

LAMPIRAN

PERANCANGAN REAKTOR

Panas Masuk (ΔH_1)

Komponen	Massa Masuk (Kg)	$\int Cp \cdot dT$ (kkal/kg)	$Q_{in} = m_i \int Cp \cdot dT$ (kkal)
SO ₃ 95%	1945,6616	-19,25	-37453,9863
B ₂ O ₃ 5%	102,4032	-62,5	-6400,2027
C ₈ H ₉ Br	4219,4749	-6,77	-28565,8449
C ₂ H ₄ Br ₂	86,1117	-5,08	-437,4476
CH ₂ CL ₂ 98,5%	45251,5000	-2,925	-132360,6375
C ₆ H ₄ CL ₂	689,1091	-9,0075	-6207,1506
			-211425,2696

Panas Reaksi (ΔHR_{323})

Komponen	Mol yang bereaksi	ΔH_f_{298} (kkal/gmol)
C ₈ H ₉ Br	21,8887	13,11
SO ₃	21,8887	-94,534
C ₈ H ₉ SO ₃ Br	21,8887	-87,957

$$\Delta HR_{298} = \sum (\text{mol yang bereaksi} \times \Delta H_f_{298})_{\text{produk}} - \sum (\text{mol yang bereaksi} \times \Delta H_f_{298})_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta HR_{298} = -142998,8332 \text{ kkal}$$

$$M \cdot Cp \cdot dT = \sum (M_i \cdot Cp \cdot dT)_{\text{produk}} - \sum (M_i \cdot Cp \cdot dT)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta HR_{323} = -176680,8562 \text{ kkal}$$

Panas Keluar (ΔH_2)

Komponen	Massa keluar (Kg)	$\int C_p \cdot dT$ (kkal/kg)	$Q_{out} = m_i \int C_p \cdot dT$ (kkal)
SO ₃	194,5662	19,25	3745,3986
B ₂ O ₃	102,4032	62,5	6400,2027
C ₈ H ₉ Br	170,0666	6,77	1151,3510
C ₂ H ₄ Br ₂	86,1117	5,08	437,4476
CH ₂ CL ₂	45251,5000	2,925	132360,6375
C ₆ H ₄ CL ₂	689,1091	9,0075	6207,1506
C ₈ H ₉ SO ₃ Br	5800,5037	5,575	32337,8082
			182639,9963

$$\Delta H_{total} = \Delta H_1 + \Delta H_{R_{323}} + \Delta H_2$$

$$= -205466,1295 \text{ kkal}$$

$$Q = \Delta H_{total}$$

$$= -205466,1295 \text{ kkal}$$

Densitas Larutan (ρ_l)

$$\rho_l = (\text{massa total bahan}) / (\text{laju volumetris bahan total})$$

$$= 1,3390 \text{ kg/l}$$

REAKTOR ALIR TANKI BERPENGADUK (RATB)

(RATB -01)

$$r_A = k \times C_A \times C_B$$

r_A = kecepatan reaksi

k = konstanta kecepatan reaksi

C_A = konsentrasi SO₃

CB = konsentrasi C₈H₉Br

Jika $C_A = C_{A0}(1-X_A)$

$$C_B = C_{B0} - C_{A0}X_A$$

Maka :

$$r_A = k \times C_{A0}(1-X_A) \times (C_{B0} - C_{A0}X_A)$$

$$r_A = k \times C_{A0}^2(1-X_A) \times (C_{B0}/C_{A0} - X_A)$$

Dimana

$$M = C_{B0}/C_{A0}$$

$$r_A = k \times C_{A0}^2 \times (1-X_A) \times (M-X_A)$$

Input – Output – Yang bereaksi = Akumulasi

$$Fv \cdot C_{A0} - Fv \cdot C_{A0}(1-X_A) - r_A \cdot V\ell = 0$$

$$Fv \cdot C_{A0} - Fv \cdot C_{A0}(1-X_A) = r_A \cdot V\ell$$

$$Fv \cdot C_{A0} \cdot X_A = r_A \cdot V\ell$$

$$\frac{V\ell}{Fv} = \frac{C_{A0}X_A}{r_A}$$

$$\frac{V\ell}{Fv} = \frac{C_{A0}X_A}{kC_{A0}^2(1-X_A)(M-X_A)}$$

$$\frac{V\ell}{Fv} = \frac{X_A}{kC_{A0}(1-X_A)(M-X_A)}$$

$$\frac{V\ell}{Fv} = \theta$$

$$\theta = \frac{X_A}{kC_{A0}(1-X_A)(M-X_A)}$$

$$C_{ao} = \frac{F_{Ao}}{Fv}$$

$$=0,0006227 \text{ kgmol/L}$$

$$C_{bo} = \frac{F_{Bo}}{F_v}$$

$$=0,000583993 \text{ kgmol/L}$$

$$M = 0,9377$$

Diketahui harga $k_1 = 1^{-16} e^{0,1433T}$ liter/ gmol.jam.K

Suhu keluar reaktor dijaga tetap pada $T = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 323 \text{ K}$

Pada $T = 50 \text{ }^\circ\text{C}$ didapat nilai $k_1 = 1737889,59$ liter/ gmol.jam

$$\Theta = 0,220014936 \text{ jam}$$

PERANCANGAN

Tugas : Tempat berlangsungnya reaksi antara $\text{C}_8\text{H}_9\text{Br}$ dan SO_3 membentuk $\text{C}_8\text{H}_9\text{SO}_3\text{Br}$.

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk dengan head dan bottom berbentuk Elliptical Dished Head.

Kondisi Operasi :

$$\text{Suhu} = 50 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan} = 1,5 \text{ atm}$$

$$\text{Konversi} = 90 \text{ \%} \quad \frac{F_{Ao}}{F_v}$$

Waktu tinggal = 0,220014936 jam

$$V_\ell = \Theta \times F_v$$

$$= 8592,733811 \text{ liter}$$

$$= 8,592733811 \text{ m}^3$$

$$= 303,4498167 \text{ ft}^3$$

Faktor keamanan 25%

$$V_R = 10740,91726 \text{ liter}$$

$$= 379,3122709 \text{ ft}^3$$

$$= 10,74091726 \text{ m}^3$$

$$\frac{D}{H} = \frac{3}{8}$$

Volume reaktor = volume silinder + 2 volume head

$$\frac{1}{4} \pi D^2 H + 2x \frac{1}{24} \pi D^3$$

$$D = 1,5203 \text{ m}$$

$$= 4,9878 \text{ ft}$$

$$= 59,8543 \text{ inch}$$

$$H = 5,4131 \text{ m}$$

$$= 17,7595 \text{ ft}$$

$$= 213,1150 \text{ inch}$$

$$\text{Volume Head Bagian Dasar} = 0,5 D^3 \frac{\pi}{12}$$

Luas permukaan reaktor = keliling lingkaran x tinggi reaktor

$$= \pi \cdot D \cdot H$$

$$= 25,8408 \text{ m}^2$$

$$= 278,148 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas penampang reaktor} = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$= 1,81437 \text{ m}^2$$

$$=19,5297 \text{ ft}^2$$

Volume cairan dalam shell Bottom = Vol. cairan total reaktor – Vol. cairan di head

$$= 8,133000448 \text{ m}^3$$

Tinggi cairan dalam reaktor sebelum ada coil

$$= (\text{Volume cairan dalam shell Bottom}) / (\text{Luas penampang reaktor})$$

$$= 4,48252 \text{ m}$$

$$=14,7064 \text{ ft}$$

Menghitung Tebal Dinding Reaktor

Untuk menentukan tebal dinding reactor, digunakan persamaan 13-1, hal. 254

Brownell & Young.

$$t = \frac{Pr_i}{fE - 0,6P} + C$$

t = Tebal dinding Reaktor

P = Tekanan operasi (psi)

E = Welded Joint Efisiensi

f = Maximum allowable stress

ri = Jari-jari dalam reaktor

C = Faktor korosi

Dipilih bahan konstruksi reactor stainless steel SA-167, grade 3, type 304
dari appendix D hal. 342, Brownell & Young didapat $f = 18.750$ psi

$P =$ Tekanan operasi reaktor + tekanan akibat tinggi cairan

$$P_i = \rho \cdot \frac{g}{g_c} H$$

Dimana :

$\rho =$ Densitas cairan = 83,591039 lb/cuft

$H =$ Tinggi cairan = 17,75957703 ft

$P_i =$ 1484,541496 lbf/ft²

$P_i =$ 10,30865615 lbf/inch²

$P =$ 32,35865615 psia

$r_i =$ 0,5D

2,493930007 ft

29,92716008 inch

$C =$ faktor korosi = 0,125

$t =$ 0,18584 inch

Tebal standard (appendix C bagian f, Brownell & Young, p-332) digunakan

$$t = \frac{1}{4} \text{ inch}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + (2 \times \text{tebal})$$

$$= 60,22602 \quad (\text{standard})$$

OD standard yang mendekati perhitungan = 66 inch

Dimensi Head

Dimana :

T = Tebal dinding head

Sf = Standard Straight Flange

Icr = Inside Crown Radius

Untuk menghitung t head digunakan persamaan 13-12, p.258 Brownell & Young

$$t = \frac{0,885Pr c}{fE - 0,1P} + C$$

Dimana :

t = Tebal Head

P = Internal Pressure

F = Tegangan Maximum

E = Efisiensi Sambungan

C = Faktor korosi

$r_c =$ Jari-jari Dishcrown

$OD = ID + (2 \times \text{tebal dinding reactor})$

$66 = ID + (2 \times 0,25)$

$ID = 65,5$ (standard)

Mencari r_c dan Irc

Dari table 5-7 , p.90 Brownell & Young

$OD = 66$ inch

$t = \frac{1}{4}$ inch

Didapat $Irc = 4$

$r_c = 66$

Sehingga :

$t = 0,2304$ inch

Diambil tebal head standard $\frac{1}{4}$ inch = 0,25 inch

Mencari S_f

Dari table 5-8 p.93 Brownell & Young

Untuk $t = \text{in} \frac{1}{4}$

didapat $S_f = 1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{4}$

Diambil $S_f = 1,875 \text{ inch}$

Dari Brownell & Young, p.87 didapat hubungan-hubungan dimensional sebagai berikut :

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

$$= 29,92717528$$

$$BC = rc - Irc$$

$$= 62 \text{ inch}$$

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

$$= 28,75 \text{ inch}$$

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

$$= 11,0687 \text{ inch}$$

Tinggi Head

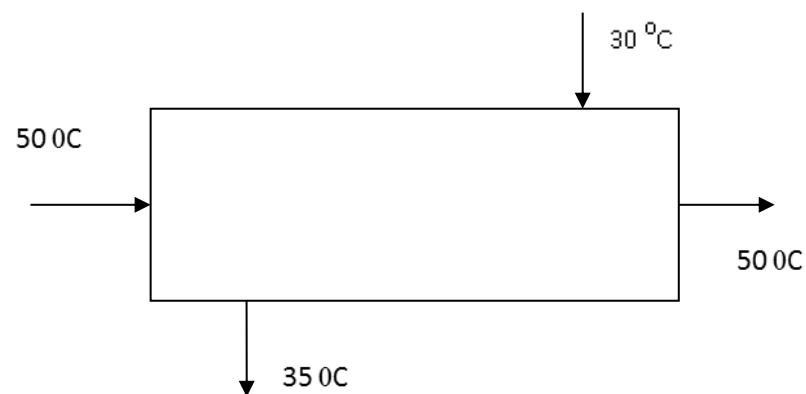
$$OA = t + b + S_f$$

Jadi tinggi head = 13,1938 in

$$= 1,0994 \text{ ft}$$

PERANCANGAN PENDINGIN

Fungsi : Mempertahankan suhu dalam reaktor tetap 50 °C. Pendingin yang digunakan adalah air.



Kondisi= masuk = 30 °C

keluar = 35 °C

Panas yang harus ditransfer (Q) = 205466,1295 kkal

Air yang dibutuhkan (m) $\frac{Q}{C_p \Delta T} = 41093,2259 \text{ kg/jam}$

90595,04943 lb/jam

Beban panas yang harus diambil =

$Q = U D . A . \Delta T \text{ LMTD}$

$Q =$ Beban panas yang harus diambil

$UD =$ Overall design coefisien of heat transfer (BTU/ jam.ft². °F)

$A =$ Luas transfer panas, ft²

ΔT LMTD = Logaritma rata-rata beda temperature °F

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\text{Ln} \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$= \frac{(50 - 35) - (50 - 30)}{\text{Ln} \frac{(50 - 35)}{(50 - 30)}}$$

$$= 17,38^\circ\text{C}$$

$$= 63,284^\circ\text{F}$$

Jika pendingin yang digunakan adalah air, maka range ΔT LMTD yang diijinkan adalah antara 6 – 20 °C. Dari hasil perhitungan , ΔT LMTD yang didapat masuk range pendingin air.

Pemilihan Ud

Dari table 8, p-840 Kern “Process Heat Transfer” untuk light organics (hot fluid) dan water (cold fluid)

$UD = 75 - 150$ Btu/jam. ft². °F

Diambil $UD = 105$ Btu/jam.ft².°F

Luas permukaan transfer panas :

$$\frac{Q}{U_D \text{ LMTD}}$$

$$A = \quad = 122,6$$

Karena luas transfer panasnya $> 100 \text{ ft}^2$, maka pendingin yang digunakan berbentuk coil. Dari Perry "Chemical Engineers Hand Book", ed.6th, p.11-30, didapat coil pendingin yang ekonomis pada umumnya berdiameter 50,8 mm dan 63,4 mm, (2 in dan 2,5 in). Dipilih diameter pipa coil = 2,5 inch Dari table 11 p-844, DQ Kern, untuk NPS = 2,5 inch, Sch = 40, didapat

$$\text{ID} = 2,469 \text{ inch} = 0,21 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 2,88 \text{ inch} = 0,24 \text{ ft}$$

$$a'f = 4,79 \text{ in}^2 = 0,033 \text{ ft}^2$$

$$A_o = 0,753 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Panjang coil

$$L = \frac{A}{A_o} = 162,8464 \text{ ft}$$

Kecepatan linear air pendingin

$$\frac{Q}{U_D \cdot \text{LMTD}}$$

$$Gt = \frac{W}{a'f} = 2745304,528 \text{ lb}/\text{jam.ft}^2$$

Pada $T = 86 \text{ }^\circ\text{F}$ didapat :

$$\mu \text{ air} = 0,8575 \text{ Cp}$$

$$5,7624 \cdot 10^{-4} \text{ lb}/\text{ft detik}$$

$$2,0751 \text{ lb}/\text{ft jam}$$

$$C_p \text{ air} = 1 \text{ Btu/ lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,3547 \frac{\text{Btu}}{\text{jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}}$$

$$\rho = 0,99696 \frac{\text{kg}}{\text{liter}} \quad 62,2326 \frac{\text{lb}}{\text{cuft}}$$

$$V = \frac{Gt}{3600\rho} = 12,2537 \text{ ft/ detik}$$

$$Re = 277909,8364$$

$$Pr = 5,8503$$

$$h_i = \frac{k}{D} (0,36)(Re)^{0,8} (Pr)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \dots\dots\dots\text{Kern,718}$$

$$= 1044,95723 \frac{\text{Btu}}{\text{jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}}$$

Jarak antara lilitan dengan dinding reaktor maximal 6 inch. Diambil jarak antara lilitan dengan dinding reaktor = 6 inch

Jadi diameter coil = (diameter reaktor – 2 x jarak antara lilitan dengan dinding reaktor)

$$\text{Diameter coil (Dc)} = 3,9878 \text{ ft}$$

Dari literature disebutkan bahwa untuk helical coil diameter coil antara 70 – 80% lebih kecil diameter vessel.....(H.F. Rase p.361)

Bila di cek : 0,79951 (masuk range)

Koreksi untuk pipa helical coil

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \left(1 + 3,5 \frac{d}{dc}\right) \\ &= 1237,5526 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ F \end{aligned}$$

Jumlah kumparan coil

Luas penampang untuk 1 lingkaran : $\pi \cdot D_c \cdot A_o = 9,4289 \text{ ft}^2$

$$\text{Volume coil} = \frac{\pi}{4} \times D_o^2 \times L$$

$$= 7,3632 \text{ ft}^3$$

$$0,2085 \text{ m}^3$$

Volume cairan total setelah ada coil = Volume cairan mula-mula + Volume coil

$$= 8,3415 \text{ m}^3$$

$$= 294,5779 \text{ ft}^3$$

Tinggi cairan setelah ada coil = 15,0835 ft

Range jarak antara coil dengan permukaan dan dasar tanki = 2 – 6 inch Diambil

jarak antara coil dengan permukaan tanki = 6 inch dan jarak coil dengan dasar

tanki = 6 inch. Jadi tinggi coil = 14,0835 ft

Jumlah kumparan coil , $N_c = 13,004951 \approx 14$ lingkaran

Tinggi coil = {(jumlah lilitan – 1) x jarak antar lingkaran dalam coil} + (jumlah lilitan x diameter pipa)

$$14,0835 = \{(14-1) \times \text{jarak antar lilitan}\} + (14 \times 0,24 \text{ ft})$$

Jarak antar lilitan = 0,8248 ft

$$= 9,8986 \text{ in}$$

$$= 25,1425 \text{ cm}$$

Range jarak antar lilitan = 2 inch – 2 ft

$$hc = 0,87 \frac{k}{Di} \left[\frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right]^{2/3} \left[\frac{\mu C_p}{k} \right]^{1/3} \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right] \dots\dots\dots (\text{Kern, p.722})$$

hc = Koefisien transfer panas untuk cairan di luar coil

k = Thermal conductivity larutan = $0,074 \frac{\text{Btu}}{\text{jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$

Di = Diameter tangki = 4,9878 ft

L = Diameter impeller = 1,6626ft

N = Putaran pengaduk = 6895,7237 rph

ρ = Densitas larutan = $83,591039 \frac{\text{lb}}{\text{cuft}}$

μ = Viscosity larutan = 0,246 cP

$$0,59532 \frac{\text{lb}}{\text{ft jam}}$$

$$\frac{\text{Btu}}{\text{jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$hc = 271,6208$$

Diameter Pengaduk

Viscosity komponen pada 50 °C :

$$\text{CH}_2\text{Cl}_2 = 0,208 \text{ cP}$$

$$\text{C}_6\text{H}_4\text{Cl}_2 = 0,28 \text{ cP}$$

$$\text{C}_8\text{H}_9\text{Br} = 0,5876 \text{ cP}$$

$$\text{C}_2\text{H}_4\text{Br}_2 = 1,684 \text{ cP}$$

$$\text{SO}_3 = 1,48 \text{ cP}$$

$$\text{B}_2\text{O}_3 = 1,42 \text{ cP}$$

$$\ln \mu_{\text{mix}} = f \ln \mu_i \dots\dots\dots (\text{Perry 3-282})$$

μ_{mix} = viscositas campuran

μ_i = viscositas komponen

f = fraksi berat

$$\ln \mu_{\text{mix}} = -1,4023$$

$$\mu_{\text{mix}} = 0,2460 \text{ cP}$$

Dari H.F. Rase p.341, dengan viscosity = 0,2460 cP digunakan “Flat Blade Turbine Impellers.”

Dari Brown, “Unit Operation” p-507, diketahui :

$$\frac{Dt}{Di} = 3 \quad \frac{Zt}{Di} = 2,7 - 3,9 \quad \frac{Zi}{Di} = 0,75 - 1,3$$

Dimana :

Di = diameter pengaduk

Dt = diameter reactor

Zi = jarak pengaduk dengan dasar

Zt = tinggi cairan

Zr = tinggi reaktor

B = lebar blade

$$\text{Diambil : } \frac{Dt}{Di} = 3 \quad \frac{Zt}{Di} = 3,5 \quad \frac{Zi}{Di} = 1$$

Jadi, untuk diameter reactor = 4,9878 ft , didapat diameter pengaduk : $Di = \frac{Dt}{3}$

$$Di = 1,6626 \text{ ft} \quad \frac{Zi}{Di} = 1 \quad ; \quad Zi = Di \quad 1,6626 \text{ ft}$$

$$\text{Lebar Blade (B)} = \frac{1}{5} Di = 0,3325 \text{ ft}$$

Menghitung Power Pengaduk

Tujuan : - Menyempurnakan kontak antara zat pereaksi
- Menghomogenkan suhu dalam reactor

Diketahui :

$$D_i = 1,6626 \text{ ft}$$

$$Z_i = 1,6626 \text{ ft}$$

Dari table 8-2 p.338 H.F.Rase, diketahui kecepatan perputaran (n)= 600 - 900 fpm

Diambil (n) = 600 fpm

$$n = \frac{600}{\pi(D_i)} \text{ rpm}$$

$$= 114,9287 \text{ rpm}$$

$$= 1,9154 \text{ rps}$$

$$= 6895,7237 \text{ rph}$$

Menghitung Bilangan Reynold (NRe)

Digunakan persamaan (9-17) Mc Cabe Smith and Peter:

$$N_{re} = \frac{n D_i^2 \rho \ell}{\mu}$$

Nre = Bilangan Reynold

n = Kecepatan perputaran (rps)

Di = Diameter turbin (ft)

$\rho \ell$ = Densitas cairan (lb/cuft)

μ = viscositas cairan (lb/ft detik)

$$N_{Re} = 267720,88$$

Dari persamaan -461 , Brown p-506

$$P = \frac{\Phi n^3 D_i^5 \rho}{g_c}$$

Dari fig 477, Brown p-507, didapat $\Phi = 3,984$

$$P = 923,4645 \text{ lbf.ft/dtk} = 1,679026 \text{ HP}$$

Efisiensi Motor 85 %

$$P = 1,9753 \text{ HP}$$

LAMPIRAN II

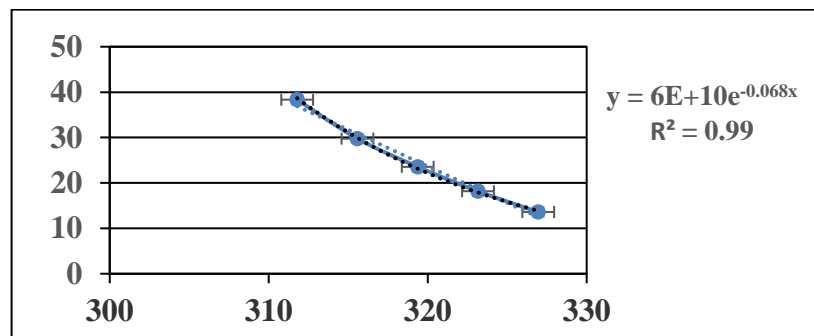
A. Metode Penentuan Konstanta Laju Reaksi (k)

Nilai dari konstanta laju reaksi (k) diperoleh dari metode trial dengan membandingkan grafik antara reaksi orde 1, 2, dan 3. Data-data yang digunakan untuk metode trial berupa data suhu dan waktu tinggal.

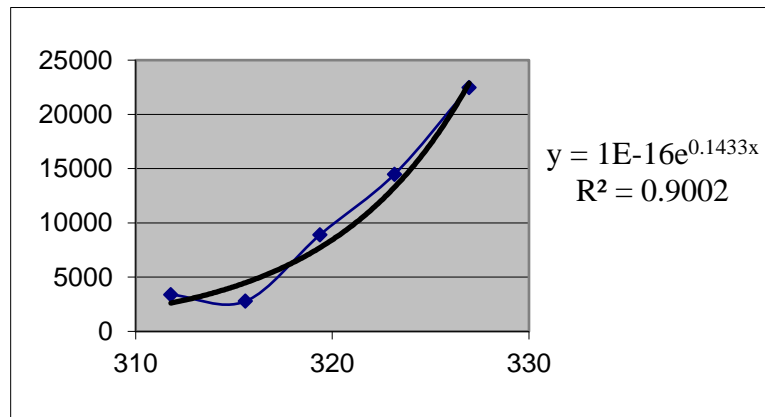
Table L- 1. Data perbandingan suhu, konversi, dan waktu tinggal (U.S. Patens 1963)

T (K)	X_A	Waktu (s)
311.791	0.1	0.06
315.582	0.2	0.183
319.373	0.3	0.11
323.164	0.4	0.12
326.955	0.5	0.135

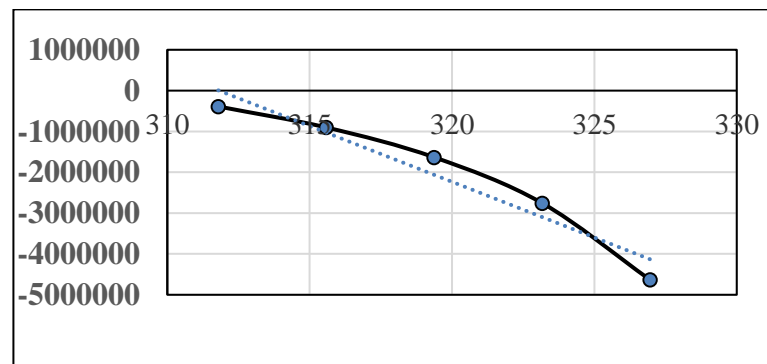
Dari metode trial maka diperoleh hasil berupa grafik sebagai berikut:



Gambar L- 1. Grafik dari metode trial terhadap reaksi orde 1



Gambar L- 2. Grafik dari metode trial terhadap reaksi orde 2



Gambar L- 3. Grafik dari metode trial terhadap reaksi orde 3

Setelah melihat hasil dari ketiga grafik tersebut maka nilai k yang diambil adalah nilai k yang berasal dari grafik reaksi orde 2, karena hanya grafik orde yang mendekati grafik seperti yang tercantum pada literatur.