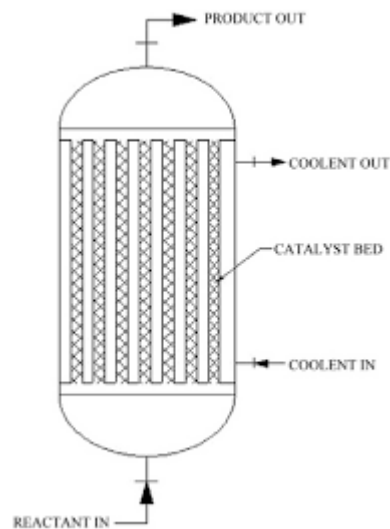


LAMPIRAN A

LAMPIRAN

REAKTOR



Gambar 1. Reaktor fixed bed multitube

Tugas : Mereaksikan etilen dan klorin untuk membentuk etilen diklorida

Jenis : *Reaktor Fixed Bed Multitube*

Fase : Gas

Kondisi operasi : Suhu = 90 °C

Tekanan = 4 atm

Reaksi = Eksotermis, Adiabatis

Konversi : 95%

Katalis : FeCl_3

Kinetika Reaksi dan Keseimbangan

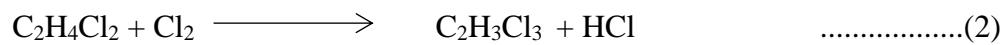
Reaksi sintesis etilen diklorida dilakukan pada fase gas dengan bantuan katalis padat FeCl_3 . Reaksi pada katalis padat melibatkan tiga tahap, yaitu tahap adsorpsi

ke reaktan permukaan katalis, tahap reaksi permukaan dan tahap desorpsi produk dari permukaan reaktan.

Reaksi yang terjadi adalah:



Dengan reaksi samping:



1. Neraca Massa Reaktor

Tabel 1. Neraca Massa di Reaktor

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
Cl ₂	10118,802		25,297
C ₂ H ₄		8426,764	4622,800
CH ₄			0,462
C ₂ H ₆			0,925
HCL			247,201
C ₂ H ₄ CL ₂			12744,667
C ₂ H ₃ CL ₃			904,214
Jumlah	18545,566		18545,566

2. Neraca Panas Reaktor

Panas Masuk (Kkal/jam)		Panas Keluar (Kkal/jam)	
Panas masuk	308246,6923	Panas keluar	291260,9126
Panas reaksi	156067,6354	Pendingin	173053,4151
Total	464314,3277	Total	464314,3277

3. Menentukan kondisi umpan

1. Menentukan Berat molekul umpan

Berat molekul merupakan berat molekul campuran gas umpan yang dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$BM \text{ campuran} = \Sigma(Bmi \cdot yi)$$

Dimana:

B_{mi} = Berat molekul komponen i , (kg/kmol)

y_i = Fraksi mol gas i

Komponen	B _{Mi}	massa		y _i	y _i .B _{Mi}
	(kg/kmol)	(kmol/jam)	(kmol/jam)		
C ₂ H ₄	28,05	8426,7645	300,4194	0,6780	19,0169
Cl ₂	70,91	10118,8017	142,6992	0,3220	22,8354
TOTAL	413,9	18545,5662	443,1186	1,0000	41,8524

Diperoleh BM campuran = 41,8524 kg/jam

2. Menentukan Z umpan masuk

Komponen	BM	Y _i	P _c (bar)	P _c (atm)	T _c (K)	ω	Y _i .BM	Y _i .P _c	Y _i .T _c	Y _i .w
C ₂ H ₄	28,05	0,6780	50,40	49,7408	282,3	0,087	19,0169	33,7226	191,3898	0,0590
Cl ₂	70,91	0,3220	77,10	76,0915	417,2	0,069	22,8354	24,5041	134,3525	0,0222
TOTAL	98,96	1,0000	127,5	125,832	699,5	0,156	41,8524	58,2266	325,7424	0,0812

$$T_c \text{ umpan} = 325,7424 \text{ K}$$

$$P_c \text{ umpan} = 58,2266 \text{ atm}$$

$$T_r = T/T_c = 1,1144$$

$$P_r = P/P_c = 0,0687$$

$$P_r/T_r = 0,0616$$

Berdasarkan Fig 3.15 (Smith van Ness), untuk menentukan Z menggunakan koefisien virial dengan menggunakan persamaan:

$$B^n = \frac{BP_c}{RT_c} = B^o + \omega B^1 \quad B^o = 0,083 - \frac{0,422}{T_r^{1,6}}$$

$$Z = 1 + \frac{BP}{RT} = 1 + B^n \frac{P_r}{T_r} \quad B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{T_r^{4,2}}$$

$$Z = 1 + \left(\frac{BP_c}{RT_c} \right) \left(\frac{P_r}{T_r} \right)$$

Komponen	Y _i	T _r	P _r	B _o	B ₁	B _{Pc} /RT _c	P _r /T _r	Z	Y _i .Z
C ₂ H ₄	0,6780	1,2859	0,0804	-0,1992	0,0792	-0,1923	0,0625	0,9880	0,6698
Cl ₂	0,3220	0,8701	0,0526	-0,4442	-0,1696	-0,4559	0,0604	0,9725	0,3132
TOTAL	1,0000	2,1560	0,1330	-0,6435	-0,0904	-0,6483	0,1230	1,9604	0,9830

Z umpan masuk = 0,9830

3. Menentukan Volume gas masuk

$$Vg = \frac{Z.n.R.T}{P}$$

Dimana:

Vg = Laju alir volumetrik, cm³/dtk

n = mol umpan, mol/dtk

R = Konstanta gas, cm³.atm/gmol.K

P = Tekana, atm

Z = 0,9830

n = 123,0085 mol/dtk

T = 363 K

P = 4 atm

R = 82,5 cm³.atm/gmol.k

Maka didapat $Vg = 905857,8$ cm³/dtk
 $= 0,905857$ cm³/dtk

4. Menentukan Densitas Umpan

$$\rho = \frac{P.BM}{R.T.Z}$$

$P = 0,057$ g/cm³

5. Menentukan vis-

kositas umpan

$$\mu_{gas} = A + BT$$

$T = 363$ K

Komponen	A	B	C
C ₂ H ₄	-3,985	3,8726E-01	-1,1227E-04
Cl ₂	-3,751	4,8700E-01	-8,5300E-05
C ₂ H ₄ Cl ₂	1,025	3,1792E-01	-4,1053E-05
C ₂ H ₃ Cl ₃	-8,293	3,3989E-01	5,3678E-05
CH ₄	3,844	4,0112E-01	-1,4303E-04
C ₂ H ₆	0,514	3,3449E-01	-7,1071E-05
HCL	-9,188	5,5500E-01	-1,1100E-04

(*Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L.yaws*)

Komponen	y _i	μ _{gas}	μ _{gas}	μ _{gas}	Y _i ·μ _{gas}	Y _i ·μ _{gas}	μ _{gas}
		mikropoise	(kg/m.s)	(kg/m.jam)	(kg/m.s)	(kg/m.jam)	mikropoise
C ₂ H ₄	0,6780	121,7967	0,000012180	0,0438	0,000008257	0,0297	82,5740
Cl ₂	0,3220	161,7901	0,000016179	0,0582	0,000005210	0,0188	52,1019
TOTAL	1,0000	283,5868	0,000028359	0,1021	0,000013468	0,0485	134,6759

$$\mu_{\text{gas}} = 0,000013468 \text{ (kg/m.s)}$$

$$= 0,000134676 \text{ gr/cm.s}$$

6. Menghitung konduktivitas umpan

$$K_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

Komponen	A	B	C
C ₂ H ₄	-0,00123	3,6219E-05	1,2459E-07
Cl ₂	-0,00194	3,8300E-05	-6,3523E-09
C ₂ H ₄ Cl ₂	-0,00682	4,0081E-05	3,1925E-08
C ₂ H ₃ Cl ₃	-0,00609	3,2555E-05	3,0529E-08
CH ₄	-0,00935	1,4028E-04	3,3180E-08
C ₂ H ₆	0,01936	1,2547E-04	3,8290E-08
HCL	0,00119	4,4775E-05	2,0997E-10

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L.yaws)

Komponen	y _i	k _{gas}	y _i ·k _{gas}
		W/m.K	W/m.K
C ₂ H ₄	0,6780	0,0283	0,0192
Cl ₂	0,3220	0,0111	0,0036
TOTAL	1,0000	0,0395	0,0228

$$k_{\text{campuran}} = 0,0228 \text{ W/m.K}$$

$$= 0,08205408 \text{ Kj/jam.m.k}$$

$$= 0,01961093 \text{ Kkal/ jam.m.K}$$

$$= 0,000054475 \text{ kal/det.cm.K}$$

7. Menentukan kapasitas gas umpan

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ C} = 298 \text{ K}$$

$$T = 90 \text{ C} = 363 \text{ K}$$

Komponen (g)	BM	A	B	C	D	E
C ₂ H ₄	28,05	32,083	-1,4831E-02	2,4774E-04	-2,3766E-07	6,83E-11
Cl ₂	70,91	27,213	3,0426E-02	3,3353E-05	1,5961E-08	-2,8420E-11
Δ		29,648	0,0077975	1,4055E-04	-1,108E-07	1,9927E-11

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L. yaws)

Komponen	y _i	BM	C _p	C _p	C _p	C _{pi} = y _i .C _p	C _{pi} = y _i .C _p
		(kg/kmol)	joule/mol.K	kJoule/kmol.K	kJoule/kg.K	kJoule/kg.K	kJoule/kmol.K
C ₂ H ₄	0,6780	28,05	49,1615	49,1615	1,7526	1,1882	33,3298
Cl ₂	0,3220	70,91	42,9225	42,9225	0,6053	0,1949	13,8225
TOTAL	1	98,96	92,0840	92,0840	2,3579	1,3832	47,1523

C_p campuran = 1,3832 KJ/kg.K

8. Menentukan ΔHR

T_{ref} = 25 C = 298 K

T_{umpan} = 90 C = 363 K

Data C_p = A+BT+CT²+DT³+ET⁴ joule/mol.K

Komponen (g)	BM	A	B	C	D	E
C ₂ H ₄	28,05	32,083	-1,4831E-02	2,4774E-04	-2,3766E-07	6,83E-11
Cl ₂	70,91	27,213	3,0426E-02	3,3353E-05	1,5961E-08	-2,8420E-11
C ₂ H ₄ Cl ₂	98,96	37,275	1,4362E-01	1,0378E-05	-7,8305E-08	2,8872E-11
C ₂ H ₃ Cl ₃	133,4	28,881	2,4893E-02	-1,7639E-04	5,2632E-08	-3,5668E-12
CH ₄	16,04	34,942	-3,9957E-03	1,1918E-04	-1,5303E-07	3,9321E-11
C ₂ H ₆	30,07	28,146	4,3447E-02	1,8946E-04	-1,9082E-07	5,3349E-11
HCL	36,47	29,244	-1,2615E-03	1,1210E-06	4,97E-09	-2,4963E-12

(Chemical properties handbook, Mc Graw-hill Carl L. yaws)

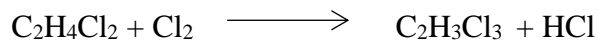
Komponen (g)	ΔH _f 298 K	ΔH _f 298 K	H _f 298 K	ΔH	ΔH
	(kJ/mol)	(KJ/kmol)	(kkal/kmol)	(J/mol K)	(kJ/kmol K)
C ₂ H ₄	3,3510	3351,0000	800,8890	3022,3058	3022,3058
Cl ₂	6,4060	6406,0000	1531,0340	2675,3880	2675,3880
C ₂ H ₄ Cl ₂	8,8280	8828,0000	2109,8920	5419,4147	5419,4147
C ₂ H ₃ Cl ₃	11,2970	11297,0000	2699,9830	1277,5067	1277,5067
CH ₄	0,9410	941,0000	224,8990	2702,8441	2702,8441
C ₂ H ₆	2,8590	2859,0000	683,3010	3702,4140	3702,4140
HCL	1,9980	1998,0000	477,5220	1891,5405	1891,5405
Total	35,6800	35680,0000	8527,5200	20691,4137	20691,4137

Reaksi 1:



$$\begin{aligned}\Delta\text{HR}_{298} &= \Delta\text{Hf Produk} - \Delta\text{Hf Reaktan} \\ &= -929 \text{ Kj/Kmol} \\ \Delta\text{Hr} &= 5697,6938 \text{ kj/kmol} \\ \Delta\text{Hp} &= 5419,4147 \text{ kj /kmol} \\ \Delta\text{HR} &= -1207,2792 \text{ kj/kmol} \\ &= -288,539718 \text{ kkal/kmol}\end{aligned}$$

Reaksi 2 :



$$\begin{aligned}\Delta\text{HR}_{298} &= \Delta\text{Hf Produk} - \Delta\text{Hf Reaktan} \\ &= -1939 \text{ Kj/Kmol} \\ \Delta\text{Hr} &= 8094,8027 \text{ kj/kmol} \\ \Delta\text{Hp} &= 3169,0471 \text{ kj /kmol} \\ \Delta\text{HR} &= -6864,7555 \text{ kj/kmol} \\ &= -1640,6766 \text{ kkal/kmol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta\text{HR total} &= -1929,2163 \text{ kkal/kmo} \\ &= -8072,0347 \text{ kj/kmol} \\ \Delta\text{HR}_{298 \text{ total}} &= -2868 \text{ kj/kmol} \\ &= -685,452 \text{ kkal/kmol}\end{aligned}$$

4. Menentukan Jenis dan Ukuran Tube

1. Pemilihan Tempat Katalisator
2. Katalisator

Katalis yang dipakai adalah FeCl_3 dengan pertimbangan katalis ini sudah terbukti kemampuannya pada skala komersial dan selektivitasnya cukup tinggi. Adapun dimensi katalis yang digunakan adalah :

Katalis = *Iron Trichloride* (FeCl_3)
 Bentuk = *Kristal heksagonal*

Umur Katalis = 3-5 tahun

Diameter = 0,003 m

Densitas = 2000 kg/m³

Porositas = 0,5

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Pengaruh rasio pertimbangan D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong (h_w/h) telah diteliti oleh Colburn's yaitu:

D_p/D_t	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25
h_w/h	5,5	7	7,8	7,5	7

(smith, chemkinetikeng, P.571)

Dipilih $D_p/D_t = 0,15$, karena menghasilkan yang paling besar

Dimana :

h_w = koefisien perpindahan panas dalam pipa berkatalis

h = koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p = Diameter katalisator

D_t = Diameter Tube

Sehingga $D_t = 2$ cm

= 0,787 in

Dari hasil perhitungan, maka dipilih ukuran pipa standart :

Ukuran pipa (IPS)	1		
OD	1,32 in	= 3,352800 cm	= 0,03353 m
ID	1,049 in	= 2,664460 cm	= 0,026645 m
Flow area per pipe	0,864 in ²	= 5,574182 cm ²	= 0,000557 m ²
Schedule number	40		
Surface per lin ft:			
Outside	0,344 ft ² /ft		
inside	0,274 ft ² /ft		
Wight per lin ff	1,68 lb steel		

(kern 1983 hal 844)

3. Aliran dalam pipa transisi

Maka dipilih $NRe = 3100$ (nilai Re yang biasa di gunakan fase gas)

$$NRe = \frac{Gt \cdot Dt}{\mu}$$

$$NRe = 3100$$

$$Dt = 2 \text{ Cm}$$

$$\mu = 0,0013468 \text{ g/cm.dtk}$$

$$G = 18545,5662$$

$$= 5151,546167 \text{ gr/dtk}$$

Menghitung kecepatan massa persatuan luas

$$Gt = \frac{\mu \cdot NRe}{Dt}$$

$$Gt = 0,2087 \text{ gr/cm}^2$$

Mencari luas penampang

$$At = \frac{G}{Gt}$$

$$At = 24678,3412 \text{ cm}^2$$

Mencari luas penampang segitiga (A0)

$$A0 = \frac{\pi}{4} ID^2$$

$$A0 = 2,7865 \text{ cm}^2$$

Nt (jumlah pipa maksimal)

$$Nt \text{ max} = \frac{At}{A0}$$

$$Nt \text{ max} = 8856,41367$$

$$BM = 41,8524 \text{ g/mol}$$

$$T \text{ udara} = 298 \text{ K}$$

$$\rho_g = 0,0057 \text{ g/cm}^3$$

$$\rho_s = 2 \text{ g/cm}^3$$

$$\rho \text{ udara} = \frac{P_{\text{udara}} \cdot BM_{\text{udara}}}{R \cdot T_{\text{udara}}}$$

$$\rho \text{ udara} = 1,6834 \text{ g/cm}^3$$

$$\rho_b = 1,8412 \text{ g/cm}^3$$

Katalis Iron Trichloride

$$Re = 3100$$

$$f_D = 0,4 \text{ (Fig brown P.76)}$$

$$V_{\max} = \sqrt{\frac{4(\rho_b - \rho_g) \cdot g \cdot D_p}{3 \cdot \rho_g \cdot f_D}}$$

$$V_{\max} = 562,7769 \text{ cm/dtk}$$

$$Q = \frac{G}{\rho_g}$$

$$Q = 905857,8489 \text{ cm}^3/\text{dtk}$$

$$A_t = \frac{Q}{V_{\max}}$$

$$A_t = 1609,6216 \text{ cm}^2$$

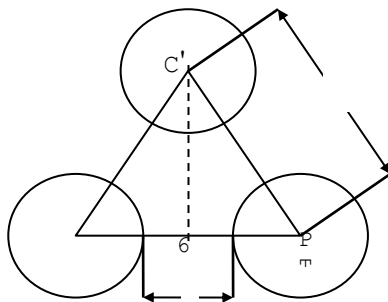
$$Nt_{\min} = \frac{A_t}{A_o}$$

$$Nt_{\min} = 577,651$$

$$\text{Diambil } Nt = 8857 \text{ buah}$$

5. Menentukan Diameter Reaktor(IDs)

Pipa (tube) direncanakan disusun dengan pola Triangular pitch agar turbulensi yang terjadi pada susunan segitiga sama sisi lebih besar dibandingkan dengan susun bujur sangkar, karena fluida yang mengalir di antara pipa yang letaknya berdekatan akan langsung menumbuk pipa yang terletak pada deretan berikutnya. sehingga akan memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi (h_o).



Susunan tube = Triangular

Pitch tube (PT) = 1.25 x Odt = 1,65 in = 4,1910 cm

Clearance = PT – Odt = 0,33 in = 0,8382 cm

Untuk mencari diameter shell dicari luas penampang shell total (A total)

Luas shell = Luas Segitiga

$$\frac{\pi}{4} \times ID_s^2 = 2 \cdot N_t \cdot \left(\frac{1}{2} \cdot PT^2 \cdot \sin 60 \right)$$

$$\frac{\pi}{4} \times ID_s^2 = 2 \cdot N_t \cdot \left(\frac{1}{2} \cdot PT^2 \cdot 0,866 \right)$$

Jadi:

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot N_t \cdot P_T^2 \cdot 0,866}{\pi}}$$

$$ID_s = 414,2576 \text{ cm}$$

$$= 163,0936 \text{ in}$$

$$= 4,1425 \text{ m}$$

6. Menentukan Jenis Pendingin

Jenis = Downterm A

T = 200 – 750 F (366,3 – 671,89 K) = 15 – 400 C

BM = 165

Cp = 0.1152 + 0.0003402 T.cal/gr.K y = 0.003x + 1.45

Densitas (ρ) = 1.3644 – 9.7073 x10⁴ T.g/cm³

Viskositas (μ) = 35.5898 – 0.04212 T.(g/cm.J)

Kond.thermal = 1.512 – 0.0010387 T.cal/g.cm.K

	K	C	F
T in =	313	40	104
T out =	423	150	302
delta T =	110	110	198

C_{pp} = 0,2180 cal/gr.K

= 0,1210 BTU/lb.K

= 0,0005BTU/gr.K

= 0,9126 J/gr.K

Menghitung densitas pendingin T in

$$\rho_p = 1.3644 - (9.7073 \times 10^{-4} T_{in})$$

$$\rho_p = 1,0606 \text{ gr/cm}^3$$

Menghitung Konduktivitas pendingin pada T in

$$K_p = 1.512 - 0.0010387 \times T_{in}$$

$$K_p = 1,1869 \text{ cal/cm jam K}$$

$$= 0,4969 \text{ Kj/m.jam.K}$$

$$= 1,2247 \text{ Btu/ft.jam.F}$$

Menghitung Viskositas pendingin pada T in

$$\mu_p = 35.5898 - 0.04212 \times T_{in}$$

$$\mu_p = 22,4062 \text{ gr/cm.jam}$$

$$= 0,0062 \text{ gr/cm.dtk}$$

$$= 2,2406 \text{ Kg/m.jam}$$

$$= 1,5056 \text{ lb/ft.jam}$$

7. Menentukan pendingin yang dibutuhkan

Pendingin yang dipakai adalah dowthem A

$$W_p = \frac{Q_H}{C_p \times \Delta T}$$

$$W_p = 24168770,29 \text{ gr/jam}$$

$$= 24168,7703 \text{ kg/jam}$$

$$= 6,7135 \text{ kg/dtk}$$

8. Menentukan Koefisien Perpindahan Panas overall (Ud)

a. Tube side

$$PR = \frac{C_p \cdot \mu}{k}$$

$$Pr = 0,8173$$

$$G_t = 0,2087 \text{ gr/cm}^2.\text{dtk}$$

$$D_t = 2 \text{ cm}$$

$$RE = \frac{G_t \cdot D_t}{\mu}$$

$$RE = 3100 \text{ dari fig.24 kern,P 834 diperoleh nilai } JH = 10$$

$$hi = jH \left(\frac{k}{IDt} \right) (Pr)^{1/3}$$

$$hi = 0,4104 \text{ Btu/jam ft}^2\text{.F}$$

$$hi0 = \mathbf{Hi} \times (\mathbf{ID/OD}) = 0,3262 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.F}$$

b. Shell side

Shell sidedigunakan pendingin dengan spesifikasi sebagai berikut:

Sifat fisis pendingin \longrightarrow Liquid

$$T = 313 \text{ K}$$

$$\mu \text{ (pendingin)} = 22,4062 \text{ gr/cm.jam}$$

$$= 0,0062 \text{ gr/cm.dtk}$$

$$= 1,5056 \text{ lb/ft.jam}$$

$$= 2,2406 \text{ kg/m.jam}$$

CPs:

$$T = 313 \text{ K}$$

$$CPs = 0,2180 \text{ cal/gr.K}$$

$$= 0,1210 \text{ Btu/lb.F}$$

$$= 0,9126 \text{ J/gr K}$$

$$= 0,0005 \text{ Btu/gr K}$$

Ks:

$$T = 313 \text{ K}$$

$$Ks = 1,2247 \text{ Btu/ft.jam F}$$

Jadi :

$$CPs = 0,1210 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\mu = 1,5056 \text{ lb/ft.jam}$$

$$Ks = 1,2247 \text{ Btu/ft.jam F}$$

c. Menghitung bilangan Reynold di shell(Res)

$$IDs = \text{diameter dalam shell} = 163,0936 \text{ in}$$

$$B = \text{baffle spacing (0.25* IDs)...kern1965} = 40,7734 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 PT &= \text{Pitch Tube} &&= 1,65 \text{ in} \\
 C' &= \text{Jarak antar tube (clearance)} &&= 24168,7703 \text{ kg/jam} \\
 &&&= 53282,9543 \text{ lb/jam}
 \end{aligned}$$

d. Flow area pada shell (a_s) ft^2

$$a_s = \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{144 \cdot PT}$$

$$a_s = 0,0641 \text{ ft}^2$$

e. Mass velocity fluida dalam shell (G_s), $\text{lb/ft}^2 \cdot \text{h}$

$$G_s = \frac{W_s}{a_s}$$

$$G_s = 830754,5592 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}$$

f. Diameter equivalen (De).....(kern,1983)P.139

$$De = \frac{4 \left(0,5 \cdot PT^2 \cdot 0,866 - 0,5 \cdot \pi \cdot \frac{OD^2}{4} \right)}{0,5 \cdot \pi \cdot OD}$$

$$De = 0,9553 \text{ in}$$

$$= 0,0796 \text{ ft}$$

$$= 2,4265 \text{ cm}$$

$$Re_s = \frac{G_s \cdot De}{\mu_s}$$

$$Re_s = 43925,85766$$

$$jH = 220 \text{ dari fig.28 kern,P.838}$$

$$h_o = jH \left(\frac{K_s}{De} \right) \left(\frac{Cp_s \cdot \mu_s}{k_s} \right)^{1/3}$$

$$h_o = 1793,3344 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot \text{F}$$

g. Clean overall coefficient (U_c)

$$U_c = \frac{h_{i_o} \cdot h_o}{h_{i_o} + h_o}$$

$$U_c = 0,3261 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

h. Mencari Rd (*Dirty Factory*)

Dari Tabel di dapat :

$$Rd \text{ Shell} = 0,0015$$

$$Rd \text{ tube} = 0,001$$

$$\begin{aligned} Rd &= Rd \text{ shell} + Rd \text{ tube} \\ &= 0,0025 \end{aligned}$$

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

$$\begin{aligned} Ud &= 0,3258 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F} \\ &= 1,5907 \text{ kkal/jam.m}^2.\text{K} \\ &= 6,6601 \text{ kj/jam.m}^2 \text{ K} \end{aligned}$$

9. Menghitung Panjang Reaktor

Persamaan yang digunakan :

$$\sum F_i \cdot C_{pi} = [F_{Ao} \cdot (1-x) \cdot C_{pA}] + \left[\left(F_{Bo} + \frac{1}{2} \cdot F_{Ao} \cdot x \right) \cdot (C_{pB}) \right] + \left[\left(F_{Co} + \frac{1}{2} \cdot F_{Ao} \cdot x \right) \cdot (C_{pC}) \right]$$

Persamaan neraca massa pada elemen Volume

$$\frac{dX}{dZ} = \frac{(-r_A) \cdot N_t \cdot \pi \cdot (IDt)^2}{4 \cdot F_{Ao}} \quad \text{dimana} \quad (-r_A) = k_o \cdot \exp\left(\frac{-Ea}{R \cdot T}\right) \cdot \frac{F_{Ao} \cdot (1-x)}{F_{To}}$$

Persamaan neraca Panas pada elemen Volume

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(-\Delta H_R) \cdot F_{Ao} \cdot \frac{dX}{dZ} - Ud \cdot \pi \cdot ODt \cdot N_t \cdot (T - T_p)}{\sum F_i \cdot C_{pi}}$$

Dimana :

$$\Delta HR = \Delta HR_{298} + \int_{298}^T \Delta Cp \cdot dT$$

Persamaan neraca panas pendingin

$$\frac{dT_s}{dZ} = \frac{Ud \cdot \pi \cdot ODt \cdot Nt \cdot (T - T_s)}{Wp \cdot Cp_p}$$

Persamaan diatas diselesaikan dengan cara euler

Kondisi masuk reaktor :

Konversi awal (X_o)	= 0
Posisi awal katalis (Z_o)	= 0
Suhu masuk Pipa (T_o)	= 363 K
Tekanan masuk pipa (P_o)	= 4 atm
Aliran massa ethylen masuk pipa (FA_o)	= 300,4194 kmol/jam
Aliran massa masuk pipa total (FT_o)	= 443,1186 kmol/jam
Suhu pendingin masuk shell(T_s)	= 313 K
Aliran massa pendingin masuk shell(W_s)	= 24168,7703 kg/jam
Diameter dalam tube (IDt)	= 0,0266 m
Diameter luar tube(ODt)	= 0,0335 m
Jumlah tube (Nt)	= 8857 buah
Koef.perpindahan panas overall(Ud)	= 6,6601 Kj/jam.m ² .K
Diameter Katalis (Dp)	= 0,003 m
Porositas katalis dalam tube (ϵ)	= 0,5
Panas pembentukan standar (ΔH_{298})	= -2868 Kj/Kmol
Konstanta kecepatan reaksi (K_o)	= 0,0618 Km ³ /m ³ .jam
Energi aktivasi (E_a)	= -2146,7190Kj/Kmol
Kecepatan massa per satuan luas (Gt)	= 0,2087 kg/m ² .jam
Konstanta gravitasi (g)	= 127137600000 m/jam
Cps	= 0,2180 kal/gr.K
Rg	= 1,987 kal/mol .K

Δz	0,1000		
z (m)	x	T (K)	Ts (K)
0	0	363	313
0,1	0,05610	363,02	344,0250958
0,2	0,10906	363,04	355,2747423
0,3	0,15904	363,05	359,7970151
0,4	0,20621	363,07	361,6815351
0,5	0,25074	363,08	362,4819768
0,6	0,29277	363,1	362,8284347
0,7	0,33244	363,11	362,9830924
0,8	0,36989	363,12	363,0562169
0,9	0,40523	363,13	363,0944032
1,0	0,43859	363,15	363,1173907
1,1	0,47008	363,16	363,1335608
1,2	0,49980	363,17	363,1464849
1,3	0,52785	363,18	363,1576961
1,4	0,55433	363,18	363,1678625
1,5	0,57933	363,19	363,1772848
1,6	0,60292	363,2	363,1861073
1,7	0,62519	363,21	363,1944065
1,8	0,64621	363,22	363,2022301
1,9	0,66605	363,22	363,2096121
2,0	0,68478	363,23	363,2165803
2,1	0,70245	363,23	363,2231591
2,2	0,71914	363,24	363,2293706
2,3	0,73489	363,24	363,2352354
2,4	0,74976	363,25	363,2407729
2,5	0,76379	363,25	363,2460014
2,6	0,77703	363,26	363,250938
2,7	0,78954	363,26	363,2555989
2,8	0,80134	363,27	363,2599995
2,9	0,81248	363,27	363,2641542
3,0	0,82299	363,27	363,2680769
3,1	0,83292	363,28	363,2717803
3,2	0,84229	363,28	363,2752767
3,3	0,85113	363,28	363,2785777
3,4	0,85948	363,29	363,281694
3,5	0,86736	363,29	363,2846361
3,6	0,87479	363,29	363,2874137

z (m)	x	T (K)	Ts (K)
3,7	0,88182	363,29	363,2900359
3,8	0,88844	363,3	363,2925114
3,9	0,89470	363,3	363,2948484
4,0	0,90060	363,3	363,2970546
4,1	0,90617	363,3	363,2991373
4,2	0,91144	363,3	363,3011035
4,3	0,91640	363,31	363,3029596
4,4	0,92109	363,31	363,3047118
4,5	0,92551	363,31	363,3063659
4,6	0,92969	363,31	363,3079274
4,7	0,93363	363,31	363,3094015
4,8	0,93735	363,31	363,310793
4,9	0,94087	363,31	363,3121066
5,0	0,94418	363,32	363,3133466
5,1	0,94731	363,32	363,3145171
5,2	0,95027	363,32	363,3156221
5,3	0,95305	363,32	363,3166652
5,4	0,95569	363,32	363,3176499
5,5	0,95817	363,32	363,3185794
5,6	0,96052	363,32	363,3194569
5,7	0,96273	363,32	363,3202851
5,8	0,96482	363,32	363,321067
5,9	0,96679	363,32	363,3218051
6,0	0,96865	363,32	363,3225018
6,1	0,97041	363,32	363,3231594
6,2	0,97207	363,32	363,3237802
6,3	0,97364	363,33	363,3243663
6,4	0,97511	363,33	363,3249194
6,5	0,97651	363,33	363,3254416
6,6	0,97783	363,33	363,3259345
6,7	0,97907	363,33	363,3263998
6,8	0,98024	363,33	363,3268391
6,9	0,98135	363,33	363,3272537
7,0	0,98240	363,33	363,327645

Resume :

Konversi (X)	= 0,950
Suhu gas masuk (Tin)	= 363 k
Suhu gas keluar (Tout)	= 363,3174 k
Panjang tube (Z)	= 5,2 m = 204 in = 520 cm
Tekanan masuk (P in)	= 4 atm
Tekanan keluar (P out)	= 4 atm
Diameter shell (IDs)	= 4,1426 m = 163,0935 in = 414,2576 cm
Suhu pendingin masuk (Ts in)	= 313 K
Suhu pendingin keluar (Ts out)	= 363,3156 K

10. Mechanical Design**Tube**

IPS	= 1 in
OD	= 1,32 in
Sc.Number	= 40
ID	= 1,049 in
Flow Area per pipe	= 0,8640 in ²
Surface per lin ft:	
Outside	= 3,44 ft ² /ft
Inside	= 0,2740 ft ² /ft
Weight per lin ft	= 1,68 lb steel
Panjang pipa	= 204,7245 in
Susunan pipa	= Triangular pitch
Jumlah pipa	= 8857 buah
Pitch (jarak antara 2bpusat pipa)	= 1,65 in
Clearance (jarak antara 2 pipa)	= 0,33 in

Dipilih bahan stainless steel 316 AISI

Untuk Sc.number 40 :

IDt = 1,0490 in

ODt = 1,32 in

Ketebalan = 0,1355 in

Dari tabel 13.1 P.251, Brownell 1959 diperoleh

Tekanan yang diijinkan (f) = 2000 psi

Efficiency pengelasan (E) = 0,85

Faktor Korosi (c) = 0,125

$$TebalTube = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + C$$

Tebal tube = 0,1262 in

Shell

- a. Tekanan design (max over design 20 %)

Tekanan operasi	= 4 atm
	= 58,8 psi
	= 4,053 bar
Tekanan desain	= 70,56 psi
	= 55,86 psig

- b. Bahan konstruksi

Dipilih material stainless steel AISI 316

Karena reaktor berisi larutan yang beracun dan bersifat korosif

- c. Tebal dinding Shell

$$ts = \frac{Pxr}{fxE - 0.6P} + c \quad \dots\dots\dots(\text{eq.13.1P.254, Brownell, 1959})$$

Dimana:

T_s = tebal dinding shell (in)

P = tekanan desing(psi)

$R=(ID_s/2)$ = radius dalam shell(in)

E = efisiensi sambungan

F = allow working stess(psi)

C = faktor korosi

F = 2000 psi

E = 0,85

Faktor korosi = 0,125

ID_s = 163,0935 in

Tebal shell = 0,4643 in

Dipilih tebal dinding standar = 1/2 ... (tabel 5.6 brownell P.88)

OD_s = $ID_s + 2$ (tebal shell)

= 164,0935 in

= 4,1680 m

Dari tabel 5.7 brownell 1959 dipilih OD standar = 168

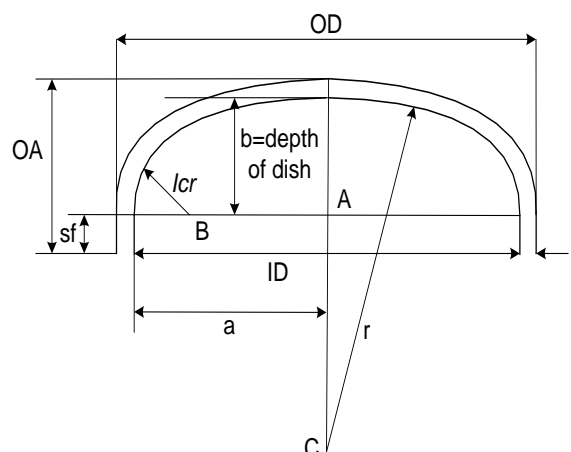
Head Reaktor

a. Bentuk head : elipstical

- Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis , Culson.P818

- Digunakan untuk vessel dengan tekanan 15-200 psi, Brownell and young 1959.

-



b. Bahan konstruksi head

Dipilih material stainless steel AISI 316

Karena reactor berisi larutan yang beracun dan bersifat korosif.

c. Tebal head (tH)

Untuk elipstical dished head

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.10 (*brownell and young, 1959*)

$$tH = \frac{P.IDs}{2.f.E - 0,2P} + c$$

Dimana :

P= tekanan perancangan, psi

F = tekanan maksimum yang diijinkan pada bahan ,psi

C= joint efficiency, in

E = corrosion allowance

F= 2000 psi

E = 0,85

C = 0,125 in

tH = 0,4636 in

diipilih tebal head standar = 1/2

d. Tinggi Head

Dari tabel 5.7 brownell hal.90

ODs = 168 in

Ts = 0,5

Didapat:

Icr = 10,1/8 in = 10,125 in

r = 144 in

a = ID_s/2 = 81,5468 in

AB = a – icr = 71,4218 in

$$BC = r - icr = 133,8750 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2} = 113,2318 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 30,7682 \text{ in}$$

dari tabel 5.6 brownel hal 88 dengan th 1 in

didapat nilai sf = 1 1/2 – 3 1/2 in

perancangan digunakan sf = 3,5 in

$$hH = th + b + sf = 35 \text{ in}$$

$$= 88,3112 \text{ cm}$$

$$= 7,3593 \text{ ft}$$

$$= 0,8831 \text{ m}$$

Tinggi Reaktor (HR)

$$HR = \text{Panjang tube} + \text{top tinggi head}$$

$$= 239 \text{ in} \quad = 19,9577 \text{ ft} \quad = 6,0831 \text{ m}$$

Volume reaktor (VR)

$$- \text{Volume head (VH)} = 0,000049 \times ID_s^3$$

...(Eq5.11, P88, Brownel, 1959

$$\text{Volume head (VH)} = 212,5722 \text{ in}^3 = 0,003483 \text{ m}^3$$

$$- \text{Volume shell (Vs)} = \pi/4 \cdot (ID_s)^2 \cdot Z$$

$$= 4274770,7839 \text{ in}^3 = 70,0511 \text{ m}^3$$

$$- \text{Volume Reaktor (VR)} = \text{Volume shell} + (\text{volume top head})$$

$$= 70,0546 \text{ m}^3$$

e. Spesifikasi Nozzle

Dipilih jenis pipa : low alloy steel SA-301 grade A (1/2Cr - 1/2 Mo)

(karena komponen yang melewati pipa bersifat korosif)

- Diameter saluran gas umpan

$$D_{opt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

Dimana :

$$\text{Kecepatan umpan masuk (G)} = 5,1515 \text{ kg/s}$$

$$\text{Densitas gas umpan campuran}(\rho) = 5,6869 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga Diameter Optimum}(D_{opt}) &= 367,1892 \text{ mm} \\ &= 14,4563 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari apendix K, P.390,brownel,1959,dipilih ukuran standart :

$$\text{ID} = 15 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 15 \text{ in}$$

- Diameter gas keluar

Komposisi keluar reaktor (gas)

Komponen	kmol/jam	yi	BM	BM.Yi
C2H4	164,8057	0,5358	28,05	15,0303
Cl2	0,3567	0,0012	70,91	0,0822
C2H4Cl2	128,7860	0,4187	98,96	41,4374
C2H3Cl3	6,7782	0,0220	133,4	2,9399
CH4	0,0288	0,0001	16,04	0,0015
C2H6	0,0308	0,0001	30,07	0,0030
HCl	6,7782	0,0220	36,47	0,8037
total	307,5645	1,0000	413,9000	60,2981

Densitas gas keluar mix (ρ) (T = 363,3191) dan P= 4 atm)

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T}$$

$$\rho = 8,0959 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

(Coulson and Richardson vol.6, 1983, P.221, Eq 5.14)

Dimana:

$$G \text{ (kecepatan umpan out)} = 5,1515 \text{ kg/s}$$

$$\rho \text{ (densitas gas out mix)} = 8,0959 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{sehingga : Diameter Optimum (} D_{opt} \text{)} &= 322,2084 \text{ mm} = \\ &12,6854 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Appendix K ,P.390 brownel 1959 dipilih ukuran standart:

$$ID = 13,125 \text{ in}$$

$$OD = 14,000 \text{ in}$$

- Diameter Pendingin Masuk

$$\rho_p = 1.3644 - (9.7073 \times 10^{-4} T_{in})$$

$$\rho_p = 1,0606 \text{ gr/cm}^3 = 1060,5615 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{opt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

.....(Coulson and Richardson vol.6, 1983, P.221, Eq 5.14)

Dimana:

$$G \text{ (kecepatan alir pendingin)} = 6,7135 \text{ kg/s}$$

$$\rho \text{ (densitas pendingin)} = 1060,5615 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{sehingga : Diameter Optimum (D}_{opt}) = 61,0526 \text{ mm}$$

$$= 2,4036 \text{ in}$$

Dari Appendix K kern ,P.390 1980 dipilih ukuran standart:

$$ID = 4,026 \text{ in}$$

$$OD = 4,5 \text{ in}$$

$$Sc.num = 40$$

- Diameter Pendingin Keluar

$$\rho_p = 1.3644 - (9.7073 \times 10^{-4} T_{in})$$

$$T_{\text{pendingin out}} = 363,3156$$

$$\rho_p = 1,0117 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 1011,7186 \text{ kg/m}^3$$

$$D_{opt} = 293G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

.....(Coulson and Richardson vol.6, 1983, P.221, Eq 5.14)

Dimana:

$$G \text{ (kecepatan alir pendingin)} = 6,7135 \text{ kg/s}$$

$$\rho \text{ (densitas pendingin)} = 1011,7186 \text{ kg/m}^3$$

sehingga : Diameter Optimum (D_{opt}) = 62,1270 mm
 = 2,4459 in

Dari Appendix K ,P.390 kern 1980 dipilih ukuran standart:

ID	= 4,026 in
OD	= 4,5 in
Sc.num	= 40

f. Jumlah Baffle

$$\text{Jumlah baffle} = \frac{\text{panjang pipa}}{\text{jarak baffle}}$$

Panjang pipa = 204,724 in

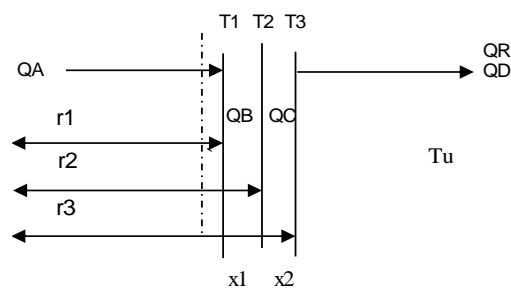
Jarak baffle = 40,773 in

Jumlah baffle = 6

11. Tebal Isolator

Asumsi :

1. Keadan steady state
2. Suhu udara luar = 30 °C = 86°F
3. Suhu dinding luar isolasi isothermal 50 °C = 122°F



Dimana :

r_1	= Jari – jari dalam shell
r_2	= Jari – jari luar shell
r_3	= Jari – jari luar setelah diisolasi
x_1	= Tebal dinding Shell
x_2	= Tebal isolator
T_1	= Suhu dinding dalam shell
T_2	= Suhu dinding luar Shell
T_3	= Suhu isolator luar
T_u	= suhu udara luar

QA = perpindahan konveksi dari gas ke dinding dalam reaktor
 QB = perpindahan konveksi melalui dinding reaktor
 QC = perpindahan konveksi melalui isolator
 QD = perpindahan konveksi dari permukaan luar isolator
 QR = perpindahan panas radiasi

$$T1 = 363,228 \text{ K} = 90,288^\circ\text{C} = 194,410^\circ\text{F}$$

$$T3 = 323 \text{ K} = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$$

$$Tu = 303 \text{ K} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

Sifat fisis bahan :

Bahan isolator :

- asbestos, dengan sifat-sifat fisis (Appendix, Hollman) :

interpolasi	nilai kis
0	0,154
50,0	X
100	0,161
x =	0,1575

interpolasi	nilai ks
0	43
90,2	X
200	42
x =	42,5492

$$Kis = 0,1575 \text{ W/m.C}$$

$$e = 0,96$$

$$Ks = 42,5492 \text{ W/m.c}$$

Carbon steel , sifat-sifat fisis udara pada suhu Tf (Holman,1988. Daftar A-5)

T, K	rho, kg/m ³	cp, kj/kg C	miu, kg/m.s x 10 ⁵	v, m ² /s x 10 ⁶	k, w/m.C	alpha, m ² /s x	Pr
300	1,1774	1,0057	1,8462	15,69	0,02624	0,2216	0,707593
350	0,998	1,009	2,075	20,76	0,03003	0,2983	0,697194
400	0,8826	1,014	2,286	25,9	0,03365	0,376	0,688857
450	0,7833	1,0207	2,484	31,71	0,03707	0,4222	0,683954
500	0,7048	1,0295	2,671	37,9	0,04038	0,5564	0,680979
550	0,6423	1,0392	2,848	44,34	0,0436	0,6532	0,678817
600	0,5879	1,0551	3,018	51,34	0,04659	0,7512	0,683471
650	0,543	1,0635	3,177	58,51	0,04953	0,8578	0,682160

interpolasi	nilai ν	interpolasi	nilai k
300	0,00001569	300	0,02624
313	X	313	X
350	0,00002076	350	0,03003
x =	1,70082E-05	x =	0,0272254

interpolasi	nilai Pr	interpolasi	nilai μ
300	0,707593	300	0,000018462
313	X	313	X
350	0,697194	350	0,00002075
x =	0,704889188	x =	1,90569E-05

$$T_f = 313 \text{ K r}$$

$$\nu = 0,000017008 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$k = 0,0272 \text{ W/m.C}$$

$$Pr = 0,7049$$

$$\beta = 0,0032 \text{ K}^{-1}$$

$$\mu = 0,000019057 \text{ Kg/m.s}$$

$$g = 9,8067 \text{ m/s}^2$$

$$\text{Keadaan steady state } Q_A = Q_B = Q_C = (Q_D + Q_R)$$

$$r_3 = r_3 + x$$

$$r_1 = 2,0713 \text{ m}$$

$$r_2 = 2,0840 \text{ m}$$

$$L = 5,200 \text{ m}$$

Konduksi

$$Q_B = \frac{(2 \cdot \pi \cdot k_s \cdot L) \cdot (T_1 - T_2)}{\ln(r_2/r_1)}$$

..... a

$$QC = \frac{(2 \cdot \pi \cdot k_{is} \cdot L) \cdot (T_2 - T_3)}{\ln(r_3/r_2)} \dots\dots\dots b$$

Konveksi

Bilangan Gr pada Ln =

$$Gr_{Ln} \cdot Pr = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_4) \cdot L^3}{\nu^2} \cdot Pr$$

$$Gr \cdot Pr = 304578789574 \text{ (turbulen)}$$

Sehingga hc menggunakan persamaan (Daftar 7-2), Holman, 1988)

$$Hc = 1,31 \cdot (\Delta T)^{1/2} = 3,5559 \text{ W/m.C}$$

$$QD = hc \cdot A \cdot (T_3 - Tu)$$

$$QD = hc \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - Tu)$$

$$QD = 2322,4210 \cdot (2,0840 + X) \dots\dots\dots c$$

Radiasi

$$QR = \epsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot (T_3^4 - Tu^4)$$

$$QR = \epsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3^4 - Tu^4)$$

$$QR = 4364,2211 \cdot (2,0840 + X) \dots\dots\dots d$$

Kemudian di trial dengan menggunakan persamaan a,b,c,d sehingga didapat :

$$T_2 = 363,0965 \text{ K}$$

$$x = 0,0306 \text{ m}$$

sehingga :

$$QB = 14142,4577$$

$$QD = 4911,0057$$

$$QR = 9228,6089$$

$$Q_C = 0$$

$$Q_D + Q_R = Q = 14139,6146$$

$$(Q_D + Q_R) - Q_C = 14139,6146$$

$$Q_B - Q_C = 2,8431$$

$$\text{Jadi tebal isolasi } x = 3,0618 \text{ cm}$$

$$= 363,0965 \text{ K}$$

12. Berat Katalisator

$$\text{Berat Katalis} = \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot L \cdot Nt \cdot \rho b$$

$$\begin{aligned} \text{Berat katalis} &= 51334375,71 \text{ gram} && = 113172,7914 \text{ lb} \\ &= 16940343,99 \text{ kg} \\ &= 16940,3440 \text{ ton} \end{aligned}$$

13. Tebal pipa penyangga katalisator

Grid support dirancang untuk menyangga katalisator dan mencegah kelebihan *pressure drop* biasanya digunakan Grid piringan berlubang – lubang (*perforated plate*). Support ini dibuat dari bahan yang anti korosi yaitu stainless steel.

$$\text{Luas penyangga} = \frac{\pi}{4} \cdot ID^2$$

$$\text{Luas penyangga} = 5,5730 \text{ cm}^2 = 0,8638 \text{ in}^2$$

$$P = \frac{\text{Berat Katalisator}}{\text{Luas penyangga}}$$









$$P = 14,792 \text{ lb/in}^2 \quad (<414,54 \text{ psi})$$

Maka dipakai $P = 414,54 \text{ psi}$

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Muharna Dwisari
 No. MHS : 14521059
 Nama Mahasiswa : Qomariah
 No. MHS : 14521135
 Judul Prarancangan)* : Pra Rancangan Pabrik Etilen Diklorida dari Etilen dan Klorin dengan kapasitas 100.000 ton per tahun

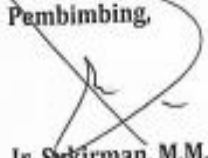
Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018
 Batas Akhir Bimbingan : 10 September 2018

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	25/3/2018	Konsultasi Judul	
2	9/3/2018	Konsultasi Naskah	
3	14/05/2018	Konsultasi Naskah	
4	13/08/2018	Fluktuasi kebutuhan Etilen Diklorida	
5	28/08/2018	Konsultasi Pengendalian kualitas	
6	3/09/2018	Konsultasi Alat kontrol	
7	17/09/2018	Revisi Alat kontrol	
8	08/10/2018	Acc Naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 08 Oktober 2018

Pembimbing,


 Ir. Sukirman, M.M. C.Text. ATL

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Muharna Dwisari
 No. MHS : 14521059
 Nama Mahasiswa : Qomariah
 No. MHS : 14521135
 Judul Prarancangan)* : Pra Rancangan Pabrik Etilen Diklorida dari Etilen dan Klorin dengan Kapasitas 100.000 ton per tahun.
 Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018
 Batas Akhir Bimbingan : 10 September 2018

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	19/03/2018	Konsultasi Judul Pra Rancangan Pabrik	Ujeng
2	26/03/2018	Penentuan kapasitas	Ujeng
3	9/04/2018	Konsultasi Alat Proses	Ujeng
4	16/04/2018	Neraca massa	Ujeng
5	7/05/2018	Neraca Energi	Ujeng
6	23/07/2018	Perancangan dan Perhitungan Reaktor	Ujeng
7	30/08/2018	Perancangan dan Perhitungan Menara D.	Ujeng
8	13/09/2018	Revisi Reaktor	Ujeng
9	20/09/2018	Perancangan alat-alat kecil.	Ujeng
10	24/09/2018	Utilitas	Ujeng
11	26/09/2018	Revisi Utilitas	Ujeng
12	28/09/2018	Evaluasi Ekonomi	Ujeng

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 10 September 2018

Pembimbing,

Ujeng
10/9/18

Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

LAMPIRAN C