeller

L = 1/4 Da

L = 11,83 in

= 0,3005 m

= 1,0 ft

Panjang baffle = Tinggi shell

P = 3,1501 m

Perbandingan lebar baffle dengan diameter tangki

j = 1/12 Dt

j = 11,83 in

= 0,3005 m

= 0,8 ft

Volume baffle (Vb) = lebar baffle x panjang baffle x tebal baffle x jumlah baffle

= 0,3005 x 3,1501 x 0,4064 x 4

= 1,5392 m^3

3**. Kecepatan putaran pengaduk reaktor**

ρ campuran (kg/L) = $1/\Sigma(x/_{\rho})$

= 0,6962 kg/L

= 43,4772 lb/ft3

ρ air (kg/L) = 0,9756 kg/L

μ campuran (cP) = 132,5847 cP

= 320,8644 lbm/ft.jam

= 0,089129 lbm/ft.s

Trial nilai rpm (N)

kecepatan pengaduk (πDN) = 10 - 15 ft/s

Dipilih πDN = 15,0000 ft/s

N = 15 /πD

$$= \frac{15 ft/s}{3,14\ x 3,94\ ft}$$

= 1,2111 /s

4. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{Da^2 x N x \rho}{\mu}$$

Da = 3,9444 ft = 1,2023 m

N = 1,2111 rps = 4.359,9176 rpj

ρ = 74,1012 lb/ft3

μ = 0,0891 lbm/ft.s

Re = 15.671,4820

5. Tenaga Pengadukan

$$P = \frac{N^3\ x\ Di^5\ x\ \rho\ x\ Po}{gc}$$

dengan hubungan :

Di = diameter pengaduk

N = kecepatan putaran

Po = daya penggerak

ρ = rapat massa fluida yang diaduk

gc = 32,2 (lb ft)/(lbf s^2)

Power number (Po) yang didapat dari Fig.477 Brown

Po = 1 lb.ft2/s^3

$$P = \frac{(\frac{1{,}21}{s})^3 \ x \ (3{,}94ft)^5 \ x \ 74{,}1 \frac{lb}{ft^3} \ x \ 1}{32{,}2}$$

= 3.903,2455 lb.ft/s

= 7,097 hp

= 5,292 kwatt

Diperoleh efisiensi motor 85% (Table 3.1 Towler and Sinnot)

Tenaga motor untuk pengaduk = 5,292 x 85%

= 6,226 kwatt

6. Menghitung Beban Hidraulic

Persamaan yang digunakan :

$$\sigma = Po/N$$

keterangan

σ = beban hydraulic (N.m)

N = kecepatan putar (rps)

P = daya penggerak (N.m/s)

$$\sigma = \frac{1\ lb.ft^2/s^3}{6{,}226\ kwatt}$$

= 2,41 N.m

7. Momen Bending (M)

Dihitung dengan persamaan :

$$M = \frac{0{,}3xPoxLp}{NxL}$$

Keterangan :

M = momen banding

Lp = panjang poros (m)

L = panjang impeller (m)

Diketahui :

$$Lp = (thead + tshell) - (\frac{1}{3}tshell)$$

Lp = (27,12 in + 124,02 in) - $(\frac{1}{3}\ x\ 124{,}02)$

= 151,1523 – 41,3405

= 109,8118 in

= 2,7892 m

M = 1,2981 N.m

8. Diameter Poros (Dshaft)

Dihitung dengan persamaan :

F = allowable stress

= 20.000 psi

= 127551020,4 N/m2

$$Dshaft = \left[\frac{16x(\sigma^2 + M^2)^{0,5}}{\pi xF}\right]^{1/3}$$

$$Dshaft = \left[\frac{16x(2,4093^2 + 1,2981^2)^{0,5}}{3,14\ x\ 127551020,4\ N/m^2}\right]^{1/3}$$

= 0,00301 m

9. Volume Poros (Vp)

dihitung dengan persamaan :

$$Vp \quad = \pi xDshaft^2 xLp$$

$$Vp \quad = 3,14\ x\ 0,00301\ ^2 x\ 2,789\ m$$

= 0,000079 m^3

10. Volume impeller (Vi)

Jumlah impeller = 1

Lebar impeller = 1,2023 m

Tinggi impeller = 2,7892 m

Tebal impeller(ti) = 0,2405 m

Jumlah sudu (n) = 6

Vi = jumlah impeller x lebar impeller x tinggi impeller x tebal impeller x jumlah sudu

= 1 x 1,2023 m x 2,7892 m x 0,2405 m x 6

= 4,8380 m^3

11. Volume pengadukan (VA)

VA = Vp + Vi

= 0,000079 m^3 + 4,8380 m^3

= 4,8381 m^3

12. Mengecek Waktu Pengadukan Sempurna

kriteria pengadukan sempurna :

$\frac{QR}{Fv} > 10$

(Rase, 1977, p.336)

Dengan :

QR = kecepatan sirkulasi, m^3/jam

Fv = debit kecepatan umpan masuk reaktor, m^3/jam

$N_{QR} = \frac{0{,}93\ Dt}{Da}$ Untuk Re > 104 (Rase,1997)

Bilangan Reynold pada pengadukan sempurna :

Re = 15.671,4820 berarti > 104

NQR = 2,7900

QR = N_{QR} x N x Da^3

= 2,79 x (4.359 rpj) x $(1{,}2\ m)^3$

= 21.139,0187 m^3/jam

Fv = 9,8478 m^3/jam

$\frac{QR}{Fv}$

jadi, = 2.146,5831 > 10

Sehingga pengadukan sempurna sekali secara sederhana :

Tmix = $\frac{Vreaktor}{QR}$

= $\frac{61,87\ m^3}{21139,0187\ m3/jam}$ = 0,00293 jam = 10,5397 detik

1**. Perancangan Pemanas**

Sebagai media pemanas dipakai air, dengan ΔT = 6 – 30°C, dipilih ΔT = 30°C

Suhu masuk = 150 °C = 423 K

Suhu keluar = 40 °C = 313 K

Suhu reaksi = 95 °C = 368 K

Suhu rata-rata = 95 °C = 368 K

Sifat fisis air pada suhu rata-rata

Kapasitas panas, cp air = 4,186 Kj/Kg K

Viskositas, μ air = 0,1210 cP

= 1,691 lb/ft jam

= 3,5413 kg/ft jam

Rapat massa, ρ air = 991,056 kg/m^3

K = 0,3599 BTU/ft jam ° F

(Perry, edisi 8)

Massa air pemanas Yang diperlukan :

Massa air = $\frac{Qt}{Cp\ air\ (t2 - t1)}$

Cp air = kapasitas panas air (kJ/ Kg K)

Qt = beban panas total (Kj/ jam)

t1 = suhu air pemanas masuk (K)

t2 = suhu air pemanas keluar (K)

$$\text{Massa air} = \frac{Qt}{Cp\ air\ (t2 - t1)}$$

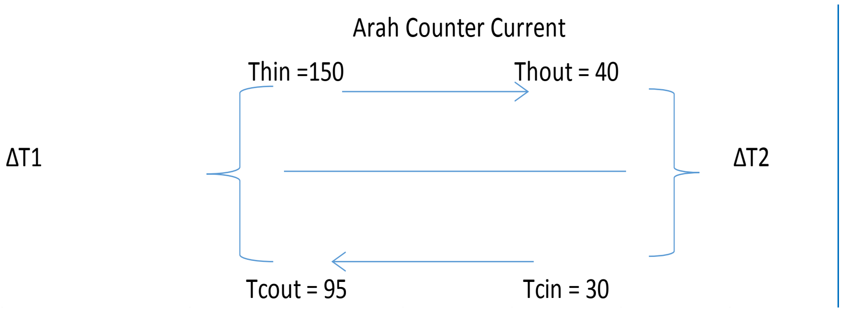
$$= \frac{110276239{,}5733\ kj/jam}{4{,}186\ \frac{kj}{kg} K(423 - 368)}$$

= 239491,4641 kg/jam

= 66,5254 kg/s

beda suhu rata-rata (ΔLMTD) dihitung dengan persamaan :

$$\Delta LMTD = \frac{\Delta t2 - \Delta t1}{ln(\frac{\Delta t2}{\Delta t1})}$$



Suhu	Fluida panas	Fluida dingin	Δt
Suhu atas	150	40	110
Suhu bawah	95	30,0	65,0

$$\Delta T\ LMTD = \frac{65^oC - 110^oC}{\ln(\frac{65^oC}{110^oC})}$$

= 85,5333 ^{0}C

= 185,9599 ^{0}F

= 358,6833 K

Nilai Ud berkisar antara 200 - 500 J/m2s K

Dicoba : Ud = 500 J/m^{2}s

= 0,5 KJ/m^{2}s

Luas perpindahan kalor yang diperlukan :

$$A = \frac{Q}{Ud x \Delta T\ LMTD}$$

$$A = \frac{110.276.239{,}57 \frac{KJ}{jam} / 3600 s}{0{,}5 \frac{KJ}{m2s} x 358{,}68 K}$$

A = 170,8041 m^2

Menentukan pendingin menggunakan jacket atau coil

Luas selimut = π x Dt x HI

= 3,14 x 3,6576 m x 4,8768 m

= 56,0094 m^2

Luas perpindahan panas yang dibutuhkan 170,8 m^2 > Luas selimut tangki yang tersedia 56 m^2, maka sisem pendinginan yang digunakan adalah sistem coil.

pemilihan Diamter Pipa Coil

kecepatan massa pendingin = 239.491,4641 kg/jam

Densitras Pendingin = 991,056 kg/m3

$$\frac{239.491{,}46\ kg/jam}{991{,}056\ kg/m3}$$

Qv =

= 241,6528 m^3/jam

= 0,0671 m^3/detik

Fluida yang akan dilewatkan dalam koil adalah air. Menurut Ludwig vol 3 ed 2 hal 85, dikarenakan viskositas air 0,7 cP (lebih kecil dari 1), maka kecepatan maksimum air di dalam koil adalah 2,4384 m/s (8ft/s). Dirancang koil dengan kecepatan air = 2 m/s

Luas Penampung coil

$$A = \frac{Qv}{v}$$

= 0,0280 m^2

Diameter dalam pipa coil (ID)

$$ID = \left(\frac{4\ x\ 0{,}027\ m^2}{3{,}14}\right)^{1/2}$$

= 0,1888 m

= 7,4313 in

Berdasarkan ukuran ID yang telah dihitun, maka dapat disesuaikan dengan ukuran pipa standar dari tabel 11 Kern,D.Q.,p : 844, 1965 sebagai berikut :

Normal pipe size, Nps = 8 in

schedule Number, Sch = 80

Outside Diameter, OD = 8,625 in

= 0,2917 ft

= 0,0889 m

Inside Diameter, ID = 7,625 in

= 0,6354 ft

= 0,1937 m

Flow area per pipe, At = 45,7 in2

= 0,02948393 m^2

At' = 2,258 f^{t2}/ft

a. Menentukan Koefisien Transfer Panas

Untuk cairan dalam reaktor maka dipakai persamaan 20.4 Kern (1983):

$$hc = \frac{0{,}87.\ k}{Di}\left(\frac{L^2 . N . \rho}{\mu}\right)^{2/3}\left(\frac{Cp .\ \mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{1/3}$$

Dengan :

Hc = Koefisien trasnfer panas cairan, BTU/sqft.jam.F

Di = Diameter Reaktor = 3,6068 m = 11,8333 ft = 11,8333 ft

K = Konduktivitas Panas = 0,3599 BTU/ft3.jam.(F/ft)

L = Diameter putar pengaduk = 1,2023 m

N = putaran pengaduk = 4.080 rev/jam

ρ = densitas larutan = 85,6489 lb/ft^3

Cp = Panas jenis = 0,9897 BTU/lb.oF

μ = Viskositas cairan = 320,7011258 lbm/jam.ft

μw

= Viskositas pemanas = 0,120999647 cP

= 0,292678786 lbm/jam.ft

= 0,000120936 kg/m.s

hc = 1.161,8362 $\frac{BTU}{jam.sqft.F}$

Gpendingin = massa air/ At

$= \frac{66{,}5254\ kg/s}{0{,}0295\ m^2}$

= 2.256,328 kg/m^2.s

Gt $= \frac{G_{pendingin}\ x\ ID}{\mu_{pendingin}}$

Re $= \frac{2.256{,}33 \frac{kg}{m^2.s}\ x\ 0{,}19\ m}{0{,}00012 \frac{kg}{m\ .\ s}}$

= 3.613.443,7

Dari fig 24 Kern, diperoleh jh = 3.000

hi $= jh\ \frac{k}{D}\ (\frac{Cp\ .\mu}{k})^{\frac{1}{3}}\ (\frac{\mu}{\mu_w})^{0,14}$

hi = 19.325,3223 $\frac{BTU}{jam.sqft.F}$

Diketahui diameter spiral atau heliks koil = 0,7 – 0,8 Dt (Rase, 1977) maka,

Dcoil = 0,8 x Dt

Dcoil = 2,926079906 m = 9,6000 ft

hio = hi (1 + 3,5 .d /Dcoil) (Kern hal. 721)

$\frac{BTU}{jam.sqft.F}$

= 102.699,3231

b. Clean overall heat transfer (Uc)

Uc = $\frac{hio \cdot hi}{hio + hi}$

= 16264,7268 $\frac{BTU}{jam.sqft.F}$

c. Desain Overall Heat Transfer corrected (Ud)

Nilai Rd yang diizinkan = 0,001 – 0,003

Dari Kreith (hal4-185) untuk watery solution, Rd = 0,001 hr.ft2.° F/BTU

Ud = $\frac{Uc}{Uc \cdot Rd + 1}$

Ud = 942,0784 $\frac{BTU}{jam.sqft.F}$

d. Luas Transfer Panas (Ao)

Ao = $\frac{Q}{UD \cdot \Delta T\ LMTl}$

= 591,7024 ft^2

= 54,9710 m^2

e. Luas perpindahan panas per coil (A')

A' = At' x π x Dc

= 68,0651 ft^2

= 6,3235 m^2

f. Panjang coil total

$$L = \frac{Ao}{At}$$

L = 262,0471 ft

= 79,8720 m

g. Jarak antar coil

Pt = 1- 2 (recommended) x NPS

dipilih = 1

Pt = 8 in

= 0,203200406 m

= 0,666668021 ft

h. Jumlah lilitan coil

$$Nt = \frac{L}{\pi\sqrt{Dcoil^2 + \sqrt{Pt^2}}}$$

Nt = 8,5051 ilitan

Nt = 9 lilitan

i. Tinggi lilitan coil total

Tinggi lilitan coil minimum yaitu jika koil disusun tanpa jarak, yaitu :

Hmin = Nt x OD

= 2,6250 ft

= 0,8001 m

Hc = (Nt x OD) + ((Nt-1)xPt)

= 7,9583 ft

= 2,4257m

j. Pressure Drop

f = 0,0001 (Fig. 26 "Process Heat Transfer", D.Q.Kern,1965)

k = 0,4027 BTU/ft3 jam (° F/ft) (Tabel.4., D.Q.Kern,1965)

s = 1 (tabel.6., D.Q.Kern,1965)

θt = 1 (Tabel.14., D.Q.Kern,1965)

Luas per pipa (at) = $\frac{Nt.at'}{144.n}$

= 0,1411 sqft

Kecepatan massa umpan (Gt) = $\frac{Wa}{at}$

= $\frac{527.839,1869\ lb/jam}{0,1411\ sqft}$

= 3.740.224,531 lb/sqft.jam

$$\frac{f.Gt^2.L.n}{5,22x10^{10}.ID.s.\emptyset t}$$

ΔP tube = (pers.7.45,D.Q.Kern,p.148)

= 1,1052 psi

$$\Delta Pr = \frac{4.V^2.n}{s.2.g}$$ (pers.7.46,D.Q.Kern,p.148)

Dimana,

V = velocity, fps

s = specific gravity

g = acceleration of gravity, ft/sec^2

ΔPr = 2,236024845 psi

ΔPT = ΔP tube + ΔPr

= 1,1052 + 2,2360

= 3,3412 psi

Batas maksimal pressure drop keadaan cair yang diizinkan dalam pipa adalah 10 psi sehingga aman atau memenuhi syarat (ΔPT<10)

k. Volume coil total

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

= 0,4955 m^3

Dari perhitungan dimensi coil, dapat diketahui coil tercelup/tidak,

tinggi cairan didalam reaktor = 3,1501 m

Tinggi reaktor = 4,8768 m

Tinggi coil didalam reaktor = 2,4257 m

Tinggi cairan didalam reaktor (R-01)> Tinggi coil di dalam reaktor, maka dapat disimpulkan bahwa semua koil tercelup didalam reaktor

m. Merancang isolator di Reaktor (R-01)

Untuk menjaga keamanan lingkungan, dinding luar reaktor diisolasi

Suhu udara, Tu = 30 ^{0}C = 86 ^{0}F

Dirancang,

Suhu dinding luar Isolator, Ti = 40 ^{0}C = 104 ^{0}F

Dari Fig 11-65 dan fig. 11-68, Pery's ed 8,2008 untuk range suhu 0^o F - 300^o F

Bahan isolator yang dipilih adalah jenis Polyisocyanurate.

Pertimbangan lain yang digunakan untuk isolasi Polyisocyanurate.

1. Bahan ini dapat digunakan untuk range suhu 0 ^{o} F – 300 ^{o} F
2. Thermal conductivity realtif tetap pada suhu 0 ^{o} F – 900 ^{o} F
3. Mudah didapat

Pemilihan bahan isolator berdasarkan pada suhu operasi Reaktor (R-01) dengan,

T's = Suhu permukaan dalam selongsong (^{o} F)

Ts' = Suhu permukaan luar selongsong (^{o} F)

Ti = Suhu dinding luar isolator (^{o} F)

Tu = suhu dinding udara lingkungan (^{o} F)

Xs = Tebal dinding selongsong (in)

Xi = Tebal dinding isolator (in)

asumsi :

1. perpindagan kalor terjadi dalam keadaan tunak (steady state)

2. perpindahan kalor yang terjadi :

a. perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam selongsong ke dinding luar selongsong.

a. perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam selongsong ke dinding luar isolator

b. perpindahan kalor secara konvekasi dari permukaan isolator ke udara lingkungan

Koefisien perpindahan kalor hc dapat dihitung menggunakan persamaan

$$h_c = 0{,}25\ (Ti - Tu)^{0{,}25}$$

= 0,514941786 Btu/jam.ft^2.° F

$$q_c = h_c(Ti - Tu)$$

= 9,2690 Btu/jam.ft^2.° F

Diketahui :

Xs = 0,4375 in = 0,0365 ft

konduktivitas thermal selongsong, ks = 26 BTU/jam.ft^2.° F

konduktivitas thermal isolator, ki = 0,0125 BTU/jam.ft^2.° F

Maka, xi dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$q_c = \frac{Ts - Ti}{\frac{xs}{Ks} + \frac{xi}{ki}}$$

$$\frac{104 - 86}{\frac{0{,}0365}{26} + \frac{xi}{0{,}0125}}$$

9,2690 =

Xi = 1,8655 ft

= 0,56861 m

= 56,8613 cm

REAKTOR B

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk/RATB

(*Continuous Stirred Tank Reaktor)*

Fungsi : Tempat berlangsungnya rekasi Antara Natrium Silikat dan HCl yang menghasilkan Silika Dioksida dan NaCl.

Alasan pemilihan :

Terdapat pengaduk sehingga suhu dan komposisi campuran adalah reaktor yang harus selalu homogen bisa terpenuhi.

Fase reaktan adalah cair sehingga memungkinkan menggunakan RATB

Pengontrolan suhu mudah, sehingga kondisi operasi yang isothermal

Kondisi operasi : Suhu = 40 ^{o}C

Tekanan = 1 atm

Reaksi = Eksotermis, Isotermal

Konversi = 77%

Kinetika Reaksi dan Keseimbangan

Reaksi sintesis natrium silikat dilakukan pada fase cair pada proses *sol-gel* (pembentukan sol dan gelatinika gel) di dalamnya terdapat silika sol, gel, serbuk dan porous glasses. *Microamorphous silica* umumnya dibuat melalui *sol-gel process*, yang sangat cocok untuk padatan non kristal dengan homogenitas da kemurnian tinggi.

Reaksi yang terjadi adalah:

Reaksi yang terjadi di reaktor :

$$Na_2O.3{,}36SiO_{2(aq)} + 2HCl_{(aq)} \longrightarrow 3{,}36SiO_2 + 2NaCl_{(aq)} + H_2O_{(l)} \qquad (2)$$

$\Delta H_{298\ K}$ (2) $= (3{,}36\ \Delta H_f\ SiO_2) + (1.\Delta H_f\ H_2O) + (2\ \Delta H_f\ NaCl) -$

$(\Delta H_f\ Na_2O.3{,}36SiO_2 + 2\ \Delta H_f\ HCl)$

$= (3{,}36 \times -910$ kj/kmol) + (-285,8 kj/kmol) +(2 x -411kj/kmol) –

(-1.561,43 kj/kmol) – (2 x -92,3 kj/kmol)

= -2.419,37 kj/kmol

Jadi reaksi 2 pembuatan Silika merupakan reaksi eksotermis karena nilai ΔHf^0 reaksi negatif.

Neraca Massa Reaktor

Neraca Massa Umpan

Komponen	Berat (kg/jam)	Fraksi massa (x)	BM (kg/kmol)	density $_\varrho$ (kg/m3)	Berat (kmol/jam)	Fraksi mol (x)	$x/_\varrho$
3,36SiO2	98.7459	0.0036	60.08	1003.1602	1.6436	0.0025	0.0000036
HCl	4693.6972	0.1715	36.5	1591.1680	128.5944	0.1951	0.0001078
H2O	7903.0205	0.2887	18	984.2744	439.0567	0.6661	0.000293330
impurities :							
Al2O3	1.218956492	0.000045	101.96	2147.85829	0.0120	0.000018	0.000000021
Fe2O3	1.218956492	0.000045	159.69	5240.00000	0.0076	0.000012	0.000000008
CaO	0.290227736	0.000011	56.0774	3350.00000	0.0052	0.000008	0.000000003
MgO	0.267009517	0.000010	40.3044	1173.86414	0.0066	0.000010	0.000000008
SO4	1.311829367	0.000048	96.06	2387.04297	0.0137	0.000021	0.000000020
Na2O	0.905510537	0.000033	61.9789	2270.00000	0.0146	0.000022	0.000000015
K2O	1.160910944	0.000042	94.2	2350.00000	0.0123	0.000019	0.000000018
Na2O.3,36SiO2	13049.80	0.47674192	263.85	2400.0000	49.4594	0.0750407956	0.0000312670
NaCl	32.55	0.001189	58.48	547.5951	0.5566	0.0008444098	0.0000015420
NaOH	1588.70	0.0580	40	746.99165	39.7175	0.060260238	7.76973E-05
Σ	27372.8893	1		26191.9547	659.1002	1	0.0005153

Densitas campuran (kg/L) = $1/\Sigma(x/_\varrho)$

$= 1.940{,}65\ kg/m^3$

Persamaan Laju Reaksi

$$\mathbf{-r_A = k.\ C_A C_B^2}$$

Dimana,

rA = Laju reaksi, mol/m3.menit

k = Konstanta laju reaksi, menit-1

C_A = Konsentrasi reaktan A, mol/m^3

C_B = Konsentrasi reaktan B, mol/m^3

k= 0,34 jam^{-1}

Flow rate arus masuk reaktor :

$$Fv = \frac{massa\ umpan\ (\frac{kg}{jam})}{densitas\ campuran\ (\frac{kg}{m^3})}$$

$$F_v = \frac{27372{,}89\ kg/jam}{1940{,}65\ kg/m^3}$$

F_v = 14,104 m^3/jam

Konsentrasi $Na_2O.3,36SiO_2$ (C_{A0})

$$C_{A0} = \frac{Mol\ Na2O.3{,}36SiO2}{Fv}$$

$$C_{A0} = \frac{49{,}56\ \text{kmol/jam}}{14{,}11\ m^3/jam}$$

C_{A0} = 3,51 kmol/m^3

Konsentrasi HCl(C_{B0})

$$C_{B0} = \frac{Mol\ \ HCl}{Fv}$$

$$C_{B0} = \frac{128{,}59\ \text{kmol/jam}}{14{,}11\ m^3/jam}$$

C_{B0} = 9,12 kmol/m^3

Ratio mol umpan masuk (M)

$$M = \frac{C_A0}{C_B0}$$

$$M = 2{,}6$$

Konsentrasi $Na_2O.3,36SiO_2$ (C_A)

$$C_A = \frac{Mol\ Na2O.3{,}36SiO2}{Fv}$$

$C_A = \frac{11,38 \text{ kmol/jam}}{46,45\ m^3/jam}$

C_A = 0,245 kmol/m3

Konsentrasi HCl(C_B)

$C_B = \frac{Mol\ HCl}{Fv}$

$C_B = \frac{12,71 \text{ kmol/jam}}{46,45\ m^3/jam}$

C_B = 0,27 kmol/m^3

Ratio mol umpan masuk (M)

$$M = \frac{C_B}{C_A}$$

M = 1,11

Menghitung volume reaktor

$$V = \frac{Fv(C_A0 - \text{CA})}{\text{kCA}}$$

dimana,

T = 40° C

θ = 2 jam

X_A = 0,77

M =2,6

Fv = 14,1050 m^3/jam

C_{A0} = 3,5065 kmol/m^3

k = 0,3391 jam^{-1}

C_A = 0,2449 kmol/m^3

maka V = 554,0860 m^3

Optimasi Menghitung Jumlah reactor

Tabel 3. HasilPerhitungan Optimasi Reaktor

n	X_{A1}	X_{A2}	X_{A3}	X_{A4}	volume (m^3)	volume (gallon)	over design (m^3)	Harga (US $)	Harga Alat (US $)
1	0,77				554,086	146.374,0093	664,9032112	810.800	810.800
2	0,52	0,77			45,1428	11.925,4533	54,17131233	227.500	455.000
3	0,387	0,62	0,77		26,2973	6.947,0175	31,5567927	140.800	422.400
4	0,359	0,56	0,72	0,77	9,1453	2.415,9353	10,97437398	106.800	427.200

n = 3

$$\frac{(1-x_1)\left[\left(0.77-\left(\frac{0.23\cdot x_1}{1-x_1}\right)\right)-x_1\right]}{x_1\left(1-\left(0.77-\left(\frac{0.23\cdot x_1}{1-x_1}\right)\right)\right)}=1$$

Trial and error x1 = 0,387

Persamaan 1,000

$$x_2 = 0{,}77 - \left(\frac{0{,}23\ .\ x_1}{1-x_1}\right)$$

x2 = 0,624

n = 4

$$x_3 = 0{,}77 - \left(\frac{0{,}23\cdot x_1}{1-x_1}\right)$$

$$x_2 = x_3 - \left(\frac{(1-x_3)(0{,}77-x_3)}{0.23}\right)$$

x1 = 0,359

x2 = 0,56

x3 = 0,72

dipilih 2 reaktor karena penurun volume sangat tajam

n = 2	v1 =	45,1428	m^3
	v2 =	45,1428	m^3
	Σ	90,2855	m^3
n = 3	v1 =	26,2973	m^3
	v2 =	26,2977	m^3

	v3 =	26,2973	m^3
	Σ	78,8924	m^3
n = 4	v1 =	23,3714	m^3
	v2 =	19,1876	m^3
	v3 =	23,3714	m^3
	v4 =	9,1453	m^3
	Σ	75,0756	m^3

PERANCANGAN REAKTOR (R-03/04)

Dimensi Reaktor

Diameter dan tinggi reactor menurut Peters dan Timmerhaus (1980), over design yang direkomendasikan untuk "Continuous Rector" adalah 20%. Jadi, volume masing-masing reactor adalah :

Volume Reaktor

Reaktor berbentuk silinder tegak dengan anggapan H:D = 1.5 : 1

$$V\ head = \frac{\pi . D^2}{4} x \frac{D}{6}$$ (Brownell & Young, 1959 hal 80)

Terdiri dari 2 head yaitu tutup atas dan tutup bawah

$$2V\ head = \frac{\pi . D^2}{4} x \frac{D}{6} x\ 2 = \frac{\pi . D^3}{12}$$

Vcairan = 213.841,23 liter

Over design 20%

Volume Reaktor = 120% x V cairan

= 256,60 m^3

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

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

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

$$Vreaktor = \frac{\pi.D^2}{4}.1{,}5.D$$

$$Vreaktor = \frac{\pi.1{,}5D^3}{4}$$

$$D = \left(\frac{v\,reaktor}{\frac{1{,}5\pi}{4}+\frac{\pi}{12}}\right)^{1/3}$$

$$D = \left(\frac{54{,}17}{\frac{1{,}5\pi}{4}+\frac{\pi}{12}}\right)^{1/3}$$

D = 3,351347189 m

= 10,99523391 ft

H : D = 1,5 : 1

H = 5,027020784 m

= 16,49285087 ft

Diameter standar	=	12 ft	= 3,657 m	= 144.0 in
Tinggi Standar	=	17 ft	= 5,18 m	= 204.0 in

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

$$Vreaktor = \frac{\pi.(3.6576\ m)^2}{4}.5{,}1816\ m + \frac{\pi.(3{,}6575\ m)^3}{12}$$

V reaktor = 65,59630473 m^3

= 4.101.970,514 in^3

b. tebal head

jenis tutup : torispherical dished heads

Dipilih bahan konstruksi, yaitu Stainless Steel 316

efisiensi sambungan : double welded butt joint

faktor korosi : stainless steel

P = 1 atm, keamanan 20%

$$P = 1.2\ x\ 1\ atm\ x\ \frac{14.7\ psia}{1\ atm}$$

P = 17,6672 psia

range = 15-200 psig

fall = 2.000 psia

E = 80%

C = 0,125

P = 17,6672 psia

$$t\ \ head = \frac{PxD}{(2xfallxE) - (0.2xP)}$$ (Brownell & Young, hal 256)

$$t\ \ head = \frac{17{,}64\ psia\ x\ 144}{(2x2000x0{,}80) - (0{,}2x17{,}64\ psia)} + 0{,}125\ in$$

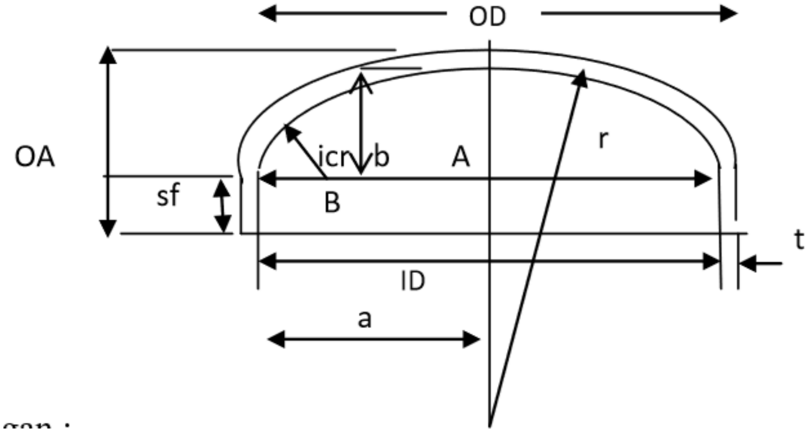
t head = 0,920901 in

di standarkan dengan melihat tabel 5.6 brownell & young

t head = 1,00 in

= 0,0254 m

c. tinggi head



Keterangan :

icr : inside-corner radius

sf : straight flange

r : radius of dish

OD : Outside diameter

b : Dept of dish (inside)

a : inside radius

IDs = diameter dalam shell = OD- 2 t head = 141,9997074 in

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

= 70,9998537 in = 5,916654475 ft

Dari tabel 5.7 Brownell & Young diperoleh

OD s = 144.00 in

r = 132 in

t head = 1,00 in

icr = 8,25 in

(Brownell & Young, 87)

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{1/2}$$

AB = a - icr

= 70,9998537 - 8 1/4

= 64,8748537 in

BC = r - icr

= 132 - 8 1/4

= 125,875 in

b = 24,13077833 in

Dari tabel tabel 5.6 Brownell & Young hal 88 diperoleh

t head = 1 in

Sf = 2 in (1,5-2,5 in)

Sehingga,

tinggi head = t head + b + Sf

tinggi head = 1,00 + 24,13077833 + 2

= 27,1308 in

= 0,69 m

d. Volume Head (VH)

VH = 0,000049 x D^3 (Brownell&Young, 88)

= 140,3002 in^3

= 242.729,9823 ft^3

e. Volume cairan dalam head (Vhead)

$$Vhead = \frac{\pi D^3}{24}$$

$$Vhead = \frac{\pi(3{,}6\ m)^3}{24}$$

V head = 374.611,1975 in^3

= 6,138814502 m^3

f. Volume cairan di Shell

Vshell = Vcairan – (0,5 x Vcairan dalam head)

Vshell = 2.567.458,124 in^3

= 42,073353 m^3

g. Tinggi cairan di shell

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

$$t\ shell(H) = \frac{4.\ V\ shell}{\pi D^2}$$

$$t\ shell(H) = \frac{4.\ \ 2567458{,}124\ in^3}{\pi(142\ in)^2}$$

tinggi shell = 157,72862 in = 4,0063149 m

h. tinggi reaktor (tR)

t_R = 5,1816 m

i. menghitung tebal shell

Dipilih bahan konstruksi, yaitu Stainless Steel 316

fall = 2000 psia

E = 80%

C = 0,125 in

P = 1.2 x (P operasi + P hidrostatis) psia

Mencari Tekanan Hidrostatis

vol cairan = h cairan x (πD^2/4)

45,1428 = h cairan x 8,8167

h cairan = 4,006315 m

P hidrostatis = ρ.g.hcairan ID + 2t

= 157,295 N/m^2

= 0,0228 psia

Maka P = 17,6674 psia

$$tshell = \frac{Pd.r}{fall.E - 0.6.Pd}$$

$$tshell = \frac{17{,}64\ psiax\dfrac{142\ in}{2}}{2000\ psiax0.8 - 0{,}6x14{,}74\ psia} + 0{,}125\ in$$

tshell = 0,9142 in

Distandarkan dengan tebal standar yaitu = 1,00 in

Perancangan Pipa

a. Ukuran pipa pemasukan umpan (umpan A)

Neraca Massa Umpan A

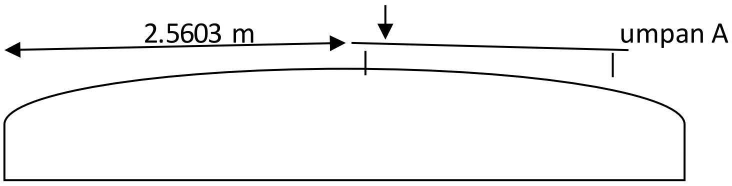
Komponen	Berat (kg/jam)	Fraksi massa (x)	BM (kg/kmol)	density $_ρ$ (kg/m3)	Berat (kmol/jam)	Fraksi mol (x)	$x/_ρ$
3,36SiO2	98.7459	0.0053	60	1003.1602	1.6436	0.0054	0.0000053
HCl	0.0000	0.0000	36.5	1591.1680	0.0000	0.0000	0.0000000
N2O.3,36SiO2	13049.8038	0.7016	263.8	2400.0000	49.4594	0.1627	0.0002923
NaOH	1588.7013	0.0854	40.0	746.9916	39.7175	0.1307	0.0001143
NaCl	32.5471	0.0017	58.5	547.5951	0.5566	0.0018	0.0000032
H2O	3824.1190	0.2056	18	984.2744	212.4511	0.6991	0.000208879
impurities :							
Al2O3	1.218956492	0.000066	101.96	2147.8583	0.0120	0.0000	0.000000031
Fe2O3	1.218956492	0.000066	159.69	5240.0000	0.0076	0.0000	0.000000013
CaO	0.290227736	0.000016	56.0774	3350.0000	0.0052	0.0000	0.000000005
MgO	0.267009517	0.000014	40.3044	1173.8641	0.0066	0.0000	0.000000012
SO4	1.311829367	0.000071	96.06	2387.0430	0.0137	0.0000	0.000000030
Na2O	0.905510537	0.000049	61.9789	2270.0000	0.0146	0.0000	0.000000021
K2O	1.160910944	0.000062	94.2	2350.0000	0.0123	0.0000	0.000000027
Σ	18600.2906	1		26191.9547	303.9001	1	0.0006242

posisi pipa umpan A = 0,7 x OD

= 0,7 x 143,9997074

= 100,7997952 in

= 2,5603 m



ϱ campuran = $1/\Sigma(x/_{\varrho})$

= 1.602,1112 kg/m^3

= 71,1679 lbm/ft^3

Flow rate umpan A masuk reaktor :

$$Fv = \frac{massa\ umpan\ (\frac{kg}{jam})}{densitas\ campuran\ (\frac{kg}{m^3})}$$

$$Fv = \frac{18.600{,}2906 kg/jam}{1.602{,}1112 kg/m3}$$

Fv = 11,6099 m^3/jam

= 0,1139 ft^3/s

diameter pipa pemasukan (Diopt)

Diopt = 3,9 x $Fv^{0.45}$ x $\rho^{0.13}$

= 3,9 x 0,3762 x 1,7410

= 2,5543 in

Berdasarkan ukuran ID yang telah dihitung di standarkan dengan ukuran pipa

Nominal pipe size, Nps = 3 in

Schedule Number, Sch = 80

Outside Diameter, OD = 3,5 in

Inside Diameter, ID = 2,9 in

Flow area per pipe = 6,61 in^2

At' = 0,917 ft^2/ft

2. ukuran pipa pemasukan sulfur (Umpan B)

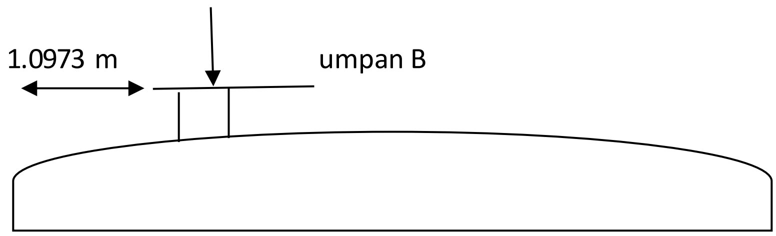
komponen	Berat (kg/jam)	Fraksi massa (x)	BM (kg/kmol)	density $_\varrho$ (kg/m3)	Berat (kmol/jam)	Fraksi mol (x)	$x/_\varrho$
HCl	4693.70	0.5350	36.5	1591.1680	128.5944	0.362033824	0.000227527
H_2O	4078.90	0.4650	18	984.2744	226.6056	0.637966176	0.000648159
Σ	8772.60	1.0000			355.2001	1	0.000875686

posisi pipa umpan B = 0,3 x OD

= 0,3 x 143,9997074

= 43,1999122 in

= 1,0973 m



ρ campuran = 1/Σ(x/ρ)

= 1141,9619 kg/m^3

= 113,0570 lbm/ft^3

Flow rate umpan B masuk reaktor :

$$Fv = \frac{massa\ umpan\ (\frac{kg}{jam})}{densitas\ campuran\ (\frac{kg}{m^3})}$$

$$Fv = \frac{8.772{,}5987 kg/jam}{1.141{,}961871 kg/m3}$$

Fv = 7,6820 m^3/jam

0,0754 ft^3/s

diameter pipa pemasukan (D_{iopt})

Diopt = 3,9 x Fv $^{0.45}$ x ρ $^{0.13}$

= 3,9 x 0,3124 x 1,8490

= 2,2527 in

Berdasarkan ukuran ID yang telah dihitung di standarkan dengan ukuran pipa Tabel 11 Kern, hal 844.

Nominal pipe size, Nps	= 2,5 in
Schedule Number, Sch	= 80
Outside Diameter, OD	= 2,88 in
Inside Diameter, ID	= 2,323 in
Flow area per pipe	= 4,23 in^2
At'	= 0,753 ft^2/ft

Ukuran pipa Keluaran Reaktor

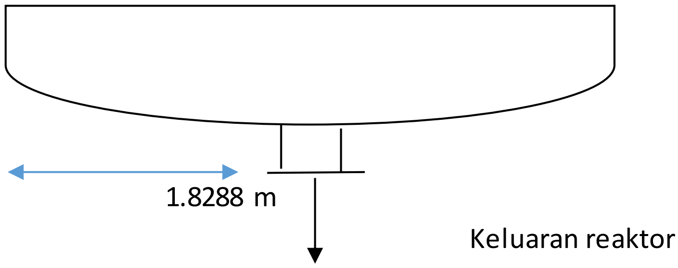
Komponen	Berat (kg/jam)	Fraksi massa (x)	BM (kg/kmol)	density ϱ (kg/L)	Berat (kmol/jam)	Fraksi mol (x)	x/ϱ
3,36SiO2	7786.66	0.284466306	60.08	1003.1602	129.6049384	0.2507039906	0.0002499142
NaCl	6809.5026	0.248768135	58.48	547.5951	116.4415632	0.2252411437	0.0004113279
HCl	463.8943	0.016947216	36.50				
H2O	9304.9995	0.339934866	18.00	984.2744	516.9444139	0.9999621086	0.0010159384
impurities :		0	0.00				
Al2O3	1.218956492	4.45315E-05	101.96	2147.8583	0.011955242	0.0000231259	0.0000000108
Fe2O3	1.218956492	4.45315E-05	159.69	5240.0000	0.007633268	0.0000147656	0.0000000028
CaO	0.290227736	1.06027E-05	56.08	3350.0000	0.005175485	0.0000100113	0.0000000030
MgO	0.267009517	9.75452E-06	40.30	1173.8641	0.006624823	0.0000128149	0.0000000109
SO4	1.311829367	4.79244E-05	96.06	2387.0430	0.013656354	0.0000264165	0.0000000111
Na2O	0.905510537	3.30806E-05	61.98	2270.0000	0.014609981	0.0000282611	0.0000000124
K2O	1.160910944	4.2411E-05	94.20	2350.0000	0.012323895	0.0000238390	0.0000000101
Na2O.3,36SiO2	3001.45	0.109650642	263.85	2400.0000	11.37566242	0.0220047477	0.0000091686
NaOH	0.0000	0	40.00	746.9916	0	0.0000000000	0.0000000000
Σ	27372.8893	1		24600.7866	516.9640	1	0.0016864

posisi pipa keluaran reaktor = 0,5 x OD

= 0,5 x 144,00

= 71,999 in

= 1,8288 m



ϱ campuran (kg/L) = 1/Σ(x/ϱ)

= 592,9755 kg/m3

= 74,1012 lbm/ft3

Flow rate umpan keluaran reaktor :

$$Fv = \frac{massa\ umpan\ (\frac{kg}{jam})}{densitas\ campuran\ (\frac{kg}{m^3})}$$

$$\text{Fv} = \frac{27372{,}8893 kg/jam}{592{,}97549\ kg/m3}$$

Fv = 46,1619 m^3/jam

= 0,4528 ft^3/s

$$A_{pipa} = \frac{Qumpan}{Kecepatan\ linier\ umpan}$$

Menurut Schweitzer, kecepatan linier keluar disyaratkan 0.6096-1 m/detik.

Diambil kecepatan linier umpan 1m/detik.

$$A_{pipa} = \frac{46{,}17\ m^3/jam}{1\ m/detik} x \frac{1\ jam}{3600\ detik}$$

A pipa = 0,01282 m^2

Menghitung diameter dalam pipa (ID)

$$ID = \left(\frac{4xA_{pipa}}{\pi}\right)^{0.5}$$

$$ID = \left(\frac{4x0.01282\ m^2}{3.14}\right)^{0.5}$$

ID = 0,1278 m

= 5,0318 in

Berdasarkan ukuran ID yang telah dihitung di standarkan dengan ukuran pipa Tabel 11 Kern, hal 844.

Nominal pipe size, Nps	= 6 in
Schedule Number, Sch	= 80
Outside Diameter, OD	= 6,625 in
Inside Diameter, ID	= 5,761 in
Flow area per pipe	= 26,1 in^2
At'	= 1,734 ft^2/ft

k. Perancangan Pengaduk Reaktor

Viskositas fluida dan jenis pengaduk

mengikuti persamaan : log(μ) = A+B/T+CT+DT2

μ	= viskositas, cP	
A, B, C, D	= konstanta	
T	= suhu operasi, K	= 313,15 K

Komponen	Berat (kg/jam)	Fraksi massa (x)	BM (kg/kmol)	A	B	C	D	log µ	µ, cP	x.µ
3,36SiO2	7786.6647	0.2845	60.08						7	1.991264139
HCl	463.8943	0.0169	36.5	-1.5115	1.9460E+02	3.0670E-03	-1.3760E-05	-1.2789873	0.052603261	0.000891479
NaCl	6809.5026	0.2488	58.5	-0.9169	1078.9	-0.00007623	1.1105E-08	2.50563131	320.3548561	79.69407996
H2O	9304.9995	0.3399	18	-10.2168	1.7925.E+03	1.7730E-02	-1.2630E-05	-0.1790913	0.662077263	0.225063145
impurities :										
Al2O3	1.2190	0.000045	101.9600	-4.1000	0.0212			-4.0999323	0.0004	1.78126E-08
Fe2O3	1.2190	0.000045	159.6900	-6.4000	0.0088			-6.3999719	0.04	1.78126E-06
CaO	0.2902	0.000011	56.0774	-22.8000	0.0215			-22.799931	1.58514E-23	1.68069E-28
MgO	0.2670	0.000010	40.3044	-21.1000	0.0258			-21.099918	7.94479E-22	7.74976E-27
SO4	1.3118	0.000048	96.0600						1.352	6.47938E-05
Na2O	0.9055	0.000033	61.9789	-9.6000	-0.0012			-9.6000038	2.51186E-10	8.30939E-15
K2O	1.1609	0.000042	94.2000	-27.1000	0.0301			-27.099904	7.94504E-28	3.36957E-32
Na2O.3,36SiO2	3001.4549	0.109651	263.85						200	21.93012834
NaOH	0.0000	0.000000	40	-4.1939	2051.5	0.0027917	-6.159E-07	3.17109746	1482.850814	0
Σ	27372.8893	1								103.8414937

Pada fig 8-1 Rase, H F, vol 1 dipilih jenis pengaduk tipe baling-baling (Marine propeller) dengan 3 flat blade dengan 4 buah baffle.

Perancangan untuk pengadukan dilakukan dengan prinsip similaritas menggunakan model sesuai dengan referensi yang terdapat pada buku Brown Fig.477 kurva no. 15 hal. 507 beserta tabelnya yaitu :

$$\frac{Dt}{Di} = 3$$

$$\frac{Zl}{Di} = 3,9$$

$$\frac{Zi}{Di} = 1,3$$

a) Diameter Pengaduk (Di)

$$Di = \frac{D_t}{3}$$

$$Di = \frac{141,9997 \text{ in}}{3}$$

Di = 47,3332358 in

Di = 1,202266594 m

Di = 3,944444332 ft

b) Tinggi cairan dalam pengadukan (Z_I)

Z_I = Di x 3,9

Z_I = 47,33 in x 3,9

Z_I = 184,5996 in

Z_I = 3,6068 m

Z_I = 11,8333 ft

c) Jarak Pengaduk dari dasar tangki (Zi)

Zi = Di x 1,3

Zi = 47,33 x 1,3

Zi = 61,5332 in

Zi = 1,5629 m

Zi = 5,1278 ft

Menghitung jumlah pengaduk (sesuai referensi buku Wallas hal. 288)

Rasio tinggi permukaan cairan dan diameter tangki

$$\frac{H}{D} = \frac{4{,}0\ \text{m}}{3{,}6\ \text{m}}$$

= 1,1

Berdasarkan referensi buku wallas jumlah pengaduk yang digunakan sebanyak = 1 buah

ketentuan:

perbandingan diameter impeller dengan diameter tangki

Da = 1/3 Dt

Da = 47,333 in

= 1,20 m

perbandingan panjang lebar impeller dengan diameter impeller

L = 1/4 Da

L = 11,833 in

= 0,300 m = 1,0 ft

panjang baffle = tinggi shell

P = 5,1816 m

perbandingan lebar baffle dengan diameter tangki

j = 1/12 Dt

j = 11,833 in

= 0,300 m = 1 ft

volume baffle (Vb) = lbr baffle x pjg baffle x tbl baffle x jmlh baffle

= 0,3 m x 5,18 m x 0,4064 m x 4 m

= 2,53 m^3

4. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{Da^2 xNx\rho}{\mu}$$

Da = 3,9444 ft = 1,202266594 m

N = 1,2111 rps

P = 74,1012 lb/ft^3

M = 0,069781484 lbm/ft.s

Re = 20.009,327096 (Turbulen)

5. Tenaga Pengadukan

$$P = \frac{N^3 \, x \, Di^5 \, x \, \rho \, x \, Po}{gc}$$

dengan hubungan :

Di = diameter pengaduk

N = kecepatan putaran

Po = daya penggerak

P = rapat massa fluida yang diaduk

gc = 32,2 (lb·ft)/(lbf·s^2)

Power number (Po) yang didapat dari Fig.477 Brown

Po = 1.2 lb.ft^2/s^3

$$P = \frac{(\frac{1,21}{s})^3 \; x \; (3,94ft)^5 \; x \; 74,1\frac{lb}{ft^3} \, x \, 1}{32,2}$$

P = 4683,8946 lb.ft/s

P = 8,516 hp

P = 6,351 kwatt

1 Hp = 0.7457 kwatt

Diperoleh efisiensi motor 85% (table 3.1 Towler and Sinnot hlm 111)

Tenaga motor untuk pengaduk = 7.056 kwatt

6. Menghitung Beban Hidraulic

Persamaan yang digunakan :

$$\sigma = Po/N$$

keterangan

σ = beban hidraulic, N.m

N = kecepatan putar, rps

P = daya penggerak, N.m/s

σ = 2,55 N.m

7. Momen Bending (M)

dihitung dengan persamaan : $M = \frac{0,3xPoxLp}{NxL}$

Keterangan :

M = momen banding

Lp = panjang poros (m)

L = panjang impeller (m)

Diketahui : $Lp = (thead + tshell) - (\frac{1}{3}tshell)$

Lp = 158,4177392 - 52,57620536

= 105,8415 in

= 2,688380337 m

M = 1,298539811 N.m

8. Diameter Poros (Dshaft)

dihitung dengan persamaan : $Dshaft = \left[\frac{16x(\sigma^2 + M^2)^{0,5}}{\pi xF}\right]^{1/3}$

F = allowable stress

= 20,000 psi

= 127.551.020,4 N/m^2

Dshaft = 0,003057703 m

9. Volume Poros (Vp)

dihitung dengan persamaan :

$$Vp = \pi xDshaft^2 xLp$$

Vp = 0,000079 m3

10. Volume impeller (Vi)

jumlah impeller = 1

lebar impeller = 1,20 m

tinggi impeller = 2,69 m

tebal impeller(t_i) = 0,24 m

jumlah sudu (n) = 6

Vi= jumlah impeller x lebar impeller x tinggi impeller x tebal impeller x jumlah sudu (n)

Vi = 4,66 m^3

11. Volume pengadukan (V_A)

V_A = Vp + Vi

= 3,706134421 m^3

12. Mengecek Waktu Pengadukan Sempurna

kriteria pengadukan sempurna :

$$\frac{QR}{Fv} > 10$$

(Rase, 1977, p.336)

Dengan :

Q_R = kecepatan sirkulasi, m^3/jam

F_v = debit kecepatan umpan masuk reaktor, m^3/jam

$N_{QR} = \frac{0.93\ Dt}{Da}$ untuk Re > 104 (Rase 1997,p/337)

Bilangan Reynold pada pengadukan sempurna :

Re = 31704,9197 berarti > 104

N_{QR} = 2,79

Q_R = NQR . N . Da^3

= 2,3903 . (4.080 rpj) . $(0,8128\ m)^3$

= 53.072,9432 m^3/jam

F_v = 7,6820 m^3/jam

jadi, $\frac{QR}{Fv}$ = 6.908,702797> 10

sehingga pengadukan sempurna sekali

secara sederhana :

$$Tmix = \frac{Vreaktor}{QR} = \frac{183{,}17\ m^3}{53072{,}94\ m^3/jam}$$

= 0.0034 jam = 12,42 detik

1. Perancangan Pendingin

sebagai media pendingin dipakai air, dengan ΔT = 6 -30^{o} C, dipilih ΔT = 30^{o} C

suhu masuk = 30 ^{o} C = 303 K

suhu keluar = 40 ^{o} C = 313 K

suhu reaksi = 40 ^{o} C = 313 K

suhu Rata-rata = 35 ^{o} C = 308 K

Sifat fisis air pada suhu rata-rata

Kapasitas panas, cp air = 4,186 Kj/Kg K

Viskositas, μ air = 0,120999647 cP

= 1,691 lb/ft jam

=3,5413 kg/ft jam

Rapat massa, ρ air = 991,056 kg/m^3

K = 0,3599 BTU/ft jam ^{o} F (Pery, ed 8, halaman 2.96)

Massa air pendingin Yang diperlukan :

m air = $\frac{Qt}{Cp\ air\ (t2 - t1)}$

Cp air = kapasitas panas air (kJ/ Kg K)

Qt = beban panas total (Kj/ jam)

= 87.300.926,1854 kj/jam

t1 = suhu air pendingin masuk (K)

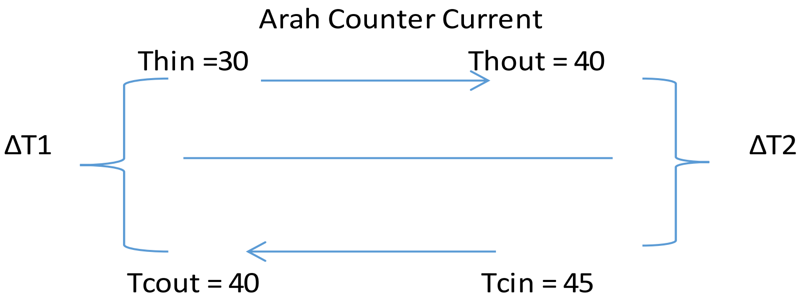
t2 = suhu air pendingin keluar (K)

m air = $\frac{Qt}{Cp\ air\ (t2 - t1)}$

= $\frac{87300926{,}18\ kj/jam}{4{,}186\ \frac{kj}{kg} K (313 - 303) K}$

= 2085545,298 kg/jam

= 579,3181384 kg/s



beda suhu rata-rata (ΔLMTD)

dihitung dengan persamaan

LMTD = $\frac{\Delta t2 - \Delta t1}{ln(\frac{\Delta t2}{\Delta t1})}$

Suhu	Fluida panas	Fluida dingin	Δt	
Suhu atas	40	30	10	Δt1
Suhu bawah	45	40.0	5.0	Δt2

ΔT LMTD = $\frac{5^oC - 10^oC}{\ln(\frac{5^oC}{10^oC})}$

= 7,2135 ^{o}C

= 44,98 ^{o}F = 280,3635 K

Nilai Ud berkisar antara 200 - 500 J/m^2s K

Dicoba : Ud = 500 J/m^2s

= 0,5 KJ/m^2s

Luas perpindahan kalor yang diperlukan :

$$A = \frac{Q}{Udx\Delta T\ LMTD}$$

$$A = \frac{87300926\frac{KJ}{jam}/3600s}{0{,}5\frac{KJ}{m2s}x\ 280{,}36K}$$

A = 172,99 m2

Menentukan pendingin menggunakan jacket atau coil

Luas selimut = π x Dt x HI

= 155,19 m^2

Luas perpindahan panas yang dibutuhkan 172,99 m^2 > Luas selimut tangki yang tersedia 155,19 m^2, maka sisem pendinginan yang digunakan adalah sistem coil.

pemilihan Diamter Pipa Coil

kecepatan massa pendingin = 2.085.545,2983 kg/jam

Densitras Pendingin = 991,056 kg/m^3

Qv = $\frac{2.085.545{,}29\ kg/jam}{991{,}056\ kg/m3}$ = 2.104,3668 m^3/jam

= 0,584546321 m^3/detik

Fluida yang akan dilewatkan dalam koil adalah air. Menurut Ludwig vol 3 ed 2 hal 85, dikarenakan viskositas air 0,7 cP (lebih kecil dari 1), maka kecepatan maksimum air di dalam koil adalah 2,4384 m/s (8 ft/s). Dirancang koil dengan kecepatan air = 2 m/s

Luas Penampung coil

$A = \frac{Qv}{v}$ = 0,1169 m^2

Diameter dalam pipa coil (ID)

$ID = \left(\frac{4\ x\ 0{,}01169\ m^2}{3{,}14}\right)^{1/2}$ = 0,3859 m = 15,19340273 in

Berdasarkan ukuran ID yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan dengan ukuran pipa standar dari tabel 11 Kern,D.Q.,p : 844, 1965 sebagai berikut :

Normal pipe size, Nps	= 16 in
schedule Number, Sch	= 30
Outside Diameter, OD	= 16 in = 1,33 ft = 0,406 m
Inside Diameter, ID	= 15,25 in = 1 ft = 0,387 m
Flow area per pipe, At	= 183 in^2 = 0,118 m^2
At'	= 4,712 ft^2/ft

a. Menentukan Koefisien Transfer Panas

Untuk cairan dalam reaktor maka dipakai persamaan 20.4 Kern (1983):

$$hc = \frac{0{,}87.\ k}{Di}\left(\frac{L^2.N\ .\rho}{\mu}\right)^{2/3}\left(\frac{Cp\ .\ \mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{1/3}$$

Dengan

Hc = Koefisien trasnfer panas cairan, BTU/ft^2.jam.Di

= Diameter Reaktor

= 5,7912 m = 19 ft

k = Konduktivitas Panas

= 0,3599 BTU/ft^3.jam.(F/ft)

L = Diameter putar pengaduk

= 1,9050 m

N = putaran pengaduk

= 2751,59 rev/jam

ρ = Densitas larutan = 85,6489 lb/ft^3

Cp = Panas jenis = 0,9897 BTU/lb. ^{o}F

μ = viskositas cairan = 251,176 lbm/jam. ft

μw = viskositas pendingin = 0,12 cP

= 0,292 251,176 lbm/jam. ft

= 0,000120936 kg/m.s

hc = 1.027,9530 $\frac{BTU}{jam.sqft.F}$

Gpendingin $= \frac{\text{massa air}}{A_t}$

$= \frac{5.793.181.384 kg/s}{0,118064752\ m2}$

= 4906,783162 kg/ m2.s

Re $= \frac{G_{pendingin}\ x\ ID}{\mu_{pendingin}}$

$= \frac{4906,8 \frac{kg}{m^2.s} x\ 0,07366\ m}{0,0007 \frac{kg}{m\ .\ s}}$

= 15.716.143,93

Dari fig 24 Kern, diperoleh jh = 10000

hi $= jh\ \frac{k}{D}\ (\frac{Cp\ .\mu}{k})^{\frac{1}{3}}\ (\frac{\mu}{\mu_w})^{0,14}$

hi = 29.689,39556

Diketahui diameter spiral atau heliks koil = 0,7 – 0,8 Dt (Rase, 1977) maka

Dcoil = 0,8 x Dt

Dcoil = 4,57199973 m = 15 ft

hio = hi (1 + 3,5 .d /Dcoil) (Kern hal. 721)

= 161312.3861 $\frac{BTU}{jam.sqft.F}$

b. Clean overall heat transfer (Uc)

Uc = $\frac{hio\ .\ hi}{hio + hi}$

= 25074.46369 $\frac{BTU}{jam.sqft.F}$

c. Desain Overall Heat Transfer corrected (Ud)

Nilai Rd yang diizinkan = 0,001 – 0,003

Dari Kreith (hal4-185) untuk watery solution, Rd = 0,001

Ud = $\frac{Uc}{Uc\ .\ Rd + 1}$

Ud = 961,6483 $\frac{BTU}{jam.sqft.F}$

d. Luas Transfer Panas (Ao)

Ao = $\frac{Q}{UD\ .\ \Delta T\ LMTD}$

= 1897,011224 ft^2

= 176,2380984 m^2

e. Luas perpindahan panas per coil (A')

A' = At' x π x Dc

= 221,935194 ft^2

= 20,6184 m^2

f. Panjang coil total

L = 8,55 ft = 2.61 m

g. Jarak antar coil

Pt = 1- 2 (recommended) x NPS

dipilih = 1

Pt = 16 in

= 0,41 m

= 1,33 ft

h. Jumlah lilitan coil

Nt = 1,6 lilitan

Nt = 2 lilitan

i. Tinggi lilitan coil total

Tinggi lilitan coil minimum yaitu jika koil disusun tanpa jarak, yaitu :

Hmin = Nt x OD

= 2,666672085 ft

= 0,812801626 m

Hc = (Nt x OD) + ((Nt-1)xPt)

= 4,000008128 ft

= 1,219202438 m

j. Pressure Drop

f = 0,0001 (Fig. 26 "Process Heat Transfer", D.Q.Kern,1965)

k = 0,336 BTU/ft^3 jam (° F/ft) (Tabel.4., D.Q.Kern,1965)

s = 1 (Tabel.6., D.Q.Kern,1965)

θt = 1 (Tabel.14., D.Q.Kern,1965)

Luas per pipa (at) = $\frac{Nt.at'}{144.n}$

= 0,0654 ft^2

Kecepatan massa umpan (Gt) = $\frac{Wa}{at}$

= $\frac{4.596.541,8374 \text{lb/jam(massa air pendingin)}}{0,0654\ ft^2}$

= 70.235.783,59 lb/ft^2.jam

ΔP tube = $\frac{f.Gt^2.L.n}{5,22x10^{10}.ID.s.\emptyset t}$ (pers.7.45,D.Q.Kern,p.148)

= 6,356 psi

$\Delta Pr = \frac{4.V^2.n}{s.2.g}$ (pers.7.46,D.Q.Kern,p.148)

Dimana

V = velocity, fps

S = specific gravity

g = acceleration of gravity, ft/sec^2

ΔPr = 2,236024845 psi

ΔP_T = ΔP tube + ΔPr

= 6,3562 + 2,2360

= 8,5923 psi

Batas maksimal pressure drop keadaan cair yang diizinkan dalam pipa adalah 10 psi sehingga aman atau memenuhi syarat (ΔP_T<10)

Dari perhitungan dimensi coil, dapat diketahui coil tercelup/tidak

tinggi cairan didalam reaktor = 3,9938 m

Tinggi reaktor = 5,1816 m

Tinggi coil didalam reaktor = 1,219202438 m

Tinggi cairan didalam reaktor (R-03/04)> Tinggi coil di dalam reaktor, maka dapat disimpulkan bahwa semua koil tercelup didalam reaktor

Merancang isolator di Reaktor (R-03/04)

Untuk menjaga keamanan lingkungan, dinding luar reaktor diisolasi

Suhu udara, Tu = 30 ^oC = 86 ^oF

Dirancang,

Suhu dinding luar Isolator, Ti = 40 ^oC = 104 ^oF

Dari Fig 11-65 dan fig. 11-68, Pery's ed 8,2008 untuk range suhu 0° F - 300° F

Bahan isolator yang dipilih adalah jenis Polyisocyanurate.

Pertimbangan lain yang digunakan untuk isolasi Polyisocyanurate.

1. Bahan ini dapat digunakan untuk range suhu 0° F - 300° F

2. Thermal conductivity realtif tetap pada suhu 0° F - 900° F

3. Mudah didapat

Pemilihan bahan isolator berdasarkan pada suhu operasi Reaktor (R-03/04) dengan,

T's = Suhu permukaan dalam selongsong (° F)

Ts' = Suhu permukaan luar selongsong (° F)

Ti = Suhu dinding luar isolator (° F)

Tu = Suhu dinding udara lingkungan (° F)

Xs = Tebal dinding selongsong (in)

Xi = Tebal dinding isolator (in)

asumsi :

1. perpindagan kalor terjadi dalam keadaan tunak (steady state)
2. perpindahan kalor yang terjadi :

a. perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam selongsong ke dinding luar selongsong

b. perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam selongsong ke dinding luar isolator

c. perpindahan kalor secara konvekasi dari permukaan isolator ke udara lingkungan

Koefisien perpindahan kalor hc dapat dihitung menggunakan persamaan

h_c = $0{,}25\ (Ti - Tu)^{0{,}25}$

= 0,515 Btu/jam.ft^2.° F

q_c = $h_c(Ti - Tu)$

= 9,269 Btu/jam.ft^2.° F

Diketahui :

Xs = 0,4375 in = 0,0365 ft

konduktivitas thermal selongsong, (ks) = 26 BTU/jam.ft^2.° F

konduktivitas thermal isolator, ki = 0,0125 BTU/jam.ft^2.

(Kern, 1965)

Maka, xi dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$q_c = \frac{Ts - Ti}{\frac{xs}{Ks} + \frac{xi}{ki}}$$

$$9{,}2689 = \frac{104 - 86}{\frac{0{,}0365}{26} + \frac{xi}{0{,}0125}}$$

Xi = 0,0243 ft = 0,741 cm

KESIMPULAN

Kode	R-01/R-02	R-03/R-04
Tugas	Mereaksikan padatan RHA sebanyak 10971,77 kg/jam dengan larutan NaOH 1 N sebanyak 5652,5 kg/jam menjadi sodium silikat sebanyak 13049,8 kg/jam	Mereaksikan sodium silikat sebanyak 13049,8 kg/jam dengan larutan HCl 1N sebanyak 4693,7 kg/jam sehingga terbentuk silika dalam bentuk gel sebanyak 7786,66 kg/jam
Jenis	reaktor alir tangki berpengaduk dengan koil pemanas	reaktor alir tangki berpengaduk dengan koil pendingin
Kondisi Operasi	1 atm, 95 oC	1 atm, 40 oC
Dimensi:		
Tinggi	4,88 m	5,18 m
Diameter	3,66 m	3,66 m
Jumlah Unit	2 unit	2 unit
Waktu Tinggal	1 jam	2 jam
Bahan	Stainless steel 316	Stainless steel 316
Bentuk head	*torispherical Dished Head*	*torispherical Dished Head*
Tebal shell	0,87 in	1 in
Tebal head	0,75 in	0,75 in
Tinggi head	0,69 m	0,69 m
Pengaduk:		
Jenis	tipe baling-baling (Marine propeller) dengan 3 flat blade dengan 4 buah baffle	tipe baling-baling (Marine propeller) dengan 3 flat blade dengan 4 buah baffle
Diameter	1,2 m	1,2 m
Jarak pengaduk dari dasar tangki	1,5 m	1,56 m
Kecepatan Putar	1,21 rpm	1,21 rpm
Daya Motor	7 Hp	10 Hp
Koil		
Diameter coil	2,93 m	0,4 m
Jumlah lilitan coil	9 lilitan	3 lilitan
Panjang coil	79,87 m	4,13 m
Tinggi coil total	2,42 m	2,03 m
Harga	$898.918,66	$826.826,94