LAMPIRAN A

REAKTOR (R-01)

A. Deskripsi

Tugas : Mereaksikan gliserin ($C_3H_8O_3$) dengan campuran asam nitrat (HNO_3) dan asam sulfat (H_2SO_4) menjadi nitrogliserin ($C_3H_5N_3O_9$).

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Kondisi Operasi : T = 20 ^{0}C

P = 1 atm

Konversi = 99,43%

B. Kinetika reaksi

Reaksi dianggap berorde 1 pada masing-masing a dan b menurut Tai Lu-Kei at al 2007, sehingga persamaan reaksi nya adalah :

$$(-r_A) = k\, C_A C_B$$

$$k = \frac{1}{C_{A0}(M-1)t} \ln\left(\frac{M-X_A}{M(1-X_A)}\right)$$

Dengan,

k : Konstanta laju reaksi,

C_A : Konsentrasi reaktan, mol/m^3

C_B : Konsentrasi reaktan, mol/m^3

T : Waktu Operasi, jam

X_A : Konversi reaksi

$$k = \frac{1}{0{,}0139\ (510{,}518-1)1} \ln\left(\frac{510{,}518-0{,}9943}{510{,}518(1-0{,}9943)}\right)$$

$$k = 0{,}731\ m^3/kmol.jam$$

Neraca Massa

Komponen	Berat (kg/jam)	Fraksi Berat	BM	ρ, (kg/m^3)	ρ .x
$C_3H_5N_3O_9$	12785,04733	0,1864	227,000	1593,1741	296,9274
$C_3H_8O_3$	29,7045	0,0004	92,000	1259,5047	0,5454
HNO_3	10766,8657	0,1570	63,000	1517,2647	238,1417
H_2SO_4	32117,5273	0,4682	98,000	1839,0621	861,0398
H_2O	12899,4605	0,1880	18,000	1032,0041	194,0607
Total	**68598,6054**	**1,000**	**498,000**	**7241,0097**	**1590,7150**

Flow rate arus masuk reaktor :

$$Fv = \frac{\text{Massa umpan}}{\rho\ \text{campuran}}$$

$$= \frac{68598{,}6054\ \text{kg/jam}}{1590{,}715\ \text{kg/m}^3} = 43{,}1244\ \text{m}^3/\text{jam}$$

Konsentrasi gliserin (C_{A0}) :

$$C_{A0} = \frac{\text{Massa gliserin}}{\text{Fv}}$$

$$= \frac{0{,}3229\ \text{kmol/jam}}{43{,}1244\text{m}^3/\text{jam}}$$

$$= 0{,}0075\ \text{kmol/m}^3$$

Konsentrasi Campuran Asam (C_{B0}) :

$$C_{B0} = \frac{\text{Massa campuran asam}}{\text{Fv}}$$

$$= \frac{(170{,}9026 + 327{,}7299)\ \text{kmol/jam}}{43{,}1244\ \text{m}^3/\text{jam}}$$

$= 11{,}5627\ \text{kmol/m}^3$

Ratio mol umpan masuk (M)

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

$= \frac{11{,}5627\ \text{kmol/m}^3}{0{,}0075\ \text{kmol/m}^3}$

$= 1544{,}3534$

C. Optimasi Reaktor

$C_3H_8O_3 + 3HNO_3 \xrightarrow{H_2SO_4} C_3H_5N_3O_9 + 3\ H_2O$

A + 3 B → C + 3D

M :	Fao	Fbo	-	-
R :	Fao.X	Fao.X	Fao.x	Fao.X
S :	Fao - Fao.X	Fbo – Fao.X	Fao.X	Fao.X

FA = Fao – Fao.x

FB = Fbo – Fao.x

Input – Output – Rx = Akumulasi

Fao – Fa – (-rA)V = 0

Fa0 – Fa = -(-rA).V

$V = \frac{Fao..X}{-rA}$

$V = \frac{Fao..X}{K.Ca.Cb}$

$$V = \frac{Fao..X}{K.Cao\ (1-x)\ x\ Cao\ (\frac{Cbo}{Cao}-X)}$$

$$V = \frac{Fao..X}{K.Cao^2\ (1-x)\ x\ (M-X)}$$

$$V = \frac{Fv.Cao.X}{K.Cao^2\ (1-x)\ x\ (M-X)}$$

$$V = \frac{Fv\ X}{K.Cao\ (1-x)\ x\ (M-X)}$$

Menghitung jumlah reaktor

$$V = \frac{Fv(X_n - X_{n-1})}{k.C_{A0}(1 - X_n)(M - X_n)}$$

Dengan,

Fv : Flow rate masuk reaktor, m^3/jam

k : Konstanta reaksi

X_n : Konversi pada reaktor ke-n

Untuk mengetahui jumlah reaktor maka dilakukan optimasi dengan menggunakan data harga reaktor yang diambil dari http://www.matche.com/equipcost/Reactor.html

Sehingga didapat jumlah reaktor yang di gunakan sebanyak 2 dengan pertimbangan harga yang lebih murah.

n	V (m^3)	V total	V x 1,2	V (gal)	Harga @ (US $)	Harga alat (US $)
1	1050,755	1050,755	1260,906	333096,053	2592300,000	2592300,000
2	78,053	156,106	93,664	24743,297	653500,000	1307000,000

3	31,023	93,070	37,228	9834,582	400800,000	1202400,000
4	17,361	69,444	20,833	5503,580	294600,000	1178400,000
5	12,127	60,636	14,553	3844,386	243600,000	1218000,000

D. Menghitung Dimensi Reaktor

Keterangan :

Reaktor dilengkapi dengan pengaduk agar suhu, tekanan dan komposisi selalu seragam. Reaktan dan prosuk bersifat korosif, sehingga dipilih bahan stainless steel 310 A15 sebagai bahan konstruksi reaktor. Reaktor dilengkapi dengan koil pemanas untuk menjaga agar suhu dalam reaktor tetap isothermal.

Bentuk reaktor dipilih adalah vertikal vessel dengan formed head. Untuk tekanan operasi 1 atm dipilih bentuk torespherical dished head (Brownell and Young, hal 88).

Volume shell = 5,519 m^3

Untuk desain optimum, digunakan perbandingan diameter dan tinggi reaktor D/H=1 (Brownell and Young, 1958).

D = H

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

Vshell = $\frac{\pi}{4} D^3$

$D^3 = \frac{4 \text{Vshell}}{\pi}$

$D = \left(\frac{4 \text{Vshell}}{\pi}\right)^{\frac{1}{3}}$

$D = \left(\frac{4 \times 112{,}396 \text{ m}^3}{\pi}\right)^{\frac{1}{3}}$

= 5,232 m

= 205,965 in

H = 5,232 m

= 205,965 in

Volume dish = 0,000049 Ds^3

Dimana,

Ds : Diameter shell, in

Vd : Volume dish, ft^3

Vdish $= 0{,}000049 \times (205{,}965)^3$

= 428,132 ft^3

Vsf $= \frac{\pi}{4} D^2 \frac{sf}{144}$

Diambil sf = 2

Vsf $= \frac{\pi}{4} (205{,}965)^2 \times \frac{2}{144}$

= 38,543 ft^3

Sehingga,

Vhead = 2 (Vdish + Vsf)

= 2 (428,132 + 38,543)

= 933,349ft^3

= 26,432 m^3

Vreaktor = Vshell + Vhead

= 93,664 m^3 + 26,432 m^3

= 120,096 m^3

Volume bottom = 0,5 × Vhead

= 0,5 × 26,432 m^3

= 13,216 m^3

Volume cairan = Vshell – Vbottom

= 93,664 m^3 – 13,216 m^3

= 80,447 m^3

Tinggi cairan $= \frac{4V}{\pi\, D^2}$

$= \frac{4 \times 80,47\ m^3}{\pi\, (5,232\ m)^2}$

= 3,744 m

Menghitung tebal shell

Digunakan persamaan 13.1 Brownell dan Young, 1959 hal 254 :

ts $= \frac{Pri}{fE - 0,6P} + c$

dimana,

ts : tebal shell, in

E : efisiensi pengelasan = 0,85

f : maksimal allowable stress, bahan yang digunakan 18.750 psi (Brownell, 1959).

ri : jari-jari dalam shell, in

ri = 0,5 × D

= 0,5 × 205,965 in = 102,9826 in

c : faktor koreksi = 0,125 in

P : Tekanan desain = Poperasi + Phidrostatis

Poperasi = 1 atm = 14,7 psi

Phidrostatis = $\frac{\rho gh}{gc}$ = 24,411 psi

P desain = (14,7 psi + 41,363) × 1,2 = 67,2762 psi

ts $= \frac{67,2762 \times 102,9826}{(18750 \times 0,85) - (0,6 \times 67,2762)} + 0,125$

= 0,561 in

Dari tabel Brownell 1959 hal 350, dipilih ts standar sebesar 9/16 in.

Menghitung tebal head

Digunakan persamaan 77.7 Brownell dan Young, 1959 hal 138 :

th $= \frac{Prw}{2fE - 0,2P} + c$

dimana,

P : Tekanan

P = Pdesain – Poperasi

P = 67,2762 psi - 14,7 psi = 52,576 psi

OD = ID shell + 2ts

= 205,965 in + (2 × 0,561 in)

= 207,087 in

= 5,260 m

Dicari ukuran standart pada tabel 5.7 Brownell hal. 90, maka didapat :

OD = 204 in

ts = 0,563 in

icr = 12,250 in

r = 170 in

E : efisiensi pengelasan = 0,85

f : maksimal allowable stress, bahan yang digunakan 18.750 psi (Brownell, 1959).

c : faktor koreksi = 0,125

w : faktor intensifikasi tegangan untuk jenis head, in

$$w = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}}\right)$$

$$= \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{170}{12,250}}\right)$$

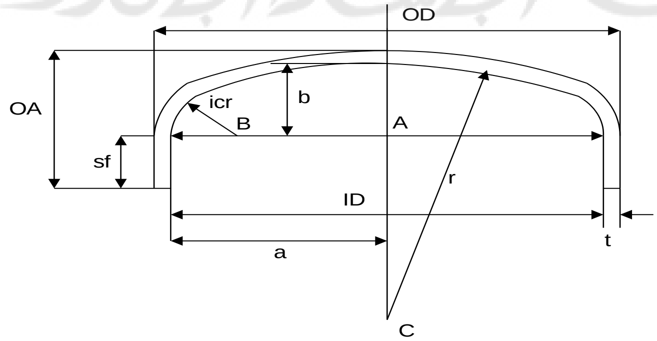
$$= 1,681 \text{ in}$$

$$th = \frac{52,576 \times 170 \times 1,681}{2(18750 \times 0,85) - (0,2 \times 52,576)} + 0,125$$

$$= 0,597 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell hal 350 dipilih tebal head 5/8 in.

Menghitung tinggi head



Pada tabel 5.4 Brownell halaman 87 dengan th 3/8 in, didapat nilai sf sebesar 1 ½ - 3 in . Maka dipilih nilai sf sebesar 2 in .

ID = OD – 2ts

= 204 in – (2× 5/16)

= 202,875 in

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

$= \frac{202{,}875 \text{ in}}{2}$

= 121,438 in

AB = a – icr

= 121,438 in – 12,250 in

= 89,188 in

BC = r – icr

= 170 in – 12,250 in

= 157,750 in

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

$= \sqrt{157{,}750^2 - 89{,}188^2}$

= 130,118 in

b = r – AC

= 170 in – 130,118 in

= 39,882 in

h_{Head} = th + b + sf

= 5/8 + 39,882 in + 2 in

= 44,007 in

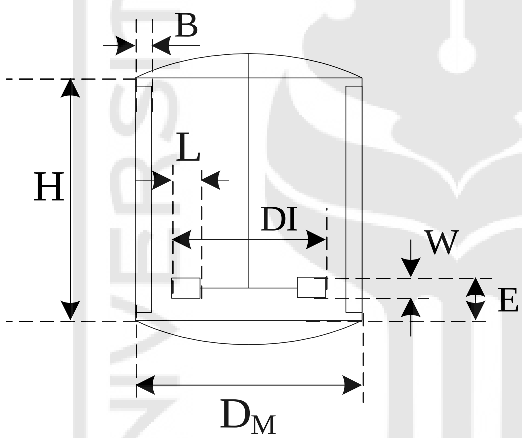
= 1,118 m

$h_{Reaktor}$ = $_2\ h_{Head} + h_{shell}$

= (2 × 1,118 m) + 5,232 m

= 7,467 m

E. Menghitung spesifikasi pengaduk



Keterangan gambar :

DI : Diameter pengaduk, m

L : Panjang sudut pengaduk, m

B : Lebar baffel, m

E : Jarak pengaduk dengan tangki, m

W : Lebar sudut pengaduk, m

DM : Diameter tangki, m

Ukuran pengaduk

Data pengaduk di dapat dari Brown " Unit Operation" halaman 507.

DI $= \frac{DM}{3}$

$= \frac{5{,}232 \text{ m}}{3}$

= 1,744 m

E $= \frac{DM}{3}$

$= \frac{5{,}232 \text{ m}}{3}$

= 1,744 m

B $= \frac{DM}{12}$

$= \frac{5{,}232 \text{ m}}{12}$

= 0,436 m

L $= \frac{DI}{4}$

$= \frac{1{,}744 \text{ m}}{4}$

= 0,436 m

W $= \frac{DM}{5}$

$= \frac{5{,}232\text{m}}{5}$

= 1,046 m

Diameter pengaduk = 1,744 m

Jarak pengaduk dengan tangki = 1,744 m

Lebar baffel = 0,436 m

Panjang sudut pengaduk = 1,046 m

Lebar sudut pengaduk = 0,436 m

Menghitung jumlah impeler

WELH (Water Equivalent Liquid High)

WELH $= h_{cairan} \times sg$

sg $= \frac{\rho cairan}{\rho air}$

$= \frac{1590{,}715 \text{ kg/m}^3}{1032{,}004 \text{ kg/m}^3}$

$= 1{,}541$

WELH $= 1{,}541 \text{ m} \times 3{,}744 \text{ m}$

$= 5{,}772 \text{ m}$

$\sum$ impeler$= \frac{WELH}{D}$

$= \frac{5{,}772 m}{5{,}232 \text{ m}}$

$= 1{,}10324$

Maka jumlah pengaduk adalah 1.

Putaran Pengaduk

$$\frac{WELH}{2\ DI} = \left(\frac{\pi \times DI \times N}{600}\right)^2$$ (Rase, 1977)

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

Dimana,

N : kecepatan putaran pengaduk, rpm

DI : diameter pengaduk, m

N $= \frac{600}{\pi \times 0{,}639\ m}\sqrt{\frac{5{,}772\ m}{2 \times 1{,}744\ m}}$

= 74,923 rpm

= 1,249 rps

Menentukan daya motor

P $= \frac{N^3\ DI^5\ \rho\ N_p}{550\ gc}$ (Brown, 1978)

Dimana,

P : daya pengaduk, Hp

Np : Power number

N : Kecepatan putaran pengaduk

ρ : Densitas campuran

DI : Diameter pengaduk

gc : gravitasi (32,2 lbm/s^2. lbf)

Bilangan Reynolds

Re $= \frac{\rho L \times N \times DI^2}{\mu L}$

$= \frac{1590{,}715 \frac{kg}{m^3} \times 84{,}000 \text{ rpm} \times (1{,}744 m)^2}{0{,}024 \text{ cp}}$

= 17147318,989

Dari figure 9.13 Mc. Cabe, halaman 251.

NRe = 17147318,989

Diperoleh Np = Po

Po = 9,2

P $= \frac{(1{,}249)^3 \times (1{,}744)^5 \times 1590{,}715 \times 9{,}2}{550 \times 32{,}2}$

= 25,947 Hp

Daya motor, efisiensi motor 89%.

Dari figure 14.38 Piters halaman 514.

Daya motor = $\frac{P}{\eta}$

$= \frac{25{,}947}{0{,}89}$

= 29,154 Hp

Dipilih daya motor sebesar 102 Hp.

F. Perancangan pendingin.

Neraca panas total reaktor

Komponen	Input (Kj/jam)	Output (Kj/jam)
Qin reaktor	2777656,1214	
Qout reaktor		2503245,305
Qreaksi	2584274,1042	
subtotal	5361930,2255	2503245,3050
Qpendingin		2858684,9206
Total	5361930,2255	5361930,2255

Qin reaktor > dari Q out reaktor sehingga digunakan pendingin.

Kebutuhan pendingin yang digunakan berupa brine water $CaCl_2$ 30% karena pendingin dibawah suhu kamar.

Kebutuhan pendingin sesuai dengan perhitungan neraca panas

Q = 2858684,9806 kj/jam

= 2710033,305 btu/jam

Sifat-sifat fisis $CaCl_2$ 30% pada suhu Tf = 29,3 ^{0}F

Cp : kapasitas panas larutan = 0,71 Btu/lb.^{0}F

ρ : Densitas = 1113,200 kg/m^3

= 69,494 lb/ft^3

μ : Viskositas = 0,00042 kg/m.s

= 10,165 lb/ft.jam

k : konduktivitas = 0,32 btu/jam.ft.^{0}F

Jumlah brine yang dibutuhkan:

M brine $= \frac{Qw}{Cp(Tout-Tin)}$

$= \frac{2710033{,}305}{0{,}71\ (35{,}6-23)}$

= 302932,4061 lb/jam

= 137531,3124 kg/jam

Volume pendingin yang diperlukan :

V brine $= \frac{Mbrine}{\rho}$

$= \frac{137531{,}3124}{69{,}4948}$

= 4359,0658 ft^3/jam

Menghitung harga LMTD

ΔT LMTD $= \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$

Inisial	**Fluida panas (ºF)**	**Fluida dingin (ºF)**	**ΔT (ºF)**
ΔT_1	68	23	45
ΔT_2	68	35,6	23,4

ΔT LMTD $= \frac{23,5 - 36}{\ln \frac{23,4}{36}}$

$= 38,356\ ^0F$

Menghitung Luas Transfer Panas

A $= \frac{Q}{UD \times \Delta T\ LMTD}$

Dimana,

A : Luas transfer panas, ft^2

Q : Jumlah brine yang dibutuhkan, btu/jam

U_D : Untuk fluida panas light organics dan fluida dingin heavy

organics, maka nilai UD = 10-40 btu/$ft^2.^0F$.jam.

(Tabel 8 Kern, halaman 840).

Diambil harga UD = 40 btu/$ft^2.^0F$.jam.

ΔT LMTD : 38,356 ^0F

A $= \frac{2709653,953}{40 \times 38,356}$

$= 1766,136\ ft^2$

$= 164,074\ m^2$

Menghitung luas selubung Reaktor R-01

L $= \pi \times D \times L$

Dimana,

D : Diameter reaktor 5,232 m

L : Tinggi shell reaktor 5,232 m

L $= \pi \times 5{,}232 \times 5{,}232$

$= 85{,}938\ m^2$

Karena luas transfer panas > dari luas selubung reaktor maka pendingin yang digunakan adalah koil.

Menghitung koefisien transfer panas

Nilai koefisien perpindahan panas pada RATB dengan baffle dan didinginkan dengan koil dipakai persamaan pada eq.20.4 Kern, p.722.

$$h_c = \frac{0{,}87.k}{Dt}\left[\frac{L^2.N.\rho}{\mu}\right]^{1/3}\left[\frac{Cp.\mu}{k}\right]^{1/3}\left[\frac{\mu}{\mu_w}\right]^{0{,}14}$$

Dimana,

h_c : koefisien transfer panas cairan, Btu/jam.ft^2.^{0}F

Dt : diameter reaktor = 6,285 ft

k : konduktivitas panas = 0,173 Btu/jam.ft^2.^{0}F

Cp : kapasitas panas larutan = 0,80 Btu/lb.^{0}F

L : diameter putas pengaduk = 0,527 ft

N : kecepatan putar pengaduk = 4920 rph

ρ : densitas campuran = 98,467 lb/ft^3

μ : viskositas campuran = 0,103 lb/ft.jam

μ_w : viskositas air = 0,607 lb/ft.jam

$$h_c = \frac{0{,}87.0{,}173}{6{,}285}\left[\frac{0{,}527^2.\ 4920\ .\ 98{,}467}{0{,}103}\right]^{1/3}\left[\frac{0{,}80\ .\ 0{,}103}{0{,}173}\right]^{1/3}\left[\frac{0{,}103}{0{,}607}\right]^{0{,}14}$$

= 948108,677 Btu/jam.ft^2.^{0}F

Memilih diameter koil

Memilih diameter koil 1,5-2,5 in dari Perry,1999 halaman 11.20. Maka dipilih diameter 2 in.

Digunakan pipa standar dari Tabel 11, Kern:

Nominal pipe	: 2 in
	: 0,167 ft
OD	: 2,380 in
	: 0,198 ft
ID	: 2,067 in
	: 0,172 ft
Shedule	: 40
Ao	: 0,622 ft^2/ft
Ai	: 0,542 ft^2/ft

Flow area per : 3,350 in^2

` : 0,023 ft^2

Menghitung koefisien transfer panas dalam koil

h_i $= jH \frac{k}{D} \left[\frac{Cp.\mu}{k}\right]^{1/3} \left[\frac{\mu}{\mu_w}\right]^{0,14}$

Dimana,

jH : Didapat dari grafik 24 Kern halaman 834, dengan nilai nilai Re.

Re $= \frac{ID.G}{\mu}$

$= \frac{0,172\ .\ 13020338,724}{10,170}$

= 220537,228

Maka didapat nilai jH sebesar 300.

h_i $= 300 \times \frac{0,320}{0,172} \left[\frac{0,710\ .10,170}{0,32}\right]^{1/3} \left[\frac{10,170}{1}\right]^{0,14}$

= 2179,064 Btu/jam.$ft^2.{}^0F$

h_{io} $= h_i \frac{ID}{OD}$

$= 2179,064 \times \frac{0,172}{0,198}$

= 1892,489 Btu/jam.$ft^2.{}^0F$

Menghitung Uc (Clean Overall Coeficient)

Uc $= \frac{h_c \times h_{io}}{h_c + h_{io}}$

$= \frac{948108,677 \times 1892,489}{948108,677 + 1892,489}$

$= 1888{,}719$

Menghitung Rd

Untuk fluida panas light organic dan fluida dingin heavy organics, maka nilai Ud berkisar antara 10-40 Btu/jam.ft^{2}.^{0}F berdasarkan tabel 8, Kern halaman 840.

Ud dipilih = 40 Btu/jam.ft^{2}.^{0}F

$$Rd = \frac{h_c - U_d}{h_c \times U_d}$$

$$= \frac{948108{,}677 - 40}{948108{,}677 \times 40}$$

$$= 0{,}025$$

Menghitung panjang pipa yang digunakan

$$Lc = \frac{A}{A_o}$$

$$= \frac{A}{A_o}$$

$$= \frac{1766{,}136}{0{,}622}$$

$$= 2839{,}466 \text{ ft}$$

$$= 865{,}463 \text{ m}$$

Menghitung volume koil

Vc $= \frac{1}{4}\pi \,.\, OD^2 .\, Lc$

$= \frac{1}{4}\pi \,.\, 0{,}060^2 .\, 865{,}463$

$= 2{,}483\ m^2$

Vtotal = Vcairan + Vkoil

= 80,447 + 2,483

$= 82{,}930\ m^2$

Menghitung tinggi cairan dalam shell

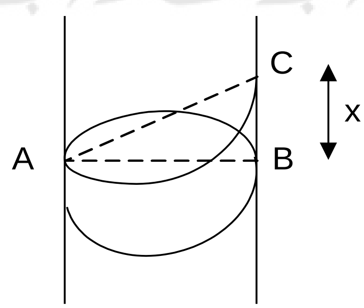
h $= \frac{4\,.V}{\pi\,.\,D^2}$

$= \frac{4\,.\;82{,}930}{\pi\,.\,5{,}232^2}$

= 3,860 m

= 12,664 ft

Menghitung jumlah lilitan



BC $= \frac{1}{4} . \text{OD koil}$

$= \frac{1}{4} . 0{,}060$

= 0,020 m

AB = 0,8 × ID reaktor

= 0,8 × 5,232

= 4,185 m

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

$= \sqrt{4{,}185^2 + 0{,}020^2}$

= 4,185 m

Lcoil tiap lilitan = π × AC

= π × 4,185

= 13,142 m

Jumlah lilitan (N) $= \frac{\text{Lc}}{\text{Lcoil tiap lilitan}}$

$= \frac{865{,}463}{13{,}142}$

= 65,856

Maka dipilih jumlah lilitan sebanyak 66 lilitan.

Menghitung tinggi koil

hcoil = (N-1) . BC + 20D

= (66-1) $\times$0,020 + (2$\times$0,060)

= 1,431 m

Jarak koil dari dasar silinder = 0,1 $\times$ Diameter reaktor

= 0,1 $\times$ 5,232

= 0,523 m

Tinggi puncak koil = hcoil + jarak koil dari dasar silinder

= 1,431 + 0,523

= 1,954 m

Tinggi cairan adalah 3,860 m, maka coil terendam dalam cairan