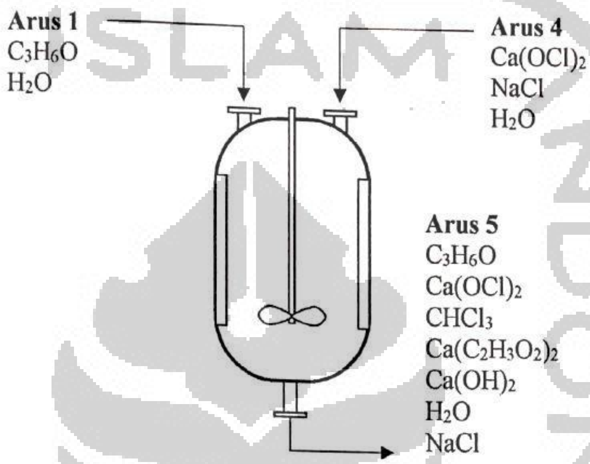
LAMPIRAN A

ALAT BESAR

REAKTOR (R-01)



Tugas	: Mereaksikan aseton sebanyak 3134 kg/jam dan kalsium hipoklorit sebanyak 7015 kg/jam menjadi kloroform.
Jenis Alat	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Kondisi Operasi	: Isotermal pada suhu 61 °C dan tekanan 2 atm waktu tinggal 5 menit.

1. Umpan Masuk Reaktor

Komponen	Kmol/jam	W(kg/jam)	ρ(kg/m³)	Fv=(W/ρ)
C_3H_6O	53,9730	3134	742,3181	4,2229
$Ca(OCl)_2$	49,0664	7015	2350	2,9853
H_2O	1189,273	21407	994,0067	21,5360
NaCl	42,8737	2505	2165	1,1573
Total	1335,1860	34062		29,9015

2. Persamaan Laju Reaksi dan Konversi Reaksi

Data yang diperoleh dari literatur Canadian Patent CA 1102355 :

Kondisi Operasi = 61 °C, 2 atm

Waktu Tinggal = 5 menit

Konversi = 97 %

Persamaan laju reaksi diambil dari Canadian Patent CA 1102355 :

Reaksi halogenasi aseton dengan kalsium hipoklorit :

$2\ C_3H_6O_{(l)} + 3\ Ca(OCl)_{2\,(l)} \rightarrow 2\ CHCl_{3\,(l)} + Ca(C_2H_3O_2)_{2\,(l)} + 2\ Ca(OH)_{2\,(s)}$

Secara umum reaksi halogenasi aseton dan kalsium hipoklorit dapat disimbolkan sebagai berikut :

$$2\ A + 3\ B \rightarrow 2\ C + D + 2\ E$$

Keterangan :

A = Aseton D = Kalsium Asetat

B = Kalsium Hipoklorit E = Kalsium Hidroksida

C = Kloroform

Orde Reaksi : $-r_B = k\ C_A\ C_B$ (Orde 2)

Dianggap : $n_{AO} = 2/3\ n_{BO}$

Stoikiometri :

mula-mula	Reaksi	Sisa
2 A n_{AO}	$2/3\ X_B\ n_{BO}$	$n_A = n_{AO} – 2/3\ X_B\ n_{BO}$
2 B n_{BO}	$X_B\ n_{BO}$	$n_A = n_{BO}\ (1 - X_B)$

$-r_B = k.C_A.C_B$

$$-r_B = k.\frac{nA0 - \frac{2}{3}XB.nB0}{V}.\frac{nB0(1-XB)}{V}$$

Karena $V = V_0$ dan $n_{A0} = 2/3\ n_{B0}$

$$-r_B = k.\frac{\frac{2}{3}nB0 - \frac{2}{3}XB.nB0}{V0}.\frac{nB0(1-XB)}{V0}$$

$$-r_B = k.\left(\frac{2}{3}C_{B0} - \frac{2}{3}X_B C_{B0}\right).C_{B0}(1-X_B)$$

$$-r_B = k.\frac{2}{3}C_{B0}(1-X_B).C_{B0}(1-X_B)$$

$$(-r_B) = \frac{2}{3}k.C_{B0}{}^2(1-XB)^2 \qquad (1)$$

Dengan :

Asumsi yang digunakan

1. Reaksi berlangsung isotermal.
2. Sifat fisis komponen-komponen di dalam reaktor tetap.
3. Reaksi berjalan *steady state.*

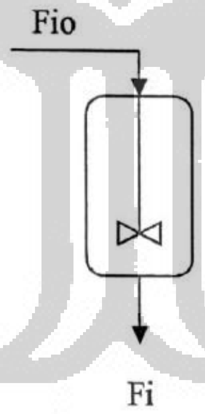
Reaksi : 2 A + 3 B → 2 C + D + 2 E

Dengan : A = Aseton D = Kalsium Asetat

B = Kalsium Hipoklorit E = Kalsium Hidroksida

C = Kloroform

Untuk 1 buah RATB :



Neraca massa komponen B di dalam RATB :

Rate of mass input – Rate of mass output – Rate of mass react = Rate of mass acc

$F_{B0} - F_{B1} - ((-r_B).V) = 0$

$FvC_{B0} - F_VC_{B1} = -r_B.V$

$F_vC_{B0} - F_VC_{B1}(1\text{-}X_B) = -r_B.V$

$F_vC_{B0} - F_vC_{B0} + F_VC_{B0}X_B = 2/3\ k.C_{B0}^2\ (1\text{-}X_B)^2\ V$

$F_vC_{B0}X_B = 2/3\ k.C_{B0}^2\ (1\text{-}X_B)^2\ V$ (2)

$$k = \frac{3}{2}.\frac{X_B}{C_{B0}(1-X_B)^2}.\frac{F}{V}$$

Dimana $\frac{V}{F} = \theta$

$$k = \frac{3.X_B}{2.C_{B0}.\theta(1-X_B)^2}$$

Diketahui

$X_B = 0{,}97$

$$C_{B0} = \frac{n_{B0}}{F_v} = \frac{49{,}0664}{100{,}1451} = 0{,}4900\frac{kmol}{m^3}$$

θ = 5 menit = 300 detik

sehigga didapat nilai k ;

$$k = 10{,}9988\ \frac{L}{mol.s} = 39595\frac{L}{mol.jam}$$

setiap kenaikan 10 °C, maka kecepatan reaksi menjadi dua kali lipatnya

$T_1 = 334$ K → $k_1 = 10{,}9988\ \frac{L}{mol.s}$

T_2 = 344 K → $k_2 = 21{,}9976 \frac{L}{mol.s}$

Persamaan Empiris Arhenius :

$$k = Ae^{-EA/RT}\ atau \ln k = \ln A + \frac{B}{T}$$

$$\ln 10{,}9988 = \ln A + \frac{B}{334}$$

$$\ln 21{,}9976 = \ln A + \frac{B}{344}$$

$$-0{,}6931 = B\left(\frac{1}{334} - \frac{1}{344}\right)$$

B = -7963,9838

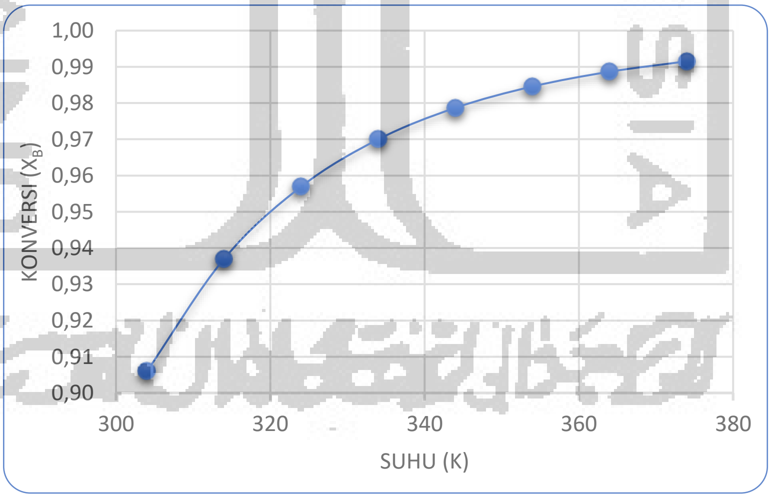
A = 2,4933 x 10^{11}

Maka diperoleh persamaan k fungsi T :

$$k = 2{,}4933\ x\ 10^{11} e^{\frac{-7963{,}9838}{T}}\ \frac{L}{mol.s}$$

Dari rums diatas dapat dibuat hubungan antara T (K) dengan X_B

T (K)	X_B
304	0,9060
314	0,9370
324	0,9569
334	0,9700
344	0,9787
354	0,9846
364	0,9887
374	0,9915



Menentukan optimasi jumlah reaktor

1. Jumlah reaktor = 1

   Diketahui :

   Fv = 0,0278181 m^3/s

   K = 10,9987 $m^3/(kmol.s)$

   XA_1 = 0,97

   CA_0 = 0,4899 $kmol/m^3$

   V $= \frac{3\ x\ Fv\ x\ XA1}{2\ x\ ((1-XA1)^2)\ x\ k\ x\ CA0}$

   $= \frac{3\ x\ 0{,}0278\ x\ 0{,}97}{2\ x\ ((1-0{,}97)^2) x\ 10{,}9987\ x\ 0{,}4899}$

   $= 8{,}3454\ m3$

   $= 2204{,}8689\ gallon$

   Over 20% = 2645,843 gallon

   Waktu tinggal $= \frac{Fv}{V}$

   $= \frac{0{,}0278\ m3/s}{8{,}3454\ m3}$

   = 300 detik

   = 5 menit

2. Jumlah reaktor = 2

   Diketahui :

   Fv = 0,0278181 m^3/s

K = 10,9987 m^3/(kmol.s)

XA_2 = 0,97

XA_1 = 0,8268

CA_0 = 0,4899 kmol/m^3

V $= \frac{3\ x\ Fv\ x\ (XA2-XA1)}{2\ x\ ((1-XA2)^2)\ x\ k\ x\ CA0}$

$= \frac{3\ x\ 0{,}0278\ x\ (0{,}97 - 0{,}826)}{2\ x\ ((1-0{,}97)^2) x\ 10{,}9987\ x\ 0{,}4899}$

$= 1{,}2319\ m3$

$= 325{,}481\ gallon$

$over\ 20\% = 390{,}5772\ gallon$

Waktu tinggal $= \frac{Fv}{V}$

$= \frac{0{,}0278\ m3/s}{1{,}2319\ m3}$

= 44,2857 detik

Basis Harga pada Volume 1000 Gallon = \$11000

Jumlah reaktor	Volume reaktor (gallon)	Total volume (gallon)	Harga (\$)
1	2645,843	2645,843	19721,0986
2	390,577	781,1545	12515,4615

A. Neraca Massa

Komponen	Masuk		Keluar
	Arus 1	Arus 4	Arus 5
	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam
C_3H_6O	3134		1291
$Ca(OCl)_2$		7015	210,4653
$CHCl_3$			3787
$Ca(C_2H_3O_2)_2$			2509
$Ca(OH)_2$			2350
H_2O	31,6642	21375	21406
NaCl		2505	2505
Total	34062		34062

B. Neraca Panas

Diketahui data kapasitas panas untuk masing – masing komponen :

Komponen	Cp = A + B + CT² + DT³ (J/mol K)			
	A	B	C	D
C_3H_6O	46,878	6,27E-01	-2,08E-03	2,96E-06
$Ca(OCl)_2$	299,1	-	-	-
$CHCl_3$	28,296	6,69E-01	-2,04E-03	2,59E-06
$Ca(C_2H_3O_2)_2$	100,83	-	-	-
$Ca(OH)_2$	89,5376	-	-	-
H_2O	92,053	-400E-02	-2,11E-04	5,35E-07
NaCl	50	-	-	-

Menghitung neraca panas reaktor :

- Reaksi berlangsung secara isotermal
- Zat tercampur secara sempurna
- Tidak ada panas pelarutan
- *Steady state,* akumulasi = 0

Neraca Panas :

Panas Masuk + Panas Reaksi = Panas Keluar + Panas yang harus diambil pendingin

$$Q_{in} + Q_{reaksi} = Q_{out} + Q_{Pendingin}$$

- Panas Masuk (Q in)

Suhu masuk = 334 K

Suhu Referensi = 298 K

$$Q_{in} = \sum ni \int_{334}^{298} Cpi \, . dT$$

$$Cp = A + B.T + C.T^2$$

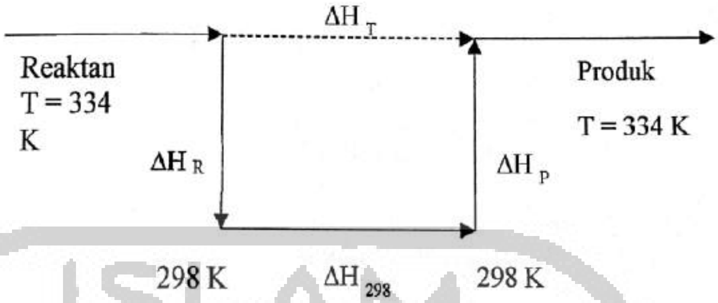
$$Cp\ dT = A.T + \frac{B}{2.T^2} + \frac{C}{3.T^3}$$

$$Cp\ dT = A.(T_{ref} - T_{in}) + \left(\frac{B}{2({T_{ref}}^2 - {T_{in}}^2)}\right) + \left(\frac{C}{3({T_{ref}}^3 - {T_{in}}^3)}\right)$$

Komponen	**BM (kg/kmol)**	**Kg/jam**	**Kmol/jam**	**Cp (kJ/mol)**	**Q_{in} (kJ/Jam)**
C_3H_6O	58,08	3134	53,9730	-4715	-254485
$Ca(OCl)_2$	142,98	7015	49,0664	-10764	-528150
H_2O	18	21406	1189	-2709	-3222128
NaCl	58,44	2505,5397	42,8737	-1800	-77172
Total		34062	1335		-4081937

Q_{in} = -4081937 kJ/Jam

- Panas Reaksi (Q_{Reaksi})



- Panas Reaktan (ΔH_R)

Suhu umpan masuk = 334 K

Suhu Referensi = 298 K

$$\Delta H_R = \Sigma \int_{334}^{298} Cpi\,.\,dT$$

$$Cp = A + B.T + C.T^2$$

$$Cp\ dT = A.T + \frac{B}{2.T^2} + \frac{C}{3.T^3}$$

$$Cp\ dT = A.\left(T_{ref} - T_{in}\right) + \left(\frac{B}{2\left(T_{ref}{}^2 - T_{in}{}^2\right)}\right) + \left(\frac{C}{3\left(T_{ref}{}^3 - T_{in}{}^3\right)}\right)$$

Komponen	**Koefisien**	**Cp dT (kJ/kmol)**	**ΔH_R (kJ/kmol)**
C_3H_6O	2	-4715	-9430
$Ca(OCl)_2$	3	-10764	-32292
Total			-41722

$\Delta H_{R\ Total}$ = -41722 kJ/kmol

- Panas Produk (ΔH_P)

Suhu hasil reaksi keluar reaktor = 334 K

Suhu referensi = 298 K

$$\Delta H_P = \Sigma \int_{298}^{334} Cpi\,.dT$$

$$Cp = A + B.T + C.T^2$$

$$Cp\ dT = A.T + \frac{B}{2.T^2} + \frac{C}{3.T^3}$$

$$Cp\ dT = A.\left(T_{out} - T_{ref}\right) + \left(\frac{B}{2\left({T_{out}}^2 - {T_{ref}}^2\right)}\right)$$
$$+ \left(\frac{C}{3\left({T_{out}}^3 - {T_{ref}}^3\right)}\right)$$

Komponen	**Koefisien**	**Cp dT (kJ/kmol)**	**ΔH_P (kJ/kmol)**
$CHCl_3$	2	4142	8284
$Ca(C_2H_3O_2)_2$	1	3629	3629
$Ca(OH)_2$	2	3223	6446
Total			18361

$\Delta H_{P\ Total}$ = 18361 kJ/kmol

- Panas Pembentukan Standar ($\Delta H_{f\ 298}$)

Reaksi d reaktor :

$$2\ C_3H_6O_{(l)} + 3\ Ca(OCl)_{2\,(l)} \rightarrow 2\ CHCl_{3\,(l)} + Ca(C_2H_3O_2)_{2\,(l)} + 2\ Ca(OH)_{2\,(s)}$$

$$\Delta H_{298} = \Sigma\Delta H_{f\ produk} - \Sigma\Delta H_{f\ reaktan}$$

Data energi pembentukan (ΔH_f) pada suhu 25 °C (Perry's) sebagai berikut :

ΔH_f C_3H_6O = - 248,4 kJ/kmol

ΔH_f $Ca(OCl)_2$ = -1050,4 kJ/kmol

ΔH_f $CHCL_3$ = -134,1 kJ/kmol

ΔH_f $Ca(C_2H_3O_2)_2$ = -1523,3944 kJ/kmol

ΔH_f $Ca(OH)_2$ = -985,667 kJ/kmol

$\Delta H_{f\ reaktan}$ = 2 (-1050,4 kJ/kmol) + 3 (- 248,4 kJ/kmol) = -3648000 kJ/kmol

$\Delta H_{f\ produk}$ = 2 (-134,1 kJ/kmol) + (-1523,3944 kJ/kmol) + 2 (-985,667 kJ/kmol)

= -3762928,4 kJ/kmol

$\Delta H_{f\ 298} = \Sigma\Delta H_{f\ produk} - \Sigma\Delta H_{f\ reaktan}$

= (-3762928,4 kJ/kmol) – (-3648000 kJ/kmol) = - 114928,4 kJ/kmol

$\Delta H_{f\ reaksi} = \Delta H_R + \Delta H_P + \Delta H_{f\ 298}$

= (-41722,0998)+(18361,5030)+(-114928,4) = - 138288,9967 kJ/kmol

$Q_{Reaksi} = \Delta H_{Reaksi} \cdot n_{B0} \cdot X_B$

= (- 138288,9967 kJ/kmol) x (49,0664 kmol/jam) x (0,97)

= -6581780,3302 kJ/jam

- Panas Keluar (Q_{out})

Suhu masuk = 334 K

Suhu keluar = 298 K

$$Q_{out} = \sum ni \int_{334}^{298} Cpi\,.dT$$

$$Cp = A + B.T + C.T^2$$

$$Cp\ dT = A.T + \frac{B}{2.T^2} + \frac{C}{3.T^3}$$

$$Cp\ dT = A.\left(T_{ref} - T_{in}\right) + \left(\frac{B}{2\left({T_{ref}}^2 - {T_{in}}^2\right)}\right) + \left(\frac{C}{3\left({T_{ref}}^3 - {T_{in}}^3\right)}\right)$$

Komponen	**BM (kg/kmol)**	**Kg/jam**	**Kmol/jam**	**Cp (kJ/mol)**	**Q_{out} (kJ/Jam)**
C_3H_6O	58,08	1291	22,2434	-4715	-104878
$Ca(OCl)_2$	142,98	210,4653	1,4720	-10764	-15844
$CHCl_3$	119,38	3787	31,7296	-4142	-131438
$Ca(C_2H_3O_2)_2$	158,17	2509	15,8648	-3629	-57587
$Ca(OH)_2$	74,093	2350	31,7296	-3223	-102275
H_2O	18	21406	1189	-2709	-3222128
NaCl	58,44	2505	42,8737	-1800	-77172
Total		34062	1335		-3711326

Q_{out} = -3711326 kJ/jam

Panas yang harus diambil pendingin :

$Q_{in} + Q_{reaksi} = Q_{out} + Q_{pendingin}$

$Q_{pendingin} = Q_{in} + Q_{reaksi} - Q_{out}$

= (-4081937 kJ/Jam) + (-6581780 kJ/jam) – (-3711326 kJ/jam)

= -6925391 kJ/jam

Masuk		Keluar	
Komponen	**kJ/jam**	**Komponen**	**kJ/jam**
Panas Umpan Masuk Reaktor (Q_{in})	-4081937	Panas hasil reaksi Reaktor (Qout)	-3711326
Panas reaksi pada suhu 61 °C (Q_{reaksi})	-6581780	Panas diserap pendingin ($Q_{pendingin}$)	-6952391
Total	-10663717	Total	-10663717

C. Dimensi Reaktor

1. Diameter

Volume Cairan

Volume cairan dalam reaktor

$$V_{cairan} = \frac{3.F_V.X_B}{2.k.C_{B0}(1-X_B)^2}$$

$$V_{cairan} = \frac{3.0{,}0278\frac{m^3}{s}.0{,}97}{2.10{,}9988\frac{L}{mol.s}.0{,}4900\frac{mol}{L}.(1-0{,}97)^2}$$

V_{cairan} = 8,3454 m^3 = 2204 gallon = 52,4912 bbl

$$\theta = \frac{V_{cairan}}{F_V} = \frac{m^3}{\frac{m^3}{s}} = 300\ detik$$

Over Design = 20 % (Faktor Keselamatan)

Vreaktor = 1,2 x Vcairan

= 1,2 x 8,3454 m^3

= 10,0145 m^3 = 2645 gallon

Dari silla, “standar Stirres Reaktors” tabel 7.3 hal 383. Diperoleh diameter dan tinggi reaktor berdasarkan kapasitas volume. Untuk volume reaktor 2645,8428 gallon dengan maksimum kapasitas 2756 gallon, dipilih :

OD	= 84 in	= 2,1336 m
H	= 105 in	= 2,6670 m

2. Tebal shell

Diasumsikan tebal shell = 0,25 in

Diameter dalam (ID) : OD – 2 x t

: 84 – 2 (0,25) = 83,5 in

Tekanan operasi : 2 atm (29,4 psia)

Suhu operasi : 61 °C (141,8 °F)

Bahan konstruksi : Stainless steel SA 167 tipe 304 A. (Brownell and Young, hal 342). Pertimbangan pemilihan bahan, bahan memiliki tegangan maksimal (f) = 18.750 psi pada T = 156,2 °F. Jenis sambungan yang dipakai adalah *double welded butt joint* dengan effisiensi sambungan E = 80 %. Faktor korosi (C) untuk stainless steel = 0,125 in (Peters, M.S,. K.D., Timmerhaus, Plant Design and Economics for Chemical Engineers”,ed V).

Tekanan reaktor P = 2 atm = 29,4 psia

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1 (Brownell and Young, hal 258) :

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

$$t = \frac{29{,}4\ psia\ (41{,}75\ in)}{18750\ psia\ (0{,}8) - 0{,}6\ (29{,}4\ psia)} + 0{,}125\ in$$

t = 0,2069 in

Dipakai tebal shell standar, t = ... in (Brownell and Young, hal 89)

Maka asumsi tebal awal benar. Kesimpulan :

ID = 83,5 in

OD = 84 in

t = 0,25 in

3. Tebal head (dasar)

Pemilihan head berdasar tekanan operasi, reaktor beroperasi pada tekanan 2 atm = 29,4 psia. Jenis tutup yang dipilih adalah *torispherical dished head* karena memiliki range sebesar 15-200 psig (Brownell and Young, hal 88). Bahan kontruksi yang digunakan adalah tipe Stainless steel SA 167 tipe 304 A. (Brownell and Young, hal 342). Tegangan maksimal yang diijinkan untuk bahan ini (*fall*) = 18.750 psia. Jenis sambungan yang dipakai adalah *double welded butt joint* dengan effisiensi sambungan E = 80 %. Faktor korosi (C) untuk stainless steel = 0,125 in (Peters, M.S,. K.D., Timmerhaus, Plant Design and Economics for Chemical Engineers",ed V).

Tekanan reaktor P = 2 atm = 29,4 psia

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1 (Brownell and Young, hal 258)

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

Dari tabel 5.7 Brownell-Young untuk OD = 84 in : icr = 5,125 in

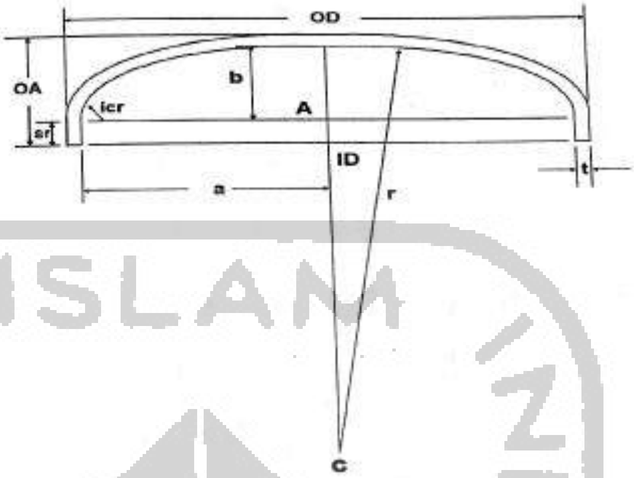
r = 84 in

$$t = \frac{0,885\ (29,4\ psia)\ (84\ in)}{18750\ psia\ (0,8) - 0,1\ (29,4\ psia)} + 0,125\ in$$

t = 0,2707 in

Dipakai tebal head standar, t = 0,3125 in (Brownell and Young, hal 89)

4. Tinggi Head



Keterangan :

Icr : Inside-Corner Radius

Sf : Straight Flange

r : Radius of Dish

b : Depth of Dish (Inside)

a : Inside Radius

ID : Inside Diameter

Dari tabel 5.6 Brownell and Young, straight flange antara 1,5-3 in untuk tebal 0,375 in.

Dipilih staight flange (Sf) = 2 in = 0,1667 ft = 0,0508 m

$a = \frac{ID}{2} = \frac{83,5}{2} = 41,75\ in$

AB = a – icr

= 41,75 – 5,125 = 36,625 in

BC = r -icr

= 84 – 5,125 = 78,875 in

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

$= \sqrt{(78{,}875)^2 - (36{,}625)^2}$

= 69,8561 in

b = r – AC

= 84 – 69,8561

= 14,1439 in

OA = b + sf + t head

= 14,1439 + 2 + 0,3125

= 16,4564 in = 1,3714 ft = 0,4180 m

Jadi tinggi head (H_{head}) = 0,4180 m

5. Volume Cairan dalam Head

$$V\ head = 0{,}000049\ D^3 + \frac{\pi D^2 sf}{4}$$

$$= 0{,}000049\ (\frac{83{,}5}{12}\ ft)^3 + \frac{3{,}14.\,(83{,}5\ ft)^2 0{,}16667\ ft}{4}$$

= 34,8675 ft^3 = 0,9867 m^3

6. Tinggi Cairan dalam shell

Luas penampang reaktor :

$$A = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$A = \frac{3{,}14}{4} (2{,}1209)^2 = 3{,}5343\ m^2$$

Volume head bawah :

Volume head = 0,9867 m^3

Volume larutan dalam reaktor = 8,3454 m^3

Volume larutan dalam shell = vol. larutan – vol. head bawah

= 8,3454 - 0,9867 = 7,3587 m^3

Tinggi larutan dalam bagian shell = $\frac{Volume\ larutan}{luas\ penampang}$

$$H_{liquid\ shell} = \frac{7{,}3587\ m^3}{3{,}5343\ m^3} = 2{,}0820\ m$$

7. Tinggi Reaktor

Tinggi Reaktor = H_{shell} + 2 (H_{head})

= 2,6670 m + 2 (0,4180) m

= 3,5030 m

D. Perancangan Pipa

1. Ukuran Pipa Pemasukan Aseton (umpan arus 1)

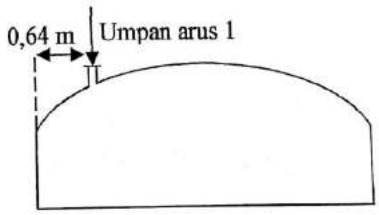
Komponen	**Kg/Jam**	**Kg/m^3**	**m^3/Jam**
C_3H_6O	3134	742,318	4,2229
H_2O	31,3475	994,0067	0,0318
Total	3166	1736	4,2547

- Luas pipa pemasukan umpan arus 1 (Apipa)

Posisi pipa umpan arus 1 = 0,3 x OD

= 0,3 x 84 in

= 25,2 in = 0,6400 m



Q umpan arus 1 = 4,255 m^3/jam

$$A_{pipa} = \frac{Q_{umpan}}{\text{Kecepatan linier umpan}}$$

Menurut Schweitzer, kecepatan linear umpan disyaratkan 0,6096 – 1 m/s.

Diambil kecepatan linear umpan 1 m/detik.

$$Apipa = \frac{4{,}255 \text{ m3/jam}}{1\ m/s}\ x\ \frac{1\ jam}{3600\ s} = 0{,}00118\ m2$$

- Menghitung diameter dalam pipa (ID)

$$ID = (\frac{4\ x\ Apipa}{\pi})^{0,5}$$

$$ID = (\frac{4\ x\ 0{,}00118\ m2}{3{,}14})^{0,5} = 0{,}03\ m\ x\ \frac{1\ in}{0{,}0254\ m} = 1{,}195\ in$$

Berdasarkan ID yang telah dihitung, dipilih ukuran pipa standar dari Tabel 11. Kern, D.Q. halaman 844 sebagai berikut :

Nominal pipe size (Nps) = 1,25 in

Schedule Number (Sch) = 40

Outside Diameter (OD) = 1,66 in

Inside diameter (ID) = 1,38 in

2. Ukuran pipa pemasukan kalsium hipoklorit (umpan arus 4)

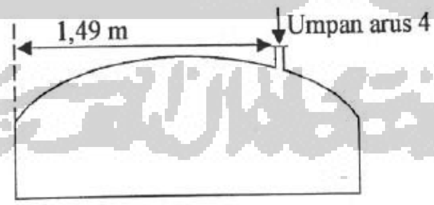
Komponen	Kg/jam	Kg/m^3	m^3/jam
$Ca(OCl)_2$	7015,5111	2350	2,9853
NaCl	2505,5396	2165	1,1572
H_2O	91229,5448	994,0066	91,7796
Total	100750,5956		95,9222

- Luas pipa pemasukan umpan rus 4 (A_{pipa})

  Luas pipa umpan arus 4 = 0,7 x OD

  = 0,7 x 84 in

  = 58,8 in = 1,4935 m



Q umpan arus 4 = 95,8903 m^3/jam

$$A_{pipa} = \frac{Q\ umpan}{kecepatan\ linear\ umpan}$$

Menurut Schweitzer, kecepatan linear umpan disyaratkan 0,6096 – 1 m/s.

Diambil kecepatan linear umpan 1 m/detik.

$A_{pipa} = \frac{95{,}8903 \text{ m3/jam}}{1\ m/s} x \frac{1\ jam}{3600\ s} = 0{,}0266\ m2$

- Menghitung diameter dalam pipa (ID)

$$ID = \left(\frac{4\ .A\ pipa}{\pi}\right)^{0,5}$$

$$ID = \left(\frac{4\ .0{,}0266\ m2}{3{,}14}\right)^{0,5} = 0{,}1441\ m = \frac{1\ in}{0{,}0254\ m} = 5{,}6765\ in$$

Berdasarkan ID yang telah dihitung, dipilih ukuran pipa standar dari Tabel 11. Kern, D.Q. halaman 844 sebagai berikkut :

Nominal pipe size (Nps) = 6 in

Schedule Number (Sch) = 40

Outside Diameter (OD) = 6,625 in

Inside Diameter (ID) = 6,065 in

3. Ukuran Pipa Pengeluaran Reaktor

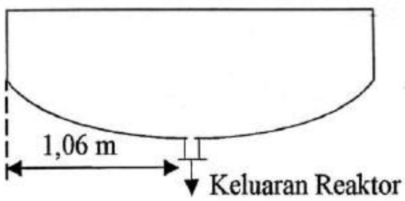
Komponen	Kg/Jam	Kg/m^3	m^3/Jam
C_3H_6O	1291	742,3180	1,7403
$Ca(OCl)_2$	210,4653	2350	0,0895
$CHCl_3$	3787	1407	2,6904
$Ca(C_2H_3O_2)_2$	2509	1509	1,6629
$Ca(OH)_2$	2350	2211	1,0631
H_2O	91229	994,0066	91,7796
NaCl	2505	2165	1,1572
Total	103885		100,1833

- Luas pipa pengeluaran hasil arus 5 (A_{pipa})

  Posisi pipa keluar reaktor = 0,5 x OD

  = 0,5 x 84 in

  = 42 in = 1,0668 m



Q keluaran reaktor = 100,1833 m^3/jam

Menurut Schweitzer, kecepatan linear umpan disyaratkan 0,6096 - 1 m/s.

Diambil kecepatan linear 1 m/detik.

$$A\ pipa = \frac{100{,}1833\ \mathrm{m3/jam}}{1\ m/s}\, x\, \frac{1\ jam}{3600\ s} = 0{,}0278\ m2$$

- Menghitung diameter dalam pipa (ID)

$$ID = \left(\frac{4\ .A\ pipa}{\pi}\right)^{0,5}$$

$$ID = \left(\frac{4\ .0{,}0278\ m2}{3{,}14}\right)^{0,5} = 0{,}1473\ m = \frac{1\ in}{0{,}0254\ m} = 5{,}8022\ in$$

Berdasarkan ID yang telah dihitung, dipilih ukuran pipa standar dari table 11. Kern, D.Q. halaman 844 sebagai berikut :

Nominal Pipe Size (Nps)	= 6 in
Schedule Number (Sch)	= 40
Outside Diameter (OD)	= 6,625 in
Inside Diameter (ID)	= 6,065 in

E. Perancangan Pengaduk Reaktor

Data viskositas masing-masing komponen

T = 344K

Log μ= A + B/T + CT + DT^2 (cP)

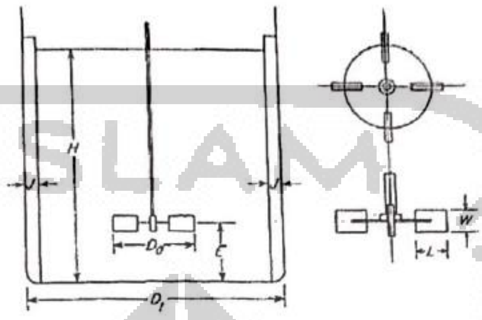
$Ca(OCl)_2$, $Ca(C_2H_3O_2)_2$, NaCl terlarut sempurna dalam air sehingga viskositas (cP) mengikuti nilai cP dari H_2O

Komponen	**A**	**B**	**C**	**D**
C_3H_6O	-7,2126	903,05	0,018385	-0,000020353
$CHCl_3$	-4,7831	699,02	0,0100929	-0,000012244
$Ca(OH)_2$	0,0128			
H_2O	-10,2158	1792,5	0,01773	-0,000012631

Komponen	F Keluar (Kg/Jam)	x	μ (cP)	x.μ
C_3H_6O	1291	0,0124	0,2297	0,0028
$Ca(OCl)_2$	210,4653	0,0020	0,4610	0,0009
$CHCl_3$	3787	0,0364	0,2064	0,0075
$Ca(C_2H_3O_2)_2$	2509	0,0241	0,4610	0,0111
$Ca(OH)_2$	2350	0,0226	1,03	0,0233
H_2O	91229	0,8781	0,4610	0,4048
NaCl	2505	0,0241	0,4610	0,0111
Total	103885	1		0,4617

Didapatkan viskositas rata-rata sebesar 0,461741 cP = 0,000462 kg/m.s

Pada fig.8-1 Rasel H.F. dengan memasukkan viskositas dan adanya produk padatan dipilih *mixing service* berupa “*solid suspension*” sehingga didapat pengaduk menggunakan *Flat Blade Turbine* dengan perbandingan diameter dalam reaktor dengan *impeller* diameter sebesar 2:1 sampai 3,5:1 sedangkan wales untk standar turbin design digunakan 4 buah baffle dan 6 buah blade.



Dimana :

Da = diameter pengaduk

Dt = diameter reaktor (diameter dalam)

W = tinggi blade

J = Lebar Baffle

H = Tinggi shell

E = jarak pengaduk dari dasar reaktor

L= = Panjang blade

(Mc Cabe and Smith, 1993)

Perhitungan dimensi pengaduk

$$\frac{Da}{Dt} = \frac{1}{3}$$

$$\frac{E}{Dt} = \frac{1}{3}$$

$$\frac{W}{Da} = \frac{1}{5}$$

$$\frac{J}{Dt} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{L}{Da} = \frac{1}{4}$$

Dengan Dt = ID = 83,5 in = 2,1209 m

$$Da = \frac{2{,}1209 \text{ m}}{3} = 0{,}7069\ m = 27{,}8333\ in$$

$$E = \frac{2{,}1209 \text{ m}}{3} = 0{,}7069\ m = 27{,}8333\ in$$

$$W = \frac{0{,}7069\ m}{5} = 0{,}14138\ m = 5{,}5666\ in$$

$$J = \frac{2{,}1209 \text{ m}}{12} = 0{,}1767\ m = 6{,}9583\ in$$

$$L = \frac{0{,}7069\ m}{4} = 0{,}1767\ m = 6{,}9583\ in$$

(Mc Cabe and Smith, 1997)

Volume Baffle (V_{baffle})

Volume Baffle = Tinggi shell – Jarak pengaduk dari dasar shell

= 105 – 27,8333

= 77,1666 in

Tebal Baffle Standar = 0,0079 m = 0,3110 in

V_{baffle} = lebar baffle x Panjang baffle x tebal baffle x jumlah baffle

= 6,9583 x 77,1663 x 0,3110 x 4

= 668,0182 in^3 = 0,0109 m^3

Jumlah Pengaduk

Jumlah pengaduk = $\frac{WELH}{ID}$ (pers, 8.9 – Rase, 1977)

dengan,

WELH = *water equivalent liquid high* = Z_1.sg

ID = diameter dalam reaktor, in

Sg = *specific gravity*

Z_1 = tinggi cairan pada bagian shell + tinggi head

Z_1 = tinggi cairan pada bagian shell + sf + b

= 98,1150 in

$$\rho\ campuran = \frac{Fv}{W} = \frac{103885}{83,5} = 1244\ kg/m3$$

$$sg = \frac{\rho\ campuran}{\rho\ air\ 61C} = \frac{1244}{994,0067} = 1,2516$$

WELH = 102,3541 in

Jumlah pengaduk $= \frac{WELH}{ID} = \frac{102,3541}{83,5} = 1,225\ in$

Putaran pengaduk

$$N = \frac{600}{\pi\ Da}\sqrt{\frac{WELH}{2\ Da}}$$

$$= \frac{600\ ft/menit}{\pi\ \left(\frac{27,8333}{12}\right) ft}\sqrt{\frac{102,3541\ \text{in}}{2\ (27,8333\ in)}} = 111,7103\ \ rpm$$

Diambil kecepatan standar:

N = 100 rpm =1,6667 putaran/detik (Walas p.288, 1990)

Cek nilai N :

Range Np untuk turbine Np = 600- 1200

(tabel 8.2 – Rase)

Np = N x π x Di-dalam ft

= 100 x π x 2,3159

= 727,8769 rpm (masuk kisaran, aman)

Bilangan Reynold

$N_{Rc} = \frac{Di^2 . N . \rho}{\mu m}$ (hal 354 – Ras, 1997)

Dengan :

ρ = rapat massa campuran, kg/m^3

N = kecepatan pengadukan, putaran/detik

Di = diameter impeller, m

μ = viskositas campuran, kg/m.detik

$$N_{Rc} = \frac{(0,7069\ m)^2 . \left(1,6667\frac{putaran}{detik}\right). \left(1036,9524\frac{kg}{m3}\right)}{0,0004617\frac{kg}{m}.s} = 1870712,926$$

Dari fig 10.6 Wallas "*Chemical Process Equipment*" halaman 292. Dipilih curve 4 didapat Np sebesar 2,4.

Np = 2,4

Power pengaduk :

Dihitung menggunakan pesamaan :

P_0 = Np. ρ. N^3. Di^5

Dimana :

P_0 = Daya Penggerak

Np = Bilangan Daya

ρ = Densitas Fluida

N = Kecepatan Putaran

Di = Diameter Pengaduk

P_0 = Np . ρ . N^3 . Di^5

= (2,4) (1036,9524) $(1,6667)^3$ $(0,7069)^5$

= 2034,7498 kg.m^2/s^3 = N m/s =J/s

= 2,7286 Hp

Dari tabel 3.1 Towler and Sinnott diperoleh efisiensi untuk daya sebesar 2543 watt adalah 83%.

Tenaga motor untuk pengaduk $= \frac{Po}{Efisiensi} = \frac{2{,}7286 \text{ Hp}}{0{,}83} = 3{,}4108\ Hp$

Pemilihan motor standar merujuk dari Ludwig, E.E, "*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*", Gulf Publishing, Co.

Huston, Texas (2001). Dipilih motor standar yang digunakan adalah motor induksi dengan daya 5 Hp.

Beban hidraulik (σ)

$\sigma = P_0 / N$

Dimana :

σ = beban hidraulik (N.m)

N = kecepatan putar (rps)

P_0 = daya penggerak (N.m/s)

$\Sigma = \frac{2034 \text{ N}.\frac{\text{m}}{\text{s}}}{1{,}6667\ rps} = 1220\ N.m$

Momen bending (M)

$$M = \frac{0{,}3\ .\ P_0 . L_P}{N.L}$$

Dimana :

M = momen bending

Lp = Panjang poros (m)

L = Panjang impeller (m)

Diketahui :

Lp = $(H_{head} + H_{shell})$-(1/3 x H_{shell})

= (b + sf + H_{shell})-(1/3 x H_{shell})

= (14,1438 + 2 + 105) – (1/3 x 105)

= 86,1438 in = 2,188 m

M $= \frac{0{,}3\ .\ 2034\ .\ 2{,}188}{1{,}6667\ .\ 6{,}9583} = 4534\ N.m$

Diameter poros (D_{shaft})

$$D_{shaft} = \left(\frac{16\ x\ (\sigma^2+M^2)^{0,5}}{\pi\ x\ f}\right)^{\frac{1}{3}}$$

f (Allowable Stress) = 18750 psi = 127551020 N/m^2

$$D_{shaft} = \left(\frac{16\ x\ (1220^2+4534^2)^{0,5}}{3,14\ x\ 127551020}\right)^{\frac{1}{3}} = 0,0572\ m$$

Volume poros (V_{shaft})

V_{shaft} = π . D_{shaft}^2 . Lp

= 3,14 x 0,0572^2 x 2,188

= 0,0225 m^3

Volume impeller ($V_{impeller}$)

Jumlah impeller = 4

Jumlah sudu (n) = 6

Tinggi blade (W) = 5,5583 in

Panjang blade (L) = 6,9479 in

Tebal impeller (t_i) = 1/5 in = 0,2 in

$V_{impeller}$ $= 4 . L . W . t_i . n$

$= (4).(6,9479 \text{ in}).(5,5583 \text{ in}).(0,2 \text{ in}).(6)$

$= 185,3704 \text{ in}^3$ $= 0,003038 \text{ m}^3$

Volume pengaduk (Va)

V_A $= V_{shaft} + V_{impeller}$

$= 0,0225 \text{ m}^{3\ +}\ 0,003038 \text{ m}^3$

$= 0,0252538 \text{ m}^3$

F. Perancangan Pendingin

Fungsi : mempertahankan suhu dalam reaktor tetap 61^0 C = 334K = $141,8^0$ F.

Pendingin yang digunakan adalah air.

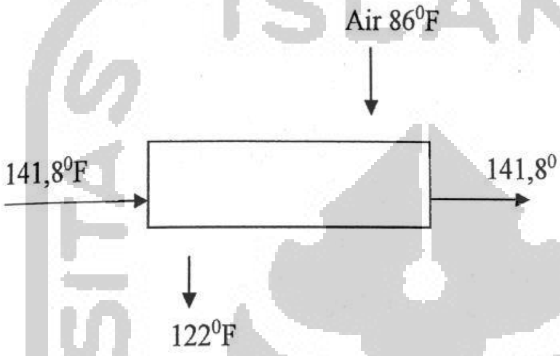
Suhu masuk : 30 ^{0} C = 303K = 86^0 F

Suhu keluar : 50 ^{0} C = 323K = 122^0 F

Panas yang harus ditransfer (Q) = 6952391 kJ/jam

= 6589594 BTU/jam

= 1931 kJ/s



Beban panas yang harus diambil :

Q : U_D . A . ΔT_{LMTD}

Q : beban panas yang harus diambil

U_D : overall design coefisien of heat transfer (BTU/jam $ft^{2\ 0}$ F)

LMTD = Logaritma rata-rata beda temperature ^{0}F

$$LMTD = \frac{(T1 - t2) - (T2 - t1)}{Ln\frac{(T1 - t2)}{(T2 - t1)}} = \frac{(141{,}8 - 86) - (141{,}8 - 122)}{Ln\frac{(141{,}8 - 86)}{(141{,}8 - 122)}}$$

$$= 34{,}7459F$$

Pemilihan Ud

Dari tabel 8, p-840 kern "*Process Heat Transfer*" untuk *aqueous solution (hot fluid) and water (cold fluid)*

U_D= 250 – 650 Btu/jam. Ft^2. ^{0} F

Diambil U_D = 639 Btu/jam.ft^2. ^{0} F

Luas permukaan transfer panas :

$$A = \frac{Q}{U_d \ x \ \Delta T_{LMTD}}$$

$$A = \frac{6589594 \text{ BTU/jam}}{639 \frac{BTU}{jam.ft^2. \quad {}^0F} x34{,}7459^0F} = 2247{,}3275 \ ft^2$$

Dari Silla Tabel 7.3 dipilih Standar Stirred Reaktor dengan volume 2756 Gallon didapat luas jaket sebesar 230 ft^2. Karena luas transfer panas beban > luas transfer panas jaket tangka reaktor, maka pendingin yang digunakan berbentuk coil.

Kebutuhan air pendingin

Wa = Q / cp. ΔT

Dengan :

Q = jumlah panas yang diserap = 6952391 kJ/jam

Cp = panas jenis pendingin pada suhu rata-rata 313K

= 75,2692

ΔT = beda suhu pendingin = 20 K

Wa $= \frac{6952391}{75{,}2692 \text{ x } 20} = 4618$ kmol/jam

= 83130 kg/jam

= 23,0917 kg/s

= 50,9085 lb/s

Kecepatan Volumetrik Pendingin

$$G = \frac{W}{\rho} = \frac{83130 \text{ kg/jam}}{1013\ kg/m3} x \frac{1\ jam}{3600\ detik} = 0{,}02277\ m3/detik$$

Perancangan Pipa Coil

Fluida yang dilewatkan didalam coil adalah air. Menurut Ludwig, vol 3 ed 2nd hal 85, karena viskositas air = 0,6654 cP (lebih kecil dari 1 cP).

Ukran pipa standar dari tabel 11 kern,D.Q. halaman 844 diambil :

Nominal pipe size (Nps) = 6 in

Schedule Number (Sch) = 40

Outside Diameter (OD) = 6,625 in = 0,5521 ft = 0,1683 m

Inside pipe (ID) = 6,065 in = 0,5054 ft = 0,1540 m

Flow area per pipe (At) = 28,9 in^2 =0,2007 ft^2 = 0,0186 m^2

At’ = 1,734 ft^2/ft = 0,1611 m^2/m

Berdasarkan ukuran ID_{coil}, makadapat disesuaikan

G_{water} = Wa/At

$$= \frac{50{,}9085\frac{\text{lb}}{s}x\frac{3600\,s}{1\,jam}}{0{,}2007\ \text{ft}^2} = 913157\,\frac{lb}{jam\,ft2}$$

$$Re = \frac{G_{water}\ x\ ID}{\mu_{water}} = \frac{913157\,\frac{lb}{jam\,ft2}\ x\ 0{,}5054\ \text{ft}}{1{,}6768\,\frac{lb}{ft\,jam}} = 275231$$

Dari fig. 24 Kern, diperoleh jh = 800

$$hi = jH.\left[\frac{k}{D}\right].\left[\frac{Cp.\mu w}{k}\right]^{0{,}33}.\left[\frac{\mu}{\mu w}\right]^{0{,}14}$$

Dengan :

Hi = koefisien transfer panas cairan (BTU/ft^2.jam.^{0}F)

D = diameter coil = 4,175 ft

K = konduktivitas panas = 1,6955 BTU/jam ft^3 F

cP = panas jenis = 0,9117 BTU/lb.F

μ = viskositas cairan = 0,4617 lb/ ft jam

μ_w = viskositas pendingin = 1,1635 lb/ft jam

$$hi = 800\ x\ \frac{1{,}6955}{4{,}175}\left(\frac{0{,}9117 \text{ x } 1{,}1635}{1{,}6955}\right)^{1/3} x\left(\frac{0{,}4617}{1{,}1635}\right)^{0{,}14}$$

$$hi = 1879397\,\frac{BTU}{jam.ft.F}$$

Dcoil = 0,5 Di – W + 0,5 Dp

Dcoil = 0,5 (2,1209 m)-(0,14138)+ 0,5 (0,706966667 m)

= 1,27254 m = 4,175 ft = 50,1 in

hio = hi (1 + 3,5 ID_{coil}/D_{coil}) Kern hal. 721

$$= 1879397\,\frac{BTU}{jam\ ft2\ F}\left(1 + 3{,}5\,\frac{4{,}175\text{ ft}}{4{,}175\text{ ft}}\right) = 2675\,\frac{BTU}{jam\ ft\ F}$$

Nrc dalam reaktor = 1870712

Dari fig.20.2 Kern, diperoleh jh = 4600

$$hi = jH.\left[\frac{k}{D}\right].\left[\frac{Cp.\mu w}{k}\right]^{0,33}.\left[\frac{\mu}{\mu w}\right]^{0,14}$$

Dengan :

ho = koefisien transfer panas cairan (BTU/ft^2.jam.^{0}F)

D = diameter reaktor = 6,9583 ft

k = konduktivitas panas = 1,6955 BTU/jam ft^2 ^{0}F

Cp = panas jenis = 0,9117 BTU/lb.F

μ = viskositas cairan = 0,46174 lb/ft jam

μw = viskositas pendingin = 1,16358 lb/ft jam

$$ho = 4600\ x\ \frac{1,6955}{4,175}\left(\frac{0,9117 \text{ x } 1,1635}{1,6955}\right)^{1/3} x \left(\frac{0,4617}{1,1635}\right)^{0,14}$$

$$ho = 912,3322 \frac{BTU}{jam.ft.F}$$

Clean Overall Heat Transfer (Uc)

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

$$= \frac{2675\ x\ 912,3322}{2675 +\ 912,3322} = 680,352 \frac{BTU}{jam\ ft2\ F}$$

Design Overall Heat Transfer Corrected (Ud)

Dari Kreith Tabel 12.2 diambil nilai Rd = 0,0001 jam.ft^2.F / BTU

$$hd = \frac{1}{Rd} = \frac{1}{0{,}0001} = 10000\,\frac{BTU}{jam.ft2.F}$$

$$Ud = \frac{Uc\ x\ hd}{Uc + hd} = \frac{680{,}352\ x\ 10000}{680{,}352 +\ 10000} = 637{,}0135\,\frac{BTU}{jam\ ft2\ F}$$

Luas Transfer Panas (A_0)

$$Ao = \frac{Q}{Ud.\Delta T_{LMTD}} = \frac{6589594\,\frac{\mathrm{BTU}}{\mathrm{jam}}}{637{,}0135\,\frac{BTU}{jam\ ft2\ F}\ x\ 34{,}7459\ F} = 297{,}7185\ ft2$$

LuasPerpindahan Panas Per Coil (A’)

A’ = At’.π. D_{coil}

$$A' = 1{,}734\ \frac{ft^2}{ft}.\pi.4{,}175\ \mathrm{ft} = 22{,}7525 ft^2$$

Jumlah Lilitan Coil (Nt)

$Nt = \frac{Ao}{A\prime} = \frac{297{,}7185\ ft^2}{22{,}7525\ ft^{2\prime}} = 13{,}085$ ------→ 13 lilitan

Jarak Antara Coil (Pt)

Pt = 0,5 in =0,04166 ft =0,0127 m

Area Coil ($A_{OD\ coil}$)

$A_{OD\ coil} = (\pi/4).OD^2 = (\pi/4). (6,625\ in)^2 \quad = 34,485\ in^2 \quad = 0,0222\ m^2$

Panjang Coil Per Turn (L_{coil} per turn)

L_{coil} per turn = π x D_{coil} = π x 1,27254 m = 3,999 m

Tinggi Coil Minimum ($H_{c\ min}$)

Tinggi lilitan coil minimum yaitu jika coil disusun tanpa jarak :

$H_{c\ min}$ = Nt x OD_{coil} = 13 x 6,625 in = 86,125 in = 7,177 ft = 2,187m

Tinggi Coil Total (H_{coil})

H_{coil} = $H_{c\ min}$ + ((Nt-1) x Pt)

= 86,125 in + ((13-1) x 0,5 in)

= 92,125 in = 7,677 ft = 2,339 m

Voulume Coil (V_{coil})

V_{coil} = $A_{OD\ coil}$ x L_{coil} per turn x Nt

V_{coil} = $0,0222\ m^2$ x 3,999 m x 13 = $1,156\ m^3$

Dari perhitungan dimensi coil, dapat diketahui coil tercelum atau tidak.

Tinggi coil dalam reaktor = 2,339 m

Tinggi reaktor = 3,5029 m

$$Hcairan = \frac{(V_{cairan} + V_{coil} + V_{baffle} + V_{pengaduk} - V_{head})}{A_{ID\ reaktor}}$$

$$= \frac{(8,345\ m^3 + 1,156\ m^3 + 0,0109\ m^3 + 0,0255\ m^3 - 0,9867\ m^3}{3,534\ m^3}$$

$$= 2,419\ m^3$$

Tinggi cairan didalam reaktor > tinggi coil didalam reaktor. Dapat disimpulkan semua coil tercelup didalam reaktor.

KESIMPULAN REAKTOR

Tugas	mereaksikan asetone sebanyak 3134 kg/jam dan kalsium hipoklorit sebanyak 7015 kg/jam menjadi kloroform.
Jenis Alat	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk.
Kondisi Operasi	Isotermal pada suhu 61 ^{0}C dan tekanan 2 atm waktu tinggal 5 menit.

Volume reaktor	= 12,4049 m^3
Diameter	= 2,1336 m
Tinggi	= 3,5 m
Volume cairan dalam head	= 0,986 m^3
Volume cairan dibadan reaktor	= 10,431 m^3
Tinggi cairan dibadan reaktor	= 7,358 m^3
Tebal shell	= 5/16 in
Tebal head	= 5/16 in

Jenis pengaduk : Flat Blade Turbine, 4 baffle, 6 blade

Diameter impeller = 0,7059 m

Tinggi blade = 0,141 m

Lebar baffle = 0,1764 m

Daya motor = 5 Hp

Dimensi lubang :

- Inlet arus 1
  - *Nominal pipe size* (Nps) = 1,25 in
  - *Schedule Number* (Sch) = 40
  - *Outside Diameter* (OD) = 1,66 in
  - *Inside diameter* (ID) = 1,38 in
- Inlet arus 5
  - *Nominal Pipe Size* (Nps) = 6 in
  - *Schedule Number* (Sch) = 40
  - *Outside Diameter* (OD) = 6,625 in
  - *Inside Diameter* (ID) = 6,065 in
- Outlet arus 5
  - *Nominal Pipe Size* (Nps) = 6 in

- *Schedule Number* (Sch) = 40
- *Outside Diameter* (OD) = 6,625 in
- *Inside Diameter* (ID) = 6,065 in

Luas perpindahan panas :

A = $297{,}7185\ ft^2$

Tipe coil = Helical Coil

Media pendingin = Air

Diameter coil per helic = 1,2725 m

Jumlah lilitan coil = 13 lilitan

Jarak antar coil = 0,5 in

Total coil total = 2,339 m

LAMPIRAN B

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Budiman Batara
   No. MHS : 15521118
2. Nama Mahasiswa : Dwi Adi Prasetya
   No. MHS : 15521161

Judul Prarancangan)* : PRARANCANGAN PABRIK KLOROFORM DARI ASETON DAN KALSIUM HIPOKLORIT DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019

Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	23-4-2019	Kapasitas Produksi	
2	19-5-2019	Reaksi bahan baku	
3	21-6-2019	Reaksi bahan baku	
4	28-6-2019	Alat proses	
5	7-11-2019	Evaluasi ekonomi	
6	8-11-2019	Evaluasi ekonomi	
7	11-11-2019	Evaluasi ekonomi	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 11-11-2019

Pembimbing,

Suharno Rusdi, Ir., Ph.D.

)* **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1.	Nama Mahasiswa	: Budiman Batara
	No. MHS	: 15521118
2.	Nama Mahasiswa	: Dwi Adi Prasetya
	No. MHS	: 15521161

Judul Prarancangan)* : PRARANCANGAN PABRIK KLOROFORM DARI ASETON DAN KALSIUM HIPOKLORIT DENGAN KAPASITAS 30.000 TON / TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019

Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	22-9-2019	Judul Perancangan	
2	13-5-2019	Kapasitas produksi	
3	26-6-2019	Neraca Massa	
4	14-10-2019	Neraca massa	
5	28-10-2019	Alat proses	
6	4-11-2019	Naskah Perancangan	
7	11-11-2019	Naskah perancangan	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 11-11-2019

Pembimbing,

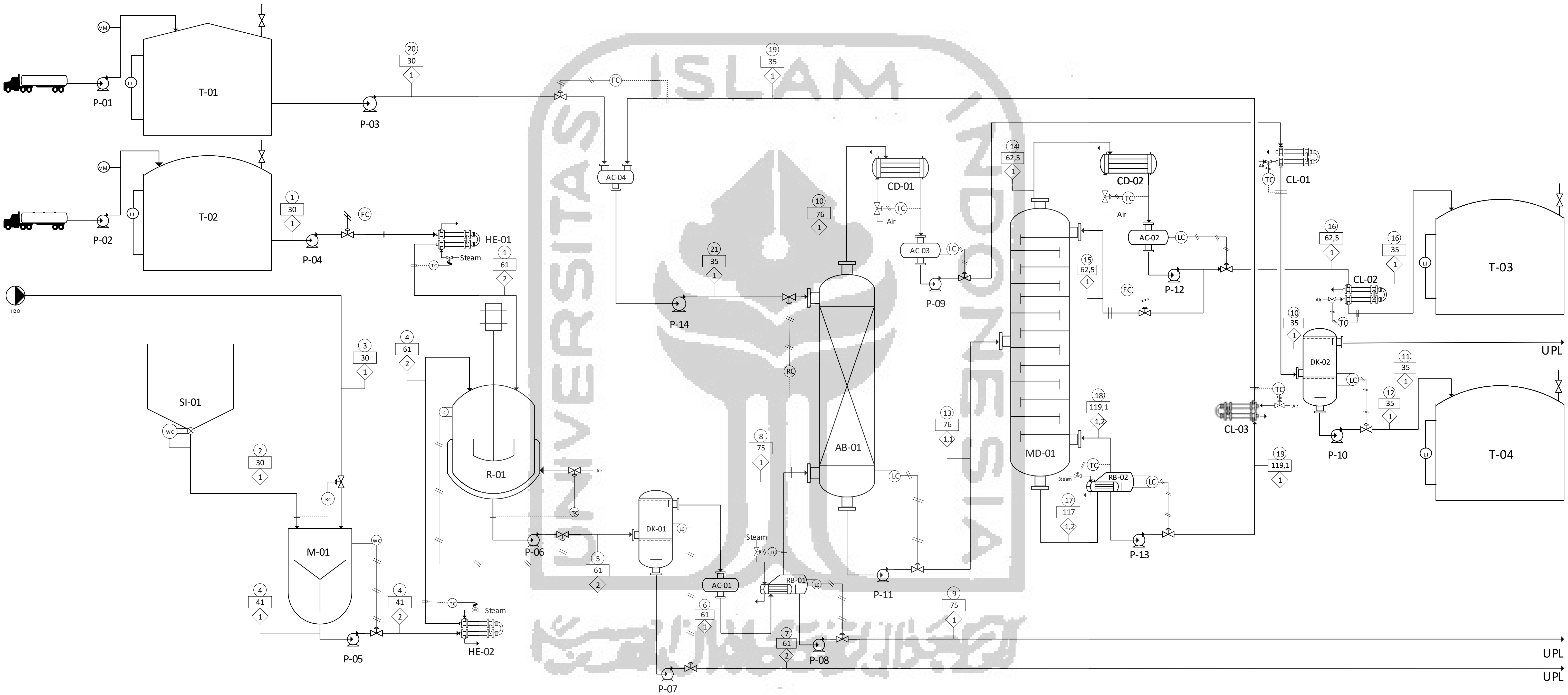
Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc.

)* **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

LAMPIRAN C

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK KLOROFORM DARI KALSIUM HIPOKLORIT DAN ASETON
DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus																				
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21
C3H6O	3134,7529				1291,8982	1278,9792	12,9190	1278,979193					1278,9792	3200,1574	1921,1782	1278,9792					
Ca(OCl)2		7015,5111		7015,5111	210,46533	0	210,4653														
CHCl3					3787,8788	3750	37,8788	3750		3750		3750									
Ca(C2H3O2)2					2509,3348	0	2509,3348														
Ca(OH)2					2350,6869	0	2350,6869														
NaCl		2505,5397		2505,5397	2505,5397	0	2505,5397														
C6H12O													1421,088	106,67191	64,039274	42,63264	6885,6014	5507,15	1378,46	42,6326	1421,09
H2O	31,664171	501,10794	20874,141	21375,249	21406,913	3043,5766	18363,3361	228,0164419	2815,560131	118,60714	80,728352	37,878788	153,36048	277,05416	166,32632	110,72784	341,00676	298,374	42,6326	1,31854	43,9512
total	3166,4171	10022,159	20874,141	30896,299	34062,716	8072,5558	25990,161	5256,995635	2815,560131	3868,6071	80,728352	3787,8788	2853,4277	3583,8835	2151,5438	1432,3397	7226,6081	5805,52	1421,09	43,9512	1465,04

KETERANGAN	
AB = Absorber	T = Tangki
AC = Akumulator	FC = Flow Controller
CD = Condensor	LC = Level Controller
CL = Cooler	LI = Level Indicator
DK = Dekanter	RC = Ratio Controller
FE = Feeder	TC = Temperatur Controller
HE = Heater	VM = Volume meter
M = Mixer	= Pipa Proses
MD = Menara Distilasi	= Pipa Udara Tekan
P = Pompa	= Sambungan Listrik
R = Reaktor	= Nomor Arus
RB = Reboiler	= Suhu,°C
SC = Screw Conveyor	= Tekanan, atm
SL = Silo	

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK KLOROFORM DARI
KALSIUM HIPOKLORIT DAN ASETON
DENGAN KAPASITAS 30.000 TON/TAHUN

Disusun oleh :
1. BUDIMAN BATARA 15521118
2. DWI ADI PRASETYA 15521161

Dosen Pembimbing :
1. Dr. SUHARNO RUSDI
2. MUFLIH ARISA ADNAN, S.T., M.SC.