LAMPIRAN

Reaktor 1 (Esterifikasi)

Fungsi :	Untuk mereaksikan Free Fatty Acid pada minyak karet dengan metanol menggunakan katalis H_2SO_4 sehingga menghasilkan biodiesel dan air
Jenis :	RATB
Suhu :	70 *C waktu reaksi : 2,5 jam 150 menit
Tekanan :	1 atm
Kondisi :	endotermis / isothermal
Konversi reaksi	0,95 gr/ml = gr/cm3

Komponen	BM	Umpan masuk (kg/jam)	Umpan masuk (kmol/jam)	Densitas (gr/ml)	Densitas (Kg/m^3)	Fv (m3/jam)	Fv (l/jam)	Fv (l/s)	x	rhoxX
TG	927,853	7040,40404	7,587844239	0,836434477	836,4344766	8,417161	8417,1615	2,3381	0,61897	517,7246
FFA	296,59842	2146,464646	7,23693891	0,871219359	871,2193589	2,463748	2463,7476	0,684374	0,18871	164,4071
H2O	18,01528	94,94579009	5,270292224	0,985212069	985,2120691	0,096371	96,370917	0,02677	0,00835	8,223842
CH3OH	32,04186	2086,964851	65,13245019	0,743777634	743,777634	2,805899	2805,8989	0,779416	0,18348	136,467
H2SO4	98,07848	5,678303745	0,057895511	1,777071176	1777,071176	0,003195	3,1953159	0,000888	0,0005	0,887141
Total		11374,45763	85,28542108	5,213714715	5213,714715	13,78637	13786,374	3,829548	1	827,7097
										51,67226 lb/ft^3

Esterifikasi

	RCOOH	+	CH_3OH	↔	$RCOOHCH_3$	+	H_2O	
M	7,237		144,739					
B	6,875		6,875		6,875			6,875
S	0,362		137,864		6,875			6,875

Cao =	0,00293737	kmol/l	Ca =	0,000146869
Cbo =	0,02321269	kmol/l	Cb =	0,001160634

Data kinetika

Cao	7,237	kmol/jam	0,00293737	kmol/l	2,937370195	mol/l
Ca	0,362	kmol/jam				
k	1,91821758	L/kmol.jam				
	0,00015833	/sec		Reaksi Orde 1		
			0,0095	/min	Science Direct	
			0,000158333	/sec		

k = ln ((1-Xa) / Cao.T)

Mencari Volume

	V (m3)	Gallons	Harga
1	459,545808	121320,0934	
2			
3			
4			
5			

Fv.Cain-Fv.CaOut+(-ra).V=0
Fv.Cain-Fv.CaOut= (-ra)V
Fv(Cain-CaOut)=(-ra)V
V=Fv(Cain-CaOut)/(-ra)
V=Fv(Ca0-Ca0(1-Xa))/(-ra)
V=Fv(Ca0.Xa)/(-ra)
V=Fv(Ca0.Xa)/k.Ca.Co
V=Fv(Ca0.Xa)/k(Ca0(1-Xa)).(Cb0-Ca0.Xa)
V=Fv.Xa/k.Ca0(1-Xa)(M.Xa)
Dimana M = Cb0/Ca0

Menggunakan 1 reaktor

Volume	459545,808	liter
	459,545808	m^3

$$Vn = \frac{Fv(Xn - X_{n-1})}{k(1 - Xn)}$$

$V\_n=(F\_V (X\_n−X\_(n−1)))/(k(1−X\_ n))$

Menggunakan 2 reaktor

V1-V2 0,000

X1	X2
0,7763932	0,95

V1		V2	
83979,23810	liter	83979,23809	liter
83,9792381	m3	83,97923809	m3

Menggunakan 3 reaktor

V1-V2 0,000

V2-V3 0,00

X1	X2	X3

V1		V2		V3	

0,6315969	0,86427912	0,95

41465,96996	liter	41465,97	liter	41465,97	liter
41,46596996	m3	41,46597	m3	41,46597	m3

Menggunakan 4 reaktor

V1-V2 0,00 V2-V3 0,00

X1	X2	X3	X4
0,5271292	0,7763932	0,894262874	0,95

V3-V4 0,00

V1		V2		V3		V4	
26961,85555	liter	26961,856	liter	26961,9	liter	26962	liter
26,96185555	m3	26,961856	m3	26,9619	m3	26,962	m3

Menggunakan 5 reaktor

V1-V2 0,00 V2-V3 0,00

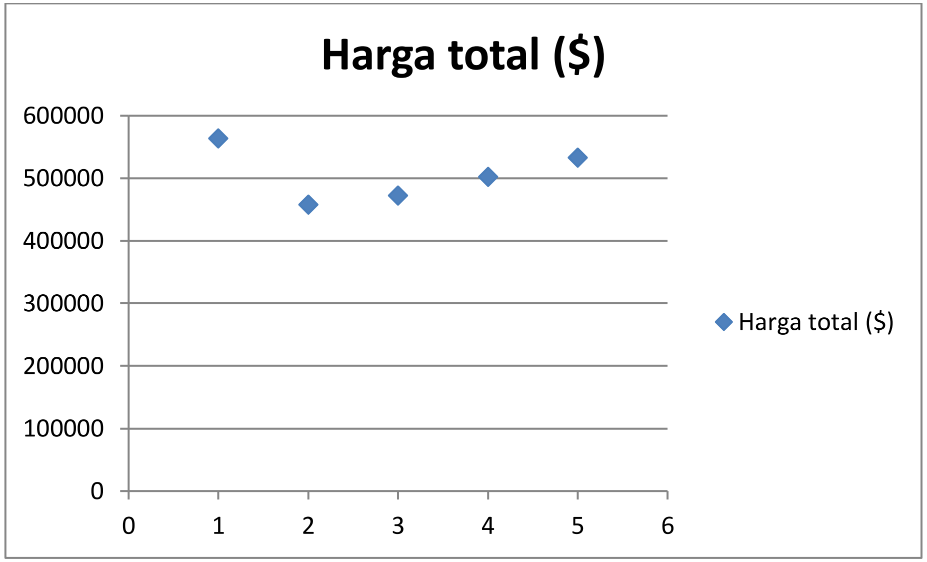
X1	X2	X3	X4	X5
0,4507197	0,69829118	0,834277299	0,90897179	0,95

V3-V4 0,00 V4-V5 0,00

V1		V2		V3		V4		V5	
19846,68	liter	19846,68	liter	19846,68	liter	19846,68	liter	19846,7	liter
19,84668	m3	19,84668	m3	19,84668	m3	19,84668	m3	19,8467	m3

Jumlah reaktor	Volume (m3)	Volume total (m3)	Volume (gallons)	Harga ($)	Harga total ($)
1	459,545808	459,5458083	121320,0934	563949,3505	563949,3505
2	83,9792381	167,9584762	22170,51886	229074,9037	458149,8074
3	41,46597	124,3979099	10947,01607	157636,5961	472909,7883
4	26,9618556	107,8474222	7117,929866	125518,8776	502075,5104
5	19,8466758	99,23337893	5239,522407	106626,1021	533130,5105

1 m3 =	264	gallons	**matche.com**	Stainless Steel



Dipakai 2 reaktor seri	Stainless Steel / Carbon Steel	
Reaktor		
1	x =	0,78
		0,78

	RCOOH	+	CH_3OH	↔	$RCOOHCH_3$	+	H2O
M	7,237		144,739				
B	5,645		5,645		5,645		5,645
S	1,592		139,094		5,645		5,645

Reaktor 2

x = 0,95

0,95

	RCOOH	+	CH_3OH	↔	$RCOOHCH_3$	+	H2O
M	1,592		139,094		5,645		5,645
B	1,230		1,230		1,230		1,230
S	0,362		137,864		6,875		6,875

Waktu tinggal

t =	2,5	jam

Reaktor 1

Volume Design (20%)	100,775086	Over Design =	20%
	100,775086		

1,5H= D

D =	4,003	m	157,586543	in
H =	6,00	m	236,379814	in

2) Perhitungan Dimensi Reaktor 1

Perbandingan antara diameter dan tinggi reaktor yang optimum = 1 : 2 (D:H=1:2) (brownell, 1959, hal 43)

Vdish = $0{,}000049Ds^3$ (Brownell, hal 88)

Dimana :

Ds = diameter shell, in

Vdish = volume, ft^3

sf = 2,5 Brownell, Hal 88

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

Vhead = 2x (Vtangki + Vsf) $\frac{\frac{\pi}{4} D^2 sf}{144}$

	=	$2x(0{,}000049xD^3$ +		)
		439,9231	ft3	
		12,4586229	m3	
Vmelting =		Vshell + Vhead		
	=	100,775086	+	12,4586229
	=	113,233709	m3	

Dengan spesifikasi reaktor 1 sebagai berikut :

Diameter shell :	4,0027	m
Tinggi shell :	6,0040	m
Volume shell :	100,7751	m^3
Volume head :	12,4586	m^3
Volume reaktor :	113,2337	m^3

Volume cairan dalam shell

Volume bottom :

=	0,5 x Volume head		brownell
=	6,2293	m^3	

Volume cairan : volume shell - volume bottom

=	100,7751	-6,2293
=	94,5458	m^3

Tinggi cairan dalam shell :

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

= 7,5174 m

= 24,6633 ft

3) Menentukan tebal shell (ts)

Dirancang menggunakan Low Alloy steel

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

(Pers. 13.1, Brownell & young, 1959; hal 254)

Dalam hubungan ini :

ts = tebal shell, in

r = Jari-jari

= ½ .Diameter tangki

= 0,5 x 157,5865 in = 78,7933 in

E = effisiensi penggelasan = 0,8

C = faktor korosi = 0,125

f = tegangan yang diijinkan = 75000 psi

Menghitung tekanan:

P hidrostatis =tinggi cairan .ρmix = 6222,2120 kg/m^2 = 8,8315 psi

Preaksi = 1 atm = 14,7 psia

Poperasi = Preaksi + Phidrostatis = 23,5315 psi

Pdesain	= 1.1* P operasi	=		25,8847	psi	Over design 10%
	P =	tekanan dalam reaktor =		25,8847	psi	
	Sehingga :					
	ts =	0,16	in	digunakan tebal standar 1/4 in		
		0,1875				

4) Menentukan tebal head (th) dan tebal bottom

P = Pdesain - Pudara luar	=	11,1847	psi
OD = ID + 2ts	=	158,0865	in

Dari tabel 5-7 Brownell, hal 91

untuk OD =	158,0865	in	OD standar =	180
ts =	0,1875	in		
icr =	15 4/5	in	icr standar =	11
r =	158,0865	in	r standar =	170

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

= 1,6977 in

Sehingga:

$$th = \frac{P.r.w}{(2.f.E - 0,2.P)} + C$$

(Pers. 7.77, Brownell & young, 1959; hal 138)

$$= \frac{36.2565 \text{ x } 258.0628 \text{ x } 1.5406}{\{(2 \text{ x } 48000 \text{ x } 0.85) - (0.2 \text{ x } 36.2565)\}} + 0.125$$

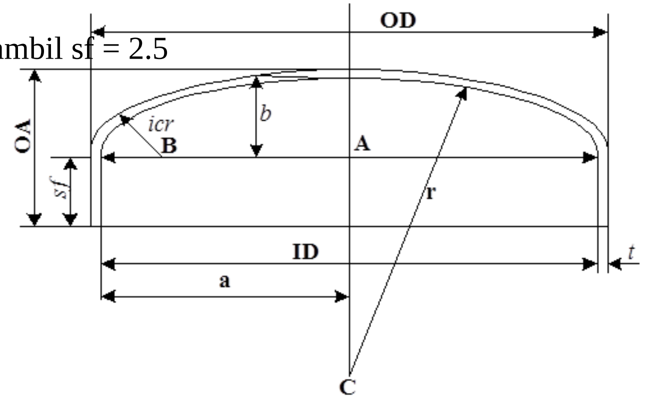
th = 0,15 in digunakan tebal standar 3/16 in

0,1875

5) Menentukan tinggi reaktor total

untuk th = 1/4 in pada tabel 5.6 Brownell & young, hal 88 diperoleh sf = 1 1/2 - 2 1/2

Diambil sf = 2.5



keterangan :

ID	=	diameter dalam head
OD	=	diameter luar head
t	=	tebal head
r	=	jari-jari dish
icr	=	jari-jari dalam sudut dish
b	=	tinggi head
sf	=	straight flange

ID = OD standart - (2*ts)

a = $\frac{ID}{2}$ (jari-jari dalam shell)

= 78.855771 in

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

= 63,047 in

BC = r – irc

= 142,278 in

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

= 127,5463 in

b = r – AC (tinggi head)

= 30,5402 in

tinggi head total (OA) = sf + b + th

= 32,7902 in

= 0,8329 m

tinggi reaktor total = 2 x tinggi head total+ tinggi shell

= 1,6657 + 6,0040

= 7,6698 m

Komponen	**BM**	**Umpan masuk (kg/jam)**	**Umpan masuk (kmol/jam)**	**Densitas (Kg/l)**	**Densitas (Kg/m^3)**	**Fv (m3/jam)**	**Fv (l/jam)**	**Fv (l/s)**	**x**	**rhoxX**
TG	927,853	7040,40404	7,58784424	0,83643448	836,4344766	8,41716146	8,41716	0,00234	0,50559	0,42289086
FFA	296,59842	2146,46465	7,23693891	0,87121936	871,2193589	2,46374765	2,46375	0,00068	0,15414	0,13429197
H2O	18,01528	94,9457901	5,27029222	0,98521207	985,2120691	0,09637092	0,09637	2,7E-05	0,00682	0,00671745
CH3OH	32,04186	4637,69967	65,1324502	0,74377763	743,777634	6,23533091	6,23533	0,00173	0,33304	0,24771056
H2SO4	98,07848	5,67830375	0,05789551	1,77707118	1777,071176	0,00319532	0,0032	8,9E-07	0,00041	0,00072464
Total		13925,1924	85,2854211	5,21371471	5213,714715	17,2158062	17,2158	0,00478	1	0,81233549
										0,05071248 lb/ft^3

6) menentukan jumlah dan jenis pengaduk

Jenis pengaduk dipilih turbin dengan 6 blade disk standar

Dari tabel 8.3 Rase, 1977 :

Sistem : dissolution : Turbine (max : 10.000 gal)

Propeller (max : 2500 gal (± 9.5 m3))

Paddle (max : 10.000 gal)

Dipilih : Turbin, karena : - Hp turbin tidak dipengaruhi Viskositas diatas reynold 500-1000

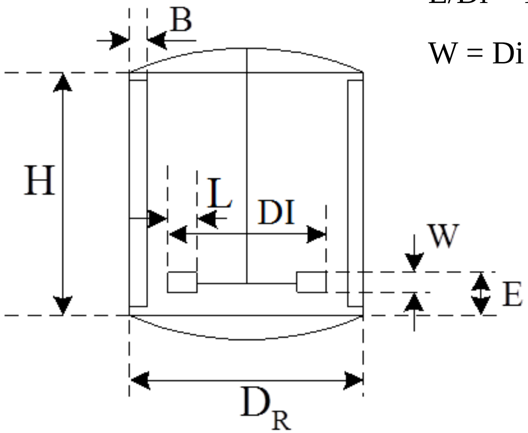
- Percampuran sangat baik, bahkan dalam skala mikro

Dari McCabe L Warren,1999; jilid 1 hal 235 :

Perbandingan ukuran, umumnya: Di/DR = 1/3 L = Di/4

E/Di = 1 B = Di/12

W = Di /5



Diameter mixer (DR)	=	4,0027	m	13,132	ft
Diameter pengaduk (Di)	=	1,3342	m	4,3774	ft
Pengaduk dari dasar (E)	=	1,3342	m	4,3774	ft
Tinggi Pengaduk (W)	=	0,2668	m	0,8755	ft
Lebar pengaduk (L)	=	0,3336	m	1,0944	ft
Lebar baffle (B)	=	0,1112	m	0,3648	ft

0,027778 2,7778 %

Menghitung jumlah impeler (pengaduk):
Dimana WELH adalah *Water Equivalen Liquid High*

$$WELH = \text{tinggi bahan x sg}$$

$$= \text{tinggi bahan} \times \frac{\rho_{cairan}}{\rho_{air}}$$

$$= 7{,}5174 \text{ m} \times \frac{0{,}8123}{0{,}7438}$$

$$= 8{,}2103 \text{ m} \qquad 26{,}93668 \text{ Ft}$$

$$\text{Jumlah Turbin} = \frac{WELH}{D}$$

$$= \frac{8{,}2103}{4{,}0027}$$

$$= 2{,}0512 \quad »2$$

Putaran pengaduk :

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

(Rase, 1977, hal. 345)

$$N = \frac{600}{\pi.DI/0{,}3048} \cdot \sqrt{\frac{WELH}{2.DI}}$$

N =	23,3383	rpm			
=	0,3890	rps			

Dengan :

N =	23,3383	rpm	=	0,3890	rps
ρ =	827,7097	kg/m^3	=	51,6705	lbm/ft^3
gc =	32,2	ft/s^2			
μ =	21,2478	Cp	=	0,0143	lb/ft.s
Di =	1,3342	m	=	4,3774	ft

$$Po = \frac{p \cdot g}{\pi^3 \cdot D_i^5 \cdot \rho}$$

bilangan reynold (Re) = $Di^2 * N * \rho / \mu$

= 26973,086

Dari fig.477 Brown hal 507, Re = 26.973,09 .======> Np = Po = 7

P = $N^3 * Di^5 * \rho * Np / 550gc$

P = 1,9318 hp

Efisiensi motor = 80% (fig. 12.18, Peters, hal 516)

Daya motor : $\text{Daya motor} = \frac{P}{\eta} =$ 2,4147 Hp

dipakai standar NEMA = 2,5 hp

5. MENGHITUNG PEMANAS REAKTOR

Kenaikan suhu pada reaktor	Ud	=	6-60	Kern table 8 hal 840
			50	

Diinginkan suhu di reaktor = suhu umpan masuk T=T0

suhu direaktor saat bereaksi

T	70	C

Agar suhu di reaktor = suhu umpan maka Q yang harus dibawasebanyak

Q	4523928	Kj/jam
	4287855,909	Btu/jam

Untuk pemanas

T1 =	100	C	373,15	K	212,00	F
T2 =	90	C	363,15	K	194,00	F
Tr =	95	C	368,15	K	203,00	F

sifat fisis pada suhu 95

tin	=	100	C
tout	=	90	C
Cp	=	1,89	Kj/kg K
densitas	=	958,4377279	kg/m3

Hot fluid	ºC	Cold fluid	ºC	Temp. Diff	ºF
212,00	100	158,00	70	54,00	Δt2
194,00	90	158,00	70	36,00	Δt1

$A=Q/(U\_d \; 〖\Delta T〗\_LMTD)$

λ steam at 100 C	=	2256,430	kj/kg		
m steam	=	2004,905114	Kg/jam		
ΔTlmtd	=	44,39346232	F		
		6,89	C		
		280,04	K		

Menghitung luas perpindahan panas

$A=\pi DH+\pi/4\ D^2$

D	13,13	ft
H	19,70	ft

A	=	948,5024381	ft^2

Menghitung luas kebutuhan perpindahan panas

$A=Q/(U_d\ \Delta T_{LMTD})$

$Qin=Qout$

A	=	306,2368615	ft^2

Pemanas reaktor menggunakan jaket

PERANCANGAN JAKET REAKTOR

Menghitung tebal jaket

Jenis Pemanas	=	Steam				
Massa pendingin	=	4974,571	lb/jam			
Densitas	=	0,117989	lb/ft^3			
V pemanas	=	42161,34	ft^3			
jumlah steam =		4974,571	kg/jam			
densitas air=		1000	kg/m3			
laju alir steam (Qw) =		4,974571	m3/jam			
ditetapkan jarak jaket =	=	2,5	in			(Perry Hal. 11.20)
Diameter reaktor =		157,5865	in	4,002698	m	
diameter (jaket+reaktor) =		162,5865	in	4,129698	m	

kecepatan steam = v = Qw/A

luas flow area (A) = (phi/4) x (D^2- d^2)

6,136 m/jam

= 0,81076 m^2

tebal dinding jaket (tj)

tinggi jaket = tinggi netralizer =	6,0040	m		
Phidrostatik	0	Psia	0	Kpa
Pdesain	25,8847	Psia	178,4747	Kpa

Bahan Carbon Steel, SA-285, Grade A

Joint Efficiency (E)	=	0,8			
Allowable stress (S)	=	75000	psia	517125,0000	Kpa
Faktor Korosi (C)	=	0,125	in	0,0032	m

tebal jaket (dj)	=	((P x R)/(SE-0,6P))+ C				
			1,28508	in	0,032641	m

dipilih tebal jaket standard 1,5 in

Tebal Isolator

Perhitungan Tebal Isolasi Melter

Dari fig. 11.42 Perry, 1984 untuk range suhu 0°F- 300°F digunakan isolasi *polyisocyanurate*.
Pertimbangan lain digunakannya isolasi *polyisocyanurate.*

1. Bahan ini dapat digunakan untuk range suhu 0° - 900° F.
2. Thermal conductivity relatif tetap pada suhu 0° - 900° F.
3. Mudah didapat

Diinginkan suhu dinding isolasi = 40°C = 122°F

Data-data fisis :

k isolasi =	0,0125	Btu/j.ft.°F	
Ts =	40 C =	104	F
Tud =	30 C =	86	F
	Tf = (Ts+Tud)/2 =	95	°F
δf = Ts - Tf =	27	°F	
β = 1 / Tf =	1,80E-03	/R	

dengan :

Tf = suhu film, °F

β = koefisien muai volume, /R

Sifat-sifat udara pada Tf = 95 F (tabel 3.212, Perry, 1984)

ρf =	1,18	kg/m^3 =	7,35E-02	lb/ft^3
cpf =	1,0049	kJ/kg°C =	2,40E-01	Btu/lb°F
μf =	1,92E-05	Pa.s =	4,63E-02	lb/ft.j
kf =	0,0271	kJ/kg°C =	1,57E-02	Btu/j.lb°F

$$Gr = \frac{\ell^3 . \rho_f^2 . \beta . g_c . \Delta\Delta}{\mu_f^2}$$

$$Pr = \frac{Cpf \mu f}{kf}$$

dengan :

Gr = bilangan Grashoff

Pr = bilangan Prandtl

Ra = bilangan Rayleigh

Raf = Gr * Pr

(Holmann, 1986)

Bila Raf : 10E+4 – 10E+9 , maka hc = 0.29 $(\Delta t/2)^{0.25}$

Raf : 10E+9 – 10E+12, maka hc = 0.19 $(\Delta t)^{1/3}$

Dimana hc adalah koefisien perpindahan panas konveksi.

ℓ = L =	tinggi total reaktor		
ℓ = L =		297,46	in
		7,56	m
		24,78	ft
Gr =	7,78E+11		

cek ℓ

$\frac{35}{Gr^{1/4}} =$ 0,037

$\frac{D}{L} =$ 0,53

karena $\frac{ID}{L} > \frac{35}{Gr^{1/4}}$ maka asumsi ℓ = L dapat digunakan (Holman,1986)

Pr =	0,71		
Raf =	5,53E+11	>	1,00E+09

sehingga :

$hc = 0.19\ (\Delta t)^{1/3}$

hc =	0,57	Btu/ft^2.j.°F

Perpindahan panas karena radiasi dapat diabaikan krn suhu dinding reaktor kecil (40 C)

ID =	157,5865425	in	13,13216	ft
OD =	158,0865	in	13,17383	ft
T1 =	70	°C	158	°F
T2 =	40	°C	104	°F

Perpindahan panas konveksi :

$q_{konveksi}$ = hc*π*(OD+2*$X_{isolasi}$)*L*Δt

hc*π*OD*L*Δt = 15776,72

hc*π*2*L*Δt = 2395,162

$q_{konveksi}$ = 15776,72 + 1004.465 $X_{isolasi}$ ………(1)

Perpindahan panas konduksi melalui dinding melter dan isolasi :

$$q_k = \frac{2\pi (T_1 - ts)}{\frac{1}{kL}\ln\left(\frac{OD}{ID}\right) + \frac{1}{k_B L}\ln\left(\frac{OD + 2Xis}{OD}\right)}$$ ………(2)

Dinding melter berupa Stainless Steel, dari table 3 Kern, Hal. 799

diperoleh k = 26 Btu/j.ft.F.

Perpindahan panas konduksi sama dengan perpindahan panas konveksi,
sehingga dapat dituliskan persamaan (1) sama dengan persamaan (2).
Dari kedua persamaan tersebut didapatkan nilai $X_{isolasi}$, $q_{konveksi}$, dan $q_{konduksi}$
Dengan trial 'n error didapatkan hasil sebagai berikut :

$X_{isolasi}$ =	0,0290900	ft	=	0,89	cm
$q_{konduksi}$ =	15887,45	Btu/jam			
$q_{konveksi}$ =	15846,40	Btu/jam			

Tebal isolasi agar dinding isolasi 40°C	=	0,348	in	tebal standar	0,375	in
Panas yang hilang setelah diisolasi	=	15846,40	Btu/jam =	3993,29	kkal/jam	

Reaktor 2 (Transesterifikasi)

Fungsi : Untuk mereaksikan Trigliserida pada minyak karet dengan metanol menggunakan katalis NaOH sehingga menghasilkan biodiesel dan air

Jenis : RATB

Suhu : 70 *C

Tekanan : 1 atm

waktu reaksi : 2,5 jam 150 menit

Kondisi : endotermis / isothermal

Konversi reaksi : 0,9

Komponen	**BM**	**Umpan masuk (kg/jam)**	**Umpan masuk (kmol/jam)**	**Densitas (gr/ml)**	**Densitas (Kg/m^3)**	**Fv (m3/jam)**	**Fv (l/jam)**	**Fv (l/s)**	**x**	**rhoxX**
TG	927,853	7040,404	7,58784424	0,8364345	836,434477	8,4171615	8417,16146	2,3381	0,60361	504,8801
FFA	296,5984	107,32323	0,36184695	0,8712194	871,219359	0,1231874	123,187382	0,034219	0,0092	8,016411
H2O	18,01528	172,3304	9,56579097	0,9778	977,8	0,176243	176,242997	0,048956	0,01477	14,44677
CH3OH	32,04186	2151,8761	67,1582758	0,7437776	743,777634	2,8931713	2893,17126	0,803659	0,18449	137,2205
NaOH	39,9972	56,323232	1,40817938	1,891621	1891,62099	0,0297751	29,7751148	0,008271	0,00483	9,134408
Metyl Ester	310,625	2135,5754	6,87509196	0,8376848	837,684827	2,5493782	2549,37821	0,708161	0,18309	153,3749
Total		11663,832	92,9570293		6158,53729	14,188916	14188,9164	3,941366	1	827,0731
										51,63252 l

Transesterifikasi

	Trigliserida	+		$3CH_3OH$	↔	$3RCOOHCH_3$	+	Gliserol
M	7,588			45,527				
B	6,829			20,487		20,487		6,829
S	0,759			25,040		20,487		6,829

Cao =	0,000901	kmol/l	0,90147305	mol/l	Ca =	9,015E-05
Cbo =	0,023213	kmol/l	23,212686	mol/l	Cb =	0,0023213

Data Kinetika :

Pseudo first-order kinetics		,Indian Jurnal of Chemical Engineering		
Ea =	75,8	kJ/mol	75800	J/mol
A =	2,76E+10	/min		
R =	8,314472	J/K mol		
T =	70	^oC	343	K
k =	-26,5791			
	2,86E-12			
	0,079022	/min		
	0,001317	/sec		

Mencari Volume

	V (m3)	Gallons	Harga
1	26,93342	7110,4241	
2			
3			
4			
5			

Menggunakan 1 reaktor

Volume	26933,42	liter
	26,93342	m^3

Menggunakan 2 reaktor

V1-V2	0,000

X1	X2
0,683772	0,9

$$V_n = \frac{F_v(X_n - X_{n-1})}{k(1 - X_n)}$$

Fv.Cain-Fv.CaOut+(-ra).V=0

Fv.Cain-Fv.CaOut= (-ra)V

Fv(Cain-CaOut)=(-ra)V

V=Fv(Cain-CaOut)/(-ra)

V=Fv(Ca0-Ca0(1-Xa))/(-ra)

V=Fv(Ca0.Xa)/(-ra)

V=Fv(Ca0.Xa)/k.Ca.Co

V=Fv(Ca0.Xa)/k(Ca0(1-Xa)).(Cb0-Ca0.Xa)

V=Fv.Xa/k.Ca0(1-Xa)(M.Xa)

Dimana M = Cb0/Ca0

V1		V2	
6470,83800	liter	6470,83800	liter
6,470838	m3	6,470838	m3

Menggunakan 3 reaktor

V1-V2 0,000 V2-V3 0,00

X1	X2	X3
0,535841	0,784557	0,9

V1		V2		V3	
3454,7644	liter	3454,7644	liter	3454,764	liter
3,4547644	m3	3,4547644	m3	3,454764	m3

Menggunakan 4 reaktor

V1-V2 0,00 V2-V3 0,00

X1	X2	X3	X4
0,437659	0,683772	0,8221721	0,9

V3-V4 0,00

V1		V2		V3		V4	
2329,08106	liter	2329,08109	liter	2329,08	liter	2329,08	liter
2,32908106	m3	2,32908109	m3	2,32908	m3	2,32908	m3

Menggunakan 5 reaktor

V1-V2	0,00	V2-V3	0,00

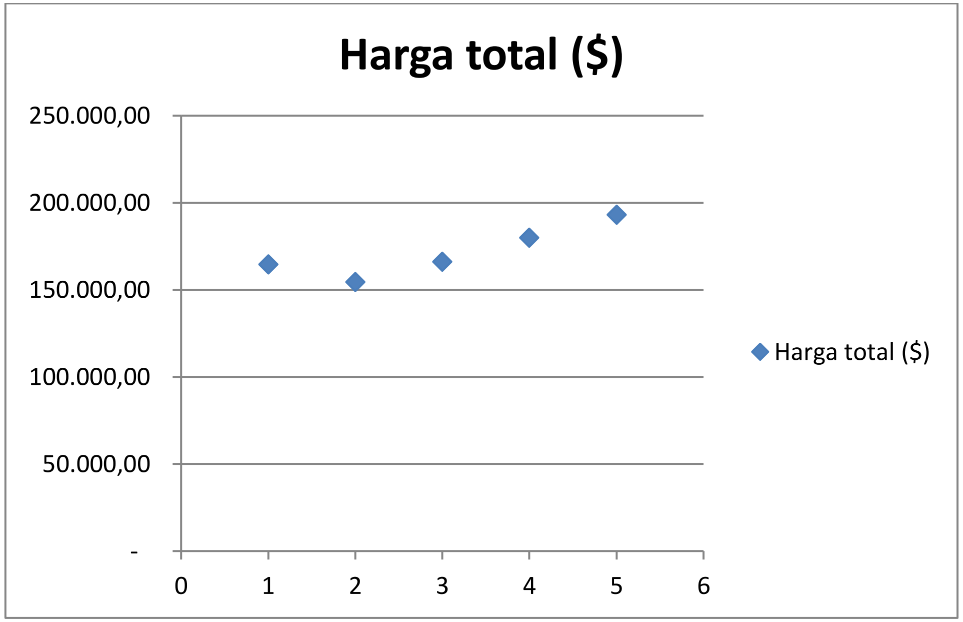
X1	X2	X3	X4	X5
0,369043	0,601893	0,7488114	0,84151068	0,9

V3-V4	0,00	V4-V5	0,00

V1		V2		V3		V4		V5	
1750,3529	liter	1750,353	liter	1750,353	liter	1750,35	liter	1750,35	liter
1,7503529	m3	1,750353	m3	1,750353	m3	1,75035	m3	1,75035	m3

Jumlah reaktor	**Volume (m3)**	**Volume total (m3)**	**Volume (gallons)**	**Harga ($)**	**Harga total ($)**
1	26,93342	26,933424	7110,42405	164657,0439	164.657,04
2	6,470838	12,941676	1708,30123	77263,1904	154.526,38
3	3,454764	10,364293	912,057811	55380,9582	166.142,87
4	2,329081	9,3163242	614,877399	44980,1441	179.920,58
5	1,750353	8,7517644	462,093162	38631,5952	193.157,98

1 m3 =	264	gallons	Stainless Steel		**matche.com**


Harga total ($)
250.000,00
200.000,00
150.000,00
100.000,00
50.000,00
-
0
1
2
3
4
5
6
Harga total ($)

Dipakai 2 reaktor seri	Stainless Steel / Carbon Steel

Reaktor 1 x = 0,68

0,68

	Trigliserida	+	$3CH_3OH$	↔	$3RCOOHCH_3$	+	Gliserol
M	7,588		45,527				
B	5,160		15,479		15,479		5,160
S	2,428		30,048		15,479		5,160

Reaktor 2 x = 0,90

0,90

	Trigliserida	+	$3CH_3OH$	↔	$3RCOOHCH_3$	+	Gliserol
M	2,428		30,048		15,479		5,160
B	1,669		5,008		5,008		1,669
S	0,759		25,040		20,487		6,829

Waktu tinggal

t =	2,5	jam

Reaktor 1

Volume Design (20%)	32,32010933	Over Design =	20%

$D=\sqrt[3]{(4v/2\pi)}$

2H= D

D =	2,740	m	107,8679294	in
H =	5,48	m	215,7358587	in

2) Perhitungan Dimensi Reaktor 2

Perbandingan antara diameter dan tinggi reaktor yang optimum = 1 : 2 (D:H=1:2) (brownell, 1959, hal 43)

Vdish = 0,000049Ds^3 (Brownell, hal 88)

Dimana :

Ds = diameter shell, in

Vdish = volume, ft^3

sf = 2,5 Brownell, Hal 88

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

Vhead = 2x (Vtangki + Vsf)

$$= 2x(0{,}000049xD^3 + \frac{\pi/4\, D^2\, sf}{144})$$

149,4284 ft3

4,231812949 m3

Vmelting = Vshell + Vhead

= 32,32010933 + 4,231812949

= 36,55192228 m3

Dengan spesifikasi reaktor tank sebagai berikut :

Diameter shell : 2,7398 m

Tinggi shell : 5,4797 m

Volume shell : 32,3201 m^3

Volume head : 4,2318 m^3

Volume reaktor : 36,5519 m^3

Volume cairan dalam shell

Volume bottom :

= 0,5 x Volume head brownell

= 2,1159 m^3

Volume cairan : volume shell - volume bottom

= 32,3201 -2,1159

= 30,2042 m^3

Tinggi cairan dalam shell :

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

= 5,1256 m

= 16,8163 ft

3) Menentukan tebal shell (ts)

Dirancang menggunakan Low Alloy Grade C

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

(Pers. 13.1, Brownell & young, 1959; hal 254)

Dalam hubungan ini :

ts = tebal shell, in

r = Jari-jari

= ½ .Diameter tangki

= 0,5 x 107,8679 in = 53,9340 in

E = effisiensi penggelasan = 0,8

C = faktor korosi = 0,125

f = tegangan yang diijinkan 75000 psi

Menghitung tekanan:

P hidrostatis =tinggi cairan .ρmix = 4239,2546 kg/m^3 = 6,0170 psi

Preaksi = 1 atm = 14,7 psia

Poperasi = Preaksi + Phidrostatis = 20,7170 psi

Pdesain = 1.1* P operasi = 22,7887 psi Over design 10%

P = tekanan dalam reaktor = 22,7887 psi

Sehingga :

ts = 0,15 in digunakan tebal standar 1/4 in

0,1875

4) Menentukan tebal head (th) dan tebal bottom

P = Pdesain - Pudara luar = 8,0887 psi

OD = ID + 2ts = 108,3679 in

Dari tabel 5-7 Brownell, hal 91

untuk OD =	108,3679	in		
ts =	0,1875	in		
icr =	10 5/6	in	icr standar =	7,25
r =	108,3679	in	r standar	114

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

= 1,7413 in

Sehingga:

$$th = \frac{P.r.w}{(2.f.E - 0{,}2.P)} + C$$

(Pers. 7.77, Brownell & young, 1959; hal 138)

$$= \frac{36.2565 \times 258.0628 \times 1.5406}{\{(2 \times 48000 \times 0.85) - (0.2 \times 36.2565)\}} + 0.125$$

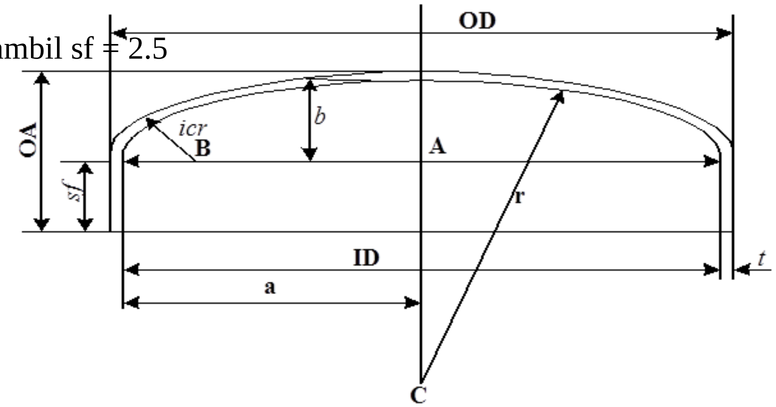
th = 0,14 in digunakan tebal standar 3/16 in

0,1875

5) Menentukan tinggi reaktor total

untuk th = 3/16 in pada tabel 5.6 Brownell & young, hal 88 diperoleh sf = 1 - 2

Diambil sf = 2.5



keterangan :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

t = tebal head

r = jari-jari dish

icr = jari-jari dalam sudut dish

b = tinggi head

sf = straight flange

ID = OD standart - (2*ts)

$$a = \frac{ID}{2}$$ (jari-jari dalam shell)

= 53,99646468 in

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

= 43,160 in

BC = r – irc

= 97,531 in

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

= 87,4618 in

b = r – AC (tinggi head)

= 20,9061 in

tinggi head total (OA) = sf + b + th

= 23,1561 in

= 0,5882 m

tinggi reaktor total = 2 x tinggi head total+ tinggi shell

= 1,1763 + 5,4797

= 6,6560 m

Densitas (Kg/dm3)

Komponen	**BM**	**Umpan masuk (kg/jam)**	**Umpan masuk (kmol/jam)**	**Densitas (Kg/l)**	**Densitas (Kg/m^3)**	**Fv (m3/jam)**	**Fv (l/jam)**	**Fv (l/s)**	**x**	**rhoxX**
TG	927,853	7040,40404	7,587844239	0,836434477	836,4344766	8,4171615	0,0001188	3,3E-08	0,605071	0,50610203
FFA	296,59842	107,3232323	0,361846946	0,871219359	871,2193589	0,1231874	0,0081177	2,255E-06	0,009224	0,00803581
H2O	18,01528	144,1687865	8,002583724	0,9778	977,8	0,147442	0,0067823	1,884E-06	0,01239	0,01211518
CH3OH	32,04186	2151,876072	67,15827584	0,743777634	743,777634	2,8931713	0,0003456	9,601E-08	0,184938	0,13755264
NaOH	39,9972	56,32323232	1,408179381	1,891620994	1891,620994	0,0297751	0,0335851	9,329E-06	0,004841	0,00915652
Metyl Ester	310,625	2135,575442	6,875091965	0,837684827	837,6848269	2,5493782	0,0003923	1,09E-07	0,183537	0,15374611
Total		11635,67081	91,39382209	6,15853729	6158,53729	14,160115	0,0493418	1,371E-05	1	0,8267083

0,05160975 lb/ft^3

6) menentukan jumlah dan jenis pengaduk

Jenis pengaduk dipilih turbin dengan 6 blade disk standar

Dari tabel 8.3 Rase, 1977 :

Sistem : dissolution : Turbine (max : 10.000 gal)

Propeller (max : 2500 gal (± 9.5 m3))

Paddle (max : 10.000 gal)

Dipilih : Turbin, karena :

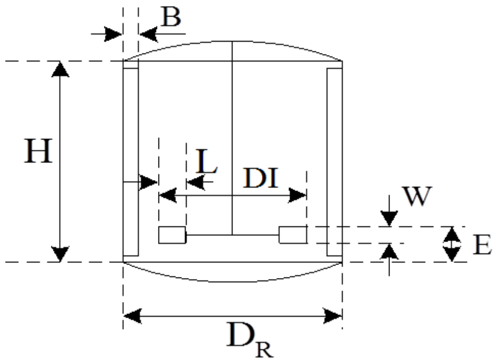
- Hp turbin tidak dipengaruhi Viskositas diatas reynold 500-1000
- Percampuran sangat baik, bahkan dalam skala mikro

Dari McCabe L Warren,1999; jilid 1 hal 235 :

Perbandingan ukuran, umumnya: Di/DR = 1/3 L = Di/4

E/Di = 1 B = Di/12

W = Di /5



Diameter mixer (DR)	=	2,7398	m	8,9889944	ft
Diameter pengaduk (Di)	=	0,9133	m	2,9963315	ft
Pengaduk dari dasar (E)	=	0,9133	m	2,9963315	ft
Tinggi Pengaduk (W)	=	0,1827	m	0,5992663	ft
Lebar pengaduk (L)	=	0,2283	m	0,7490829	ft
Lebar baffle (B)	=	0,0761	m	0,2496943	ft

Menghitung jumlah impeler (pengaduk):

Dimana WELH adalah *Water Equivalen Liquid High*

WELH = tinggi bahan x sg

$$= \text{tinggi bahan} \times \frac{\rho_{cairan}}{\rho_{air}}$$

$$= 5{,}1256 \text{ m} \times \frac{0{,}8267}{0{,}7438}$$

= 5,6971 m 18,69131424 ft

$$\text{Jumlah Turbin} = \frac{\text{WELH}}{\text{D}}$$

$$= \frac{5{,}6971}{2{,}7398}$$

= 2,0794 »2

Putaran pengaduk :

$$\frac{\text{WELH}}{2.\text{DI}} = \left(\frac{\pi.\text{DI.N}}{600}\right)^2$$

(Rase, 1977, hal. 345)

$$\text{N} = \frac{600}{\pi.\text{DI}/0{,}3048} \cdot \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2.\text{DI}}}$$

N =	34,3286	rpm			
=	0,5721	rps			

Dengan :

N =	34,3286	rpm	=	0,5721	rps
ρ =	827,0731	kg/m^3	=	51,6308	lbm/ft^3
gc =	32,2	ft/s^2			
μ =	483,9786	Cp	=	0,3252	lb/ft.s
Di =	0,9133	m	=	2,9963	ft

$$Po = \frac{p \cdot g}{\pi^3 \cdot D_i^5 \cdot \rho}$$

bilangan reynold (Re) = $Di^2*N*\rho/\mu$

= 815,489

Dari fig.477 Brown hal 507, Re = 815,49 .======> Np = Po = 7

P = $N^3*Di^5*\rho*Np/550gc$

P = 0,9231 hp

Efisiensi motor = 80% (fig. 12.18, Peters, hal 516)

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

1,1539 Hp

dipakai standar NEMA = 1,5 hp

5. MENGHITUNG PEMANAS REAKTOR

Kenaikan suhu pada reaktor Ud = 6-60 Kern table 8 hal 840

50

Diinginkan suhu di reaktor = suhu umpan masuk T=T0

suhu direaktor saat bereaksi

T 70 C

Agar suhu di reaktor = suhu umpan maka Q yang harus dibawasebanyak

Q 5350241 Kj/jam

5071049,73 Btu/jam

Untuk pemanas

T1 =	100	C	373,15	K	212,00	F
T2 =	90	C	363,15	K	194,00	F
Tr =	95	C	368,15	K	203,00	F

sifat fisis pada suhu 95

tin	=	100	C
tout	=	90	C
Cp	=	1,89	Kj/kg K
densitas	=	958,4377279	kg/m3

Hot fluid	oC	Cold fluid	oC	Temp. Diff	oF
212,00	100	158,00	70	54,00	Δt2
194,00	90	158,00	70	36,00	Δt1

$Qin=Qout$

λ steam at 100 C	=	2256,430	kj/kg
m steam	=	2371,108954	Kg/jam
ΔTlmtd	=	44,39346232	F
		6,89	C
		280,04	K

Menghitung luas perpindahan panas

$A=\pi DH+\pi/4\ D^2$

D	8,99	ft
H	17,98	ft

A	=	571,3856787	ft^2

Menghitung luas kebutuhan perpindahan panas

$A=Q/(U_d\ [\Delta T]_{LMTD})$

A	=	362,1722342	ft^2

Pemanas reaktor menggunakan jaket

PERANCANGAN JAKET REAKTOR

Menghitung tebal jaket

Jenis Pemanas	=	Steam	
Massa pendingin	=	4974,571	lb/jam
Densitas	=	0,117989	lb/ft^3
V pemanas	=	42161,34	ft^3

jumlah steam =	4974,571	kg/jam			
densitas air=	1000	kg/m3			
laju alir steam (Qw) =	4,974571	m3/jam			
ditetapkan jarak jaket =	=	2,5	in		(Perry Hal. 11.20)
Diameter reaktor =	107,8679	in	2,739845	m	
diameter (jaket+reaktor) =	112,8679	in	2,866845	m	

kecepatan steam = v = Qw/A

8,900 m/jam

luas flow area (A) = $(phi/4) \times (D^2 - d^2)$

= 0,55896

tebal dinding jaket (tj)

tinggi jaket = tinggi netralizer =	5,4797	m		
Phidrostatik	0	Psia	0	Kpa
Pdesain	22,7887	Psia	157,128	Kpa

Bahan Carbon Steel, SA-285, Grade A

Joint Efficiency (E)	=	0,8			
Allowable stress (S)	=	75000	psia	517125,0000	Kpa
Faktor Korosi (C)	=	0,125	in	0,0032	m

tebal jaket (dj) = ((P x R)/(SE-0,6P))+ C

1,271439 in 0,032295 m

dipilih tebal jaket standard 1,5 in

Tebal Isolator

Perhitungan Tebal Isolasi Melter

Dari fig. 11.42 Perry, 1984 untuk range suhu 0°F- 300°F digunakan isolasi *polyisocyanurate*.
Pertimbangan lain digunakannya isolasi *polyisocyanurate*.

1. Bahan ini dapat digunakan untuk range suhu 0° - 900° F.
2. Thermal conductivity relatif tetap pada suhu 0° - 900° F.
3. Mudah didapat

Diinginkan suhu dinding isolasi = 40°C = 122°F

Data-data fisis :

k isolasi =	0,0125	Btu/j.ft.°F	
Ts =	40 C =	104	F

Tud =	30 C =	86	F	
	Tf = (Ts+Tud)/2 =	95	°F	
δf = Ts - Tf =	27	°F		
β = 1 / Tf =	1,80E-03	/R		
	dengan :		Tf = suhu film, °F	
			β = koefisien muai volume, /R	

Sifat-sifat udara pada Tf = 95 F (tabel 3.212, Perry, 1984)

ρf =	1,18	kg/m^3 =	7,35E-02	lb/ft^3
cpf =	1,0049	kJ/kg°C =	2,40E-01	Btu/lb°F
μf =	1,92E-05	Pa.s =	4,63E-02	lb/ft.j
kf =	0,0271	kJ/kg°C =	1,57E-02	Btu/j.lb°F

$$Gr = \frac{\ell^3 . \rho_f^2 . \beta . g_c . \Delta\Delta}{\mu_f^2}$$

$$Pr = \frac{Cpf \cdot \mu_f}{kf}$$

Raf = Gr * Pr

dengan :
Gr = bilangan Grashoff
Pr = bilangan Prandtl
Ra = bilangan Rayleigh

(Holmann, 1986)

Bila Raf : 10E+4 – 10E+9 , maka hc = 0.29 $(\Delta t/2)^{0.25}$

Raf : 10E+9 – 10E+12, maka hc = 0.19 $(\Delta t)^{1/3}$

Dimana hc adalah koefisien perpindahan panas konveksi.

ℓ = L =	tinggi total reaktor		
ℓ = L =		257,55	in
		6,54	m
		21,46	ft
Gr =	5,05E+11		

cek ℓ

$\frac{35}{Gr^{1/4}} =$ 0,042

$\frac{ID}{L} =$ 0,42

karena $\frac{ID}{L} > \frac{35}{Gr^{1/4}}$ maka asumsi ℓ = L dapat digunakan (Holman,1986)

Pr =	0,71		
Raf =	3,59E+11	>	1,00E+09

sehingga :

$hc = 0.19\ (\Delta t)^{1/3}$

hc =	0,57	Btu/ft^2.j.°F

Perpindahan panas karena radiasi dapat diabaikan krn suhu dinding reaktor kecil (40 C)

ID =	107,867929	in	8,988958	ft
OD =	108,3679	in	9,030625	ft
T1 =	70	°C	158	°F
T2 =	40	°C	104	°F

Perpindahan panas konveksi :

$q_{konveksi}$ = hc*π*(OD+2*X $_{isolasi}$)*L*Δt

hc*π*OD*L*Δt = 9363,80

hc*π*2*L*Δt = 2073,787

$q_{konveksi}$ = 9363,80 + 1004.465 X $_{isolasi}$ ....(1)

Perpindahan panas konduksi melalui dinding melter dan isolasi :

$$q_k = \frac{2\pi(T_1 - ts)}{\frac{1}{kL}\ln\left(\frac{OD}{ID}\right) + \frac{1}{k_B L}\ln\left(\frac{OD + 2Xis}{OD}\right)} \qquad ....(2)$$

Dinding melter berupa Stainless Steel, dari table 3 Kern, Hal. 799 diperoleh

k = 26 Btu/j.ft.F.

Perpindahan panas konduksi sama dengan perpindahan panas konveksi, sehingga dapat dituliskan persamaan (1) sama dengan persamaan (2).

Dari kedua persamaan tersebut didapatkan nilai $X_{isolasi}$, $q_{konveksi}$, dan $q_{konduksi}$

Dengan trial 'n error didapatkan hasil sebagai berikut :

$X_{isolasi}$ =	0,0290900	ft	=	0,89	cm	
$q_{konduksi}$ =	9439,02	Btu/jam				
$q_{konveksi}$ =	9424,12	Btu/jam				

Tebal isolasi agar dinding isolasi 40°C	=	0,348	in	tebal standar		0,375	in
Panas yang hilang setelah diisolasi	=	9424,12	Btu/jam =	2374,88	kkal/jam		