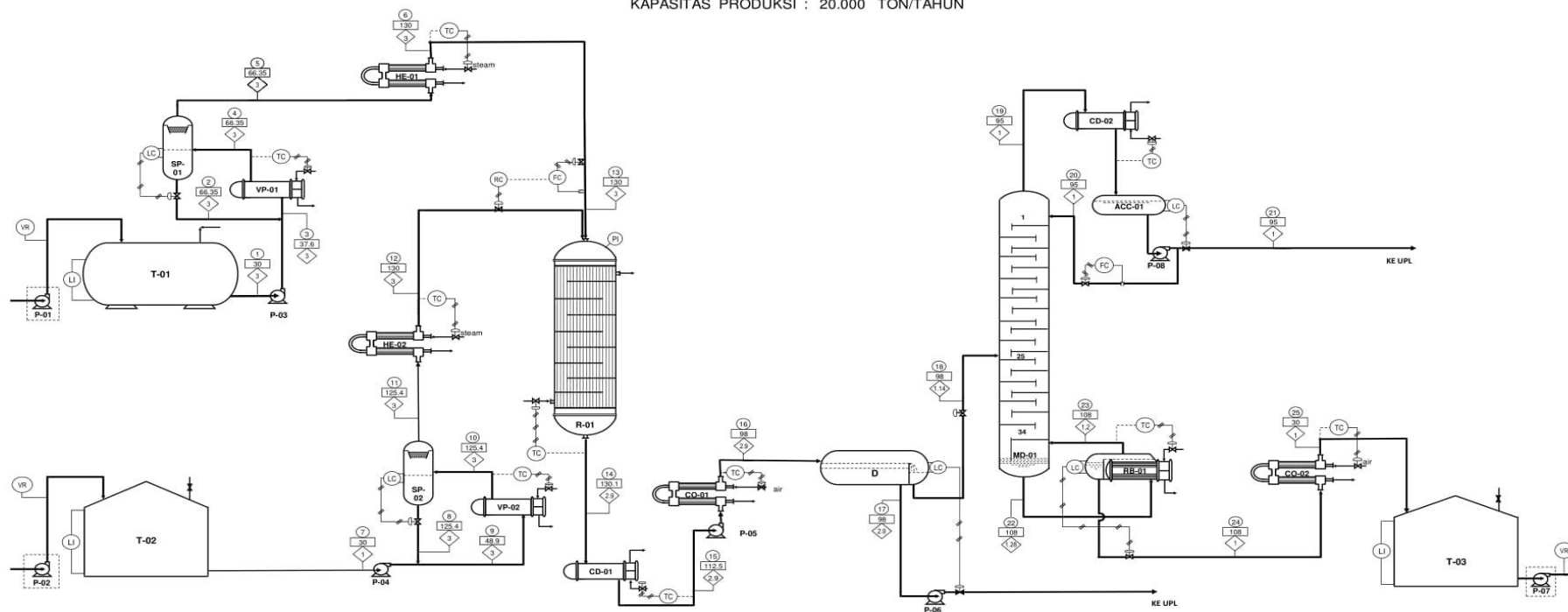


PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK AMYL CHLORIDE DARI PENTENE DAN HCL

KAPASITAS PRODUKSI : 20.000 TON/TAHUN



NERACA MASSA (Kg/Jam)

KOMPONEN	N O M O R A R U S																									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	
C ₅ H ₁₀	1678.2513	419.5628	2097.8141	2097.8141	1678.2513	1678.2513							1678.2513	16.7825	16.7825	16.7825		16.7825	16.7825	249.4022	16.7825					
i-C ₅ H ₁₂	16.6147	4.1537	20.7684	20.7684	16.6147	16.6147							16.6147	16.6147	16.6147	16.6147		16.6147	248.9082	16.6147						
HCl						872.5088	218.1272	1090.6360	1090.6360	872.5088	872.5088	872.5088	8.7251	8.7251	8.7251	7.8526	0.8725	0.8725	12.9662	0.8725						
H ₂ O						1620.3735	405.0934	2025.4669	2025.4669	1620.3735	1620.3735	1620.3735	1620.3735	1620.3735	1458.3361	162.0373	136.7848	2032.7374	136.7848	25.2525	2037.7374	25.2525	25.2525			
C ₅ H ₁₁ Cl														2525.2525	2525.2525	2525.2525		2525.2525	25.2525	375.2737	25.2525	2500.0000	375.2737	2500.0000	2500.0000	
Jumlah :	1694.8690	423.7185	2118.5820	2118.5820	1694.8660	1694.8660	2492.8823	623.2208	3116.1029	3116.1029	2492.8823	2492.8823	4187.7483	4187.7483	4187.7483	1468.1687	2721.5695	196.3070	2917.2877	196.3070	2525.2525	2413.0111	2525.2525	2525.2525		

KETERANGAN	VP	Vaporizer
ACC	Level Controller	
CD	Condenser	
CO	Cooler	
D	Decanter	
HE	Heater	
MD	Menara Distilasi	
P	Pompa	
R	Reaktor	
RB	Reboiler	
SP	Separator	
T	Tangki	

JURUSAN TEKNIK KIMIA
 FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
 UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
 YOGYAKARTA

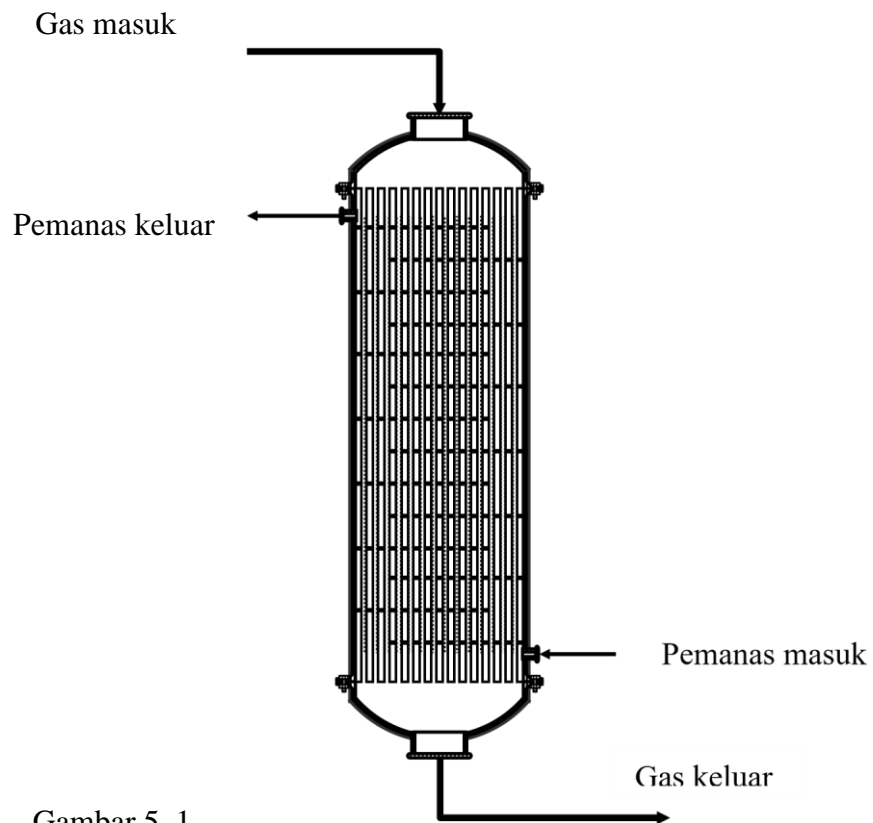
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
**PRARANCANGAN PABRIK AMYL CHLORIDE
 DARI PENTENE DAN HCL**
 KAPASITAS PRODUKSI : 20.000 TON / TAHUN

Dikembangkan oleh	No. Apts
N. A. M. A.	1. PIRBY ANDI 13521119
	2. RESITA TRISNA NINGTYAS 13521140
DOSEN PEMBIMBING : 1. Dr. Ir. Farham H M Saefi, MSE	

REAKTOR FIXED BED

Tugas = Mereaksikan *pentene* dengan HCl dengan katalis *aluminium triklorida* menjadi *amyl chloride*

Tipe Alat : Reaktor *fixed bed Multitubular*
 Kondisi operasi : T = 130 °C
 P = 3 atmosferis



Gambar 5. 1

Reaktor *fixed bed Multitubular*

NERACA MASSA

Umpan Masuk : $i\text{-C}_5\text{H}_{10}$ = 16,61 kg/jam

C ₅ H ₁₀	=	1678,25 kg/jam
HCl	=	872,51 kg/jam
H ₂ O	=	1620,37 kg/jam +
Total	=	<u>4187,75 kg/jam</u>



Katalis : *Aluminium Triklorida* (AlCl₃)

Konversi : 0,99 (99 %) terhadap C₅H₁₁Cl

Reaksi bisa ditulis :



Maka pada saat konversi = X_A

$$n_A = n_{AO}(1 - X_A) \quad n_b = n_{BO}$$

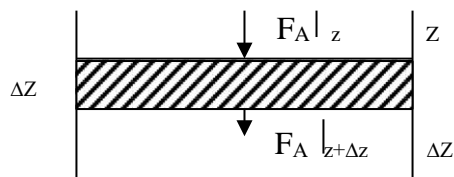
$$\square n_{AO} X_A \quad n_C = n_{AO} X_A$$

Maka pada konversi $X_A = 0,99$

Maka diperoleh hasil reaksi :

i-C ₅ H ₁₀	=	16,61 kg/jam
C ₅ H ₁₀	=	16,78 kg/jam
HCl	=	8,73 kg/jam
H ₂ O	=	1.620,37 kg/jam
C ₅ H ₁₁ Cl	=	2.525,25 kg/jam +
Total	=	<u>4.187,75 kg/jam</u>

1. MODEL MATEMATIS PADA ELEMEN VOLUME NERACA MASSA PADA ELEMEN VOLUME



Masuk – keluar = akumulasi

$$F_A|_z - [F_A|_{z+\Delta z} + (-r_A) dv] = \text{Acc}$$

$$dV = A \cdot \Delta z$$

$$\pi \cdot D_i^2$$

$$\text{dimana } A = \frac{\pi \cdot D_i^2}{4}$$

Neraca massa elemen volume juga meninjau ruang kosong di antara tumpukan katalis sehingga porositas (ϵ) berpengaruh. Porositas (ϵ) didapat dari Brown, fig.219 & 220.

Maka :

$$\pi \cdot D_i^2$$

$$dV = \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \Delta z$$

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} - (-r_A) \frac{\pi D_i^2}{4} \Delta z = 0$$

$$\frac{F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = (-r_A) \frac{\pi D_i^2}{4} \epsilon$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0}$$

$$- \frac{dF_A}{dz} = (-r_A) \cdot \frac{\pi \cdot D_i^2}{4} \epsilon$$

$$\text{Dimana : } F_A = F_{A0}(1 - X_A)$$

$$dF_A = - F_{A0} \cdot dX_A$$

$$F_{A0} \frac{dX_A}{dz} = \frac{(-r_A) \cdot \pi \cdot D_i^2}{4} \epsilon$$

$$dX_A = \frac{(-r_A) \cdot \pi \cdot D_i^2 \epsilon}{F_{A0}}$$

$$dz = 4F_{A0}$$

$(-r_A) = \text{kecepatan reaksi} = k \cdot C_A \cdot C_B$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(k \cdot C_A \cdot C_B) \cdot \pi \cdot D_i^2 \cdot \epsilon}{4F_{A0}}$$

$$C_A = \frac{F_{A0} - F_t}{RT}$$

$$= \frac{F_{A0}(1 - X_A)Pt}{F_t \cdot RT}$$

$$C_B = \frac{F_{B0} - F_t}{RT}$$

$$= \frac{F_{B0}(1 - X_A)Pt}{F_t \cdot RT}$$

Maka :

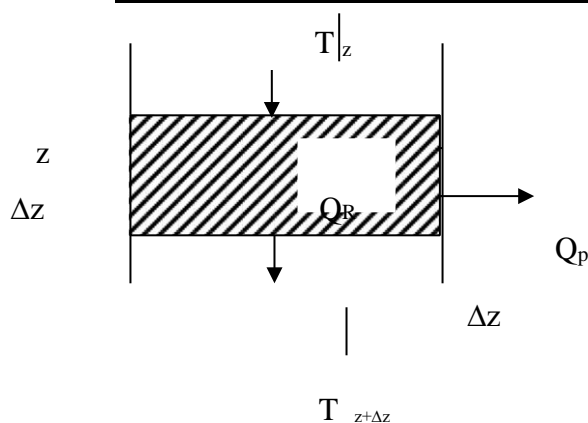
$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{\left(\frac{F_{A0}}{F_t} \cdot \frac{Pt}{RT}\right)^2 \cdot k(1 - X_A) \left(\frac{F_{B0}}{F_{A0}} - X_A\right) \cdot \pi \cdot D_i^2 \cdot \epsilon}{4F_{A0}} \dots\dots(1)$$

Dimana : dX^A Perubahan konversi persatuan panjang tumpukan

———— katalis

Δz
 d_i = Diameter dalam (in)
 ϵ = Porositas tumpukan katalis
 F_{A0} = Kecepatan molar A mula-mula (Kmol/jam)
 F_{B0} = Kecepatan molar B mula-mula (Kmol/jam)
 z = Tinggi Tumpukan katalis (in)
 X_A = Konversi zat A
 P_t = Tekanan Total (atm)
 k = konstanta kecepatan reaksi (lt/Kmol.jam)

2. NERACA PANAS PADA ELEMEN VOLUME



$$(\sum m.c_p (T_z - T_{z+\Delta z}) + Q_R) - (\epsilon m.c_p (T_{z+\Delta z} - T_z) + Q_p) = 0$$

$$Q_R = -\epsilon H_R.F_{A0} \cdot \epsilon X_A$$

$$Q_p = U.A.\Delta T$$

$$= U.\epsilon.D_0 \cdot \Delta z.(T_g - T_p)$$

$$\epsilon m.c_p (T_z - T_{z+\Delta z}) + (-\Delta H_R).F_{A0} \cdot \epsilon X_A - U.\epsilon.D_0.\Delta z.(T_g - T_p) = 0$$

$$\epsilon m.c_p (T_z - T_{z+\Delta z}) = \Delta H_R.F_{A0} \cdot \epsilon X_A + U.\epsilon.D_0 \cdot \Delta z.(T_g - T_p)$$

$$T_z - T_{z+\Delta z} = \frac{\epsilon H_R F_{A0} \epsilon X_A + U \epsilon D_0 (T_g - T_p)}{\epsilon m.c_p}$$

$$\frac{\sum m.C_p}{\rho_z} \frac{dT_z}{dz} = \frac{\Delta H_R F_{A0}}{\Delta z} - \frac{\Delta X_A}{\Delta z} U \cdot \pi \cdot D_o (T_g - T_p)$$

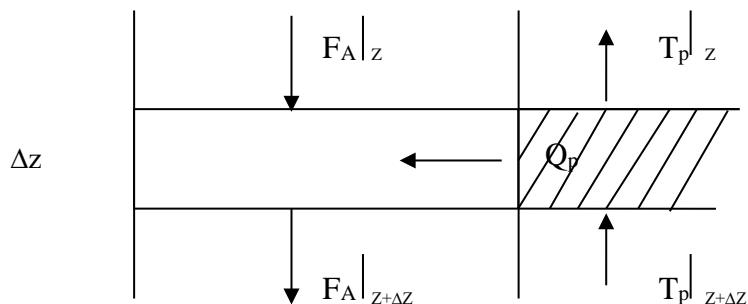
$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{dT_z}{dz} = \frac{\Delta H_R F_{A0} \overline{\Delta X_{\Delta z}}}{m.C_p} - U \cdot \pi \cdot D_o (T_g - T_p)$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{-\Delta H_R F_{A0} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} - U \cdot \pi \cdot D_o (T_g - T_p)}{m.C_p} \dots\dots\dots(2)$$

- dimana : m = Laju alir komponen (kmol/jam)
- dT/dZ = perubahan suhu persatuan panjang tumpukan katalis
- π H_R = panas reaksi (kjoule/kmol)
- U = over all heat transfer coefficient (kjoule/jam.in².K)
- D_o = diameter luar (in)
- T_g = suhu gas (K)
- T_p = suhu Pendingin (K)
- T_o = Suhu *reference* (K)
- C_p = kapasitas panas (kjoule/kmol.K)

3. NERACA PANAS UNTUK PENDINGIN PADA ELEMEN VOLUME

Tinjauan : elemen panas pendingin



Panas Masuk – Panas keluar = akumulasi $m_p.C_{pp} \cdot (T_p$

$$|_{z+\Delta z} - T_o) + Q_p - m_p.C_{pp} \cdot (T_p |_{z} - T_o) = 0$$

$Q_p = U.A. \Delta T$; dimana : $A = \pi.D_o.\Delta z.$ dan $\Delta T = (T_g - T_p)$

Sehingga $Q_p = U.\pi. Do.\Delta z. (T_g - T_p)$

$$m_p. C_{pp}. (T_p |_{z+\Delta z} - T_p |_{z}) = - U.\pi. Do.\Delta z. (T_g - T_p)$$

: $m_p. C_{pp}. \Delta z$

$$\frac{T_p |_{z+\Delta z} - T_p |_{z}}{\Delta z} = \frac{- U.\pi. Do. (T_g - T_p)}{m. Cp}$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U.\pi.Do. (T_g - T_p)}{(m.Cp)_p}$$

.....(3)

4. PENURUNAN TEKANAN (*PRESSURE DROP*)

Penurunan tekanan dalam pipa yang berisi katalisator (*fixed bed*) menggunakan rumus 11.6 (*Chapter 11, Rase*) hal 492, *Chemical Reactor Design for Process Plants*.

$$\frac{dP}{dz} = \frac{150(1 + \frac{D_p}{3})^2}{D_p^3} G^2 + 1.75 \frac{G^3}{D_p^5}$$

Persamaan di atas dapat ditulis :

$$\frac{dP}{dz} = \frac{f_k \cdot G^2}{D_p \cdot \rho_f} \quad \dots\dots\dots(4)$$

dimana :

$$f_k = 1,75 \left(\frac{150}{D_p \cdot G} \right)^{1,75}$$

$D_p \cdot G / \mu$ dimana : dP

— perubahan tekanan per satuan panjang tumpukan katalis
dz

f_k = faktor friksi

g_c = konstanta gravitasi (9.8 m/s²)

G = kecepatan aliran massa gas dalam pipa, g/cm²

ρ_f = densitas gas, g/cm³

D_p = diameter partikel katalisator, cm

ϵ = porositas tumpukan katalisator

μ = viskositas gas, (g/cm.jam)

OVERALL HEAT TRANSFER

1. Koefisien transfer panas pipa (hio)

Dari pers. 6-2, Kern 1965 diperoleh :

$$h_i = 0,027 \left(\frac{D_p \cdot G}{\mu} \right)^{0,8} \left(\frac{C_p \cdot k}{\mu} \right)^{1/3} \quad \dots\dots\dots(5)$$

Bilangan Reynold : $Re = \frac{Gt}{Di \cdot \mu}$

$C_p \cdot \mu$

Bilangan Prant : $Pr = \frac{Gt \cdot D_p}{k}$

$Gt = \frac{M_t}{A_p}$

Persamaan diatas berlaku untuk *organic liquid*, larutan *aqueous*, dan gas pada $Re > 10.000$ dimana :

- D_p = diameter partikel katalis
- D_i = diameter dalam pipa
- k = konduktivitas thermal
- μ = viskositas gas
- C_p = panas jenis gas
- Gt = kecepatan massa per satuan luas
- h_i = koefisien transfer panas pipa dalam

$$h_o = h_i \cdot \frac{D_i}{OD}$$

.....(Kern,1983)

2. Koefisien transfer panas dinding pipa dalam *shell* (h_o) Dari persamaan(Kern,1983,p137)

$$h_o = 0,036 \cdot \frac{k_p}{De} \cdot Re^{0,55} \cdot Pr^{0,33} \cdot \frac{C_p}{\mu_p}$$

$$h_o = 0,036 \cdot \frac{k_p}{De} \cdot Re^{0,55} \cdot Pr^{0,33} \cdot \frac{C_p}{\mu_p}$$

.....(6)

$Re = \frac{De \cdot G_p}{\mu_p}$

$C_p \cdot \mu_p$

$$Pr = \frac{\mu}{k_p}$$

$$Gs = \frac{M_s}{A_s}$$

Persamaan diatas berlaku untuk Re antara 2000 – 1.000.000

di mana :

h_o = koefisien transfer panas

D_e = diameter equivalent

G_p = kecepatan massa pemanas per satuan luas

μ_p = viskositas pemanas k_p =

konduktivitas thermal pemanas

C_{p_p} = panas spesifik pemanas

3. Overall heat transfer

$$U_d = \frac{U_c}{U_c \cdot R_d \cdot \Delta 1}$$

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} \cdot \Delta h_o}$$

....(Pers. 6.5, Kern, 1965 hal 105)

dimana:

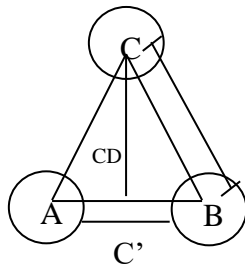
U_c = *overall heat transfer* bersih

U_d = *overall heat transfer* kotor

R_d = tahanan panas pada saat kotor

LAY OUT PIPA DALAM REAKTOR (Kern, 1983, P. 139)

Pipa dalam reaktor disusun secara “*Triangular pitch*”, (Segitiga sama sisi), agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam shell menjadi besar, sehingga akan memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi (h_o)



P_T = Jarak antara 2 pusat pipa

$$\text{Pitch } P_T = 1,25 \text{ OD}$$

$$C' = \text{Clearance} = P_T - \text{OD}$$

$$CD = P_T \sin 60^\circ$$

dimana :

$$P_T = 1,25 \times 4,5 \text{ in} = 5,6 \text{ in} = 14,29 \text{ cm}$$

$$C' = 5,6 \text{ in} - 4,5 \text{ in} = 1,25 \text{ in} = 2,9 \text{ cm}$$

$$CD = 5,6 \text{ in} \times \sin 60^\circ = 1,7 \text{ in} = 4,3 \text{ cm}$$

PEMILIHAN PIPA

Dipilih berdasarkan Rase, H.F., "Chemical Reactor Design for Process

Plants", (1997), John Wiley and Son, Inc., N.Y, vol. I, hal. 535. Diameter berkisar antara 1 in sampai 2 in.

Pada perancangan ini dipilih:

$$I P_s = 4 \text{ in}$$

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

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

$$\text{Sch} = 40$$

DIAMETER SHELL

Untuk menghitung diameter *shell*, dicari luas penampang *shell* total (A total)

$$A_{\text{total}} = 2 \cdot N \cdot (A_{\text{pipa}} + A_{\text{antar pipa}})$$

$$= 2 \cdot N \cdot (\text{luas segitiga ABC})$$

$$\frac{\pi}{4} \cdot \text{IDS}^2 = 2 \cdot N \cdot (1/2 \cdot P_T^2 \cdot \sin 60^\circ)$$

$$\text{IDS} = \frac{\sqrt{4 \cdot N \cdot P_T^2 \cdot 0,866}}{\pi}$$

$$\text{IDS} = \text{diameter dalam shell, m}$$

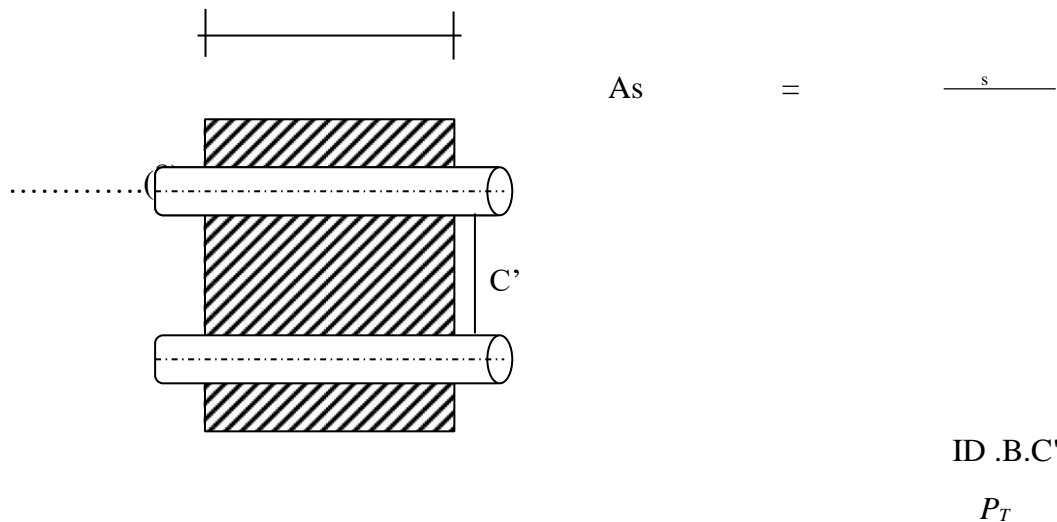
(Kern, 1950)

$$\text{IDS} = \frac{\sqrt{4 \times 2000 \times 14,29^2 \cdot 0,866}}{3,14} = 671,11 \text{ cm} = 6,71 \text{ m}$$

BAFFLE SPACING (Bs)

Untuk memperbesar turbulensi dalam shell, maka diantara tube-tube dipasang *baffle* (penghalang). Kern, 1950 Diambil *Baffle spacing* (Bs) = $\frac{1}{4} \cdot \text{IDs}$

Luas *Shell* (As) ;



dimana :

B = Jarak *baffle*, cm

C' = *Clearance*, cm

P_T = *Pitch*, cm

IDs = Diameter dalam *shell*, cm

A_s = *Flow area shell*, cm²

DIAMETER EQUIVALEN (De)

Diameter equivalen dapat dipahami sebagai diameter dari area dalam *shell*, bila dipandang sebagai pipa (Kern, 1983) p.139

Diameter ekuivalen untuk susunan pipa “*Triangular Pitch*” dapat dihitung dengan rumus ;

$$De = \frac{4x(0.5.P_T \times 0.866.P_T - 0.5.\pi.O D^2/4)}{0.5.\pi.O D}$$

Dengan

:

De = Diameter ekuivalen, m

P_T = *pitch*, m

OD = diameter luar tube, m

(Kern, 1950)

KATALISATOR (Rase, 1977)

Katalisator yang digunakan berupa *Aluminium Triklorida* dengan yaitu Padatan (Kristal Padat), berbentuk serbuk, berbau takam dan mengiritasi, berwarna putih, kuning atau abu-abu, berasa manis, asam.

Dapat mengalami perubahan dari serbuk menjadi cair jika terpapar dan mengabsorpsi kelembaban udara.

- Rumus Molekul : AlCl₃
- Berat Molekul : 133,34
- Titik Lebur : 190⁰C (374⁰C)
- Tekanan Uap 1 mmHg @ 100⁰C, Berat jenis (air=1) @25⁰C
- Diameter (D) : 0,3175 cm
- Tebal : 0,3175 cm

Mempunyai sifat larut dalam *alcohol*, karbon *tetraklorida*, *benzofenon*, *nitrobenzene*, eter dan *benzene* serta sedikit larut dalam klorofom

(Badan POM RI, 2012)

DIAMETER PARTIKEL (D_p)

Yaitu diameter partikel katalis yang ekuivalen dengan diameter bola dengan volume yang sama dengan volume katalis (Rase, 1977, p.493)

$$V_{kat} = \frac{\pi.D^2}{4}.H$$

$$= \frac{\pi}{4} \cdot 0,3175^2 \cdot 0,3175$$

$$= 0,025125 \text{ cm}^3$$

V bola = V kat

$$V \text{ Bola} = \frac{\pi \cdot Dp^3}{4}$$

Maka :

$$Dp = \sqrt[3]{\frac{V_B \cdot 6}{\pi}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{0,025125 \cdot 6}{\pi}}$$

$$= 0,36345 \text{ cm}$$

SIFAT FISIS

a) Spesifik Heat

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

Komponen	A	B	C	D	E
HCl	29,244	0,0012615	0,000001121	4,968E-09	-2,4963E-12
C5H10	37,101	0,23664	0,00011834	-2,11E-07	6,8054E-11
C5H11Cl	22,357	0,41358	-0,00012716	-4,78E-08	2,7004E-11

(Yaws,1999)

$$C_p = \sum C_{pi} \cdot y_i$$

b) Konduktivitas Thermal

$$\tau_i = \frac{T_c^{1/6} \cdot B M^{1/2}}{P_c^{2/3}}$$

$$k = ((14,54 \cdot T/T_c) - 5,14)^{2/3} \cdot C_p/\tau_i \cdot 10^6$$

Komponen	Tc (Celcius)	Pc (atm)
C ₅ H ₁₁ Cl	295	33,06
HCl	51,65	81,5
H ₂	191,78	34,8285

c) Sifat Pendingin $C_p = 3.5966936 \text{ kJ/kg K} = 33698.268 \text{ kJ/m.s.K}$

$$K_\mu = 0.0005718 \text{ kg/m.s}$$

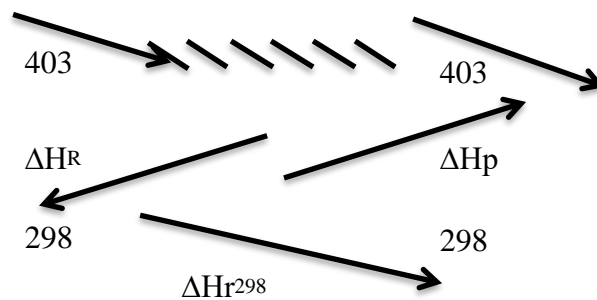
PANAS REAKSI

Basis = 1 gmol

$$\begin{aligned} \Delta H_{r^{\circ}298} &= \Delta H_{r^{\circ}298\text{produk}} - \Delta H_{r^{\circ}298\text{reaktan}} \\ &= (\Delta H^{\circ}f \text{ C}_5\text{H}_{11}\text{Cl})_{\text{produk}} - (\Delta H^{\circ}f \text{ C}_5\text{H}_{10} + \Delta H^{\circ}f \text{ HCl})_{\text{reaktan}} \\ &= (-175.023,5922) - (5.576,26598) \\ &= -43.218,5865 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Mencari panas reaksi pada suhu T (ΔH_{rT})

$$\Delta H_{rT} = \Delta H_{r(reaktan)} + \Delta H_{r^{\circ}298} + \Delta H_{p(\text{produk})}$$



Kondisi Panas Reaksi tiap komponen

Data C_p untuk masing-masing komponen adalah sebagai berikut:

Tabel 8. Komponen C_p

Komponen	A	B	C	D	E
HCl	29,244	0,0012615	0,000001121	4,968E-09	-2,4963E-12

C5H10	37,101	0,23664	0,00011834	-2,11E-07	6,8054E-11
C5H11Cl	22,357	0,41358	-0,00012716	-4,78E-08	2,7004E-11

(Yaws,1999)

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 \text{ (joule/mol.K)}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_R &= \sum_{403}^{298} C_p dT \\ &= 715.492,26 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_P &= \sum_{298}^{403} C_p dT \\ \Delta H_P &= 561.108,91 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \Delta H_{RT} &= \Delta H_R + \Delta H_{r298} - \Delta H_P \\ &= 715.492,26 \text{ kJ/kmol} + -43.218,5865 \text{ kJ/mol} - 561.108,91 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\Delta H_{RT} = -197.601,9318 \text{ kJ/kmol}$$

Menghitung Tebal Shell

Tebal dinding selongsong (*shell*) dihitung dengan persamaan 13.42 Sinnott, “*Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*” (2008), Mc.Graw Hill halaman 1007.

Digunakan bahan *Stainless Steel SA 167 grade C*

Tekanan <i>design</i> (P)	= 52,92 psi
Tekanan yang di izinkan (f)	= 12.650 psi
Faktor koreksi (c)	= 0,125
efisiensi sambungan (e)	= 0,85
Ids	= 264,22 in

Tebal Shell :

$$ts \square \frac{Pxr}{fxE \square 0.6P}$$

$$ts = \frac{52,92 \cdot \frac{264,22}{2}}{12.650 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 52,92} + 0,125$$

$$= 0,77 \text{ in} \quad \dots(\text{pers.13.42 hal 1007 Sinnott,2008})$$

Dipakai tebal *shell* 1 in (hal 362 brownell & young, 1959).

Menghitung tebal head

Bentuk head : *Ellipsoidal Head*

Digunakan bahan Stainless steel SA 167 grade C

Tekanan *design* (P_g) = 3 atm (44,1 psi)

Allowable stress (S) = 15100 psi

efisiensi sambungan (e) = 0,85

I_{ds} = 82,672 in

Tebal *Head* :

$$tH \square \frac{P \cdot I_{Ds}}{2 \cdot f \cdot E \square 0,2P}$$

$$th = \frac{52,92 \cdot 264,22}{12.650 \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 52,92}$$

$$= 0,78 \text{ in} \quad \dots\dots(\text{hal 1100 sinnott,2008})$$

Dipakai tebal *head* 1 in (hal 362 brownell & young, 1959)

Dimana :

f = allowable stress (Psi) e

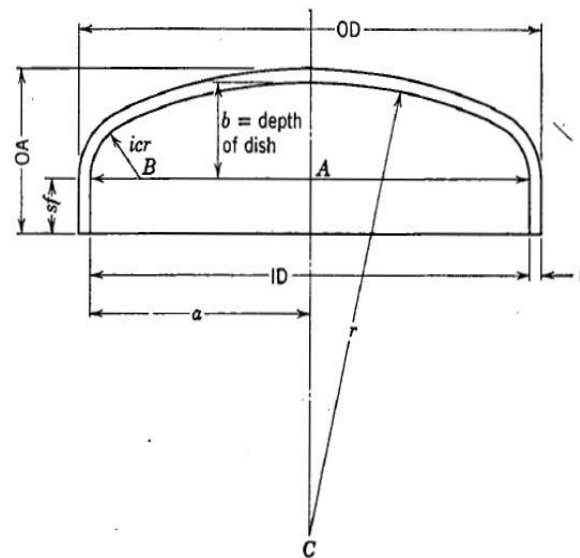
= efisiensi sambungan

P = tekanan perancangan menurut alatukur (Psi)

ID_s = diameter dalam selongsong (in) th = tebal penutup (in)

Menghitung Tinggi Head

Tinggi Penutup



Reaktor Tinggi Penutup

Data perhitungan

icr		=	14,438 In
R		=	180 In
A	$ID_s/2$	=	132,1087692 In
AB	$a - icr$	=	117,6712692 In
BC	$r - icr$	=	165,5625 In

AC	$(BC^2 - AB^2)^{1/2}$	=	116,4663634 In
B	r - AC	=	63,53363661 In
Sf		=	4 In

$$\begin{aligned} OA &= sf + B + th \\ &= 4 + 63,53 + 1 \\ &= 68,53 \text{ in} \end{aligned}$$

Tinggi Total = Tinggi katalis + 2 × Tinggi *Ballast* + 2 × Tinggi *Head*

Tinggi *ballast* = 2.5 in (Rase, H.F., “*Chemical Reactor Design*” (1977, John Willey)

$$\begin{aligned} &= 2.5 \text{ in (0,0254m/in)} \\ &= 0.0635 \text{ m} \\ &= 2,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= 5,5 \text{ m} + 2 \times (0,0635 \text{ m}) + 2 \times (1,7408) \\ &= 9,1 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar reaktor} &= \text{diameter shell} + 2 \cdot \text{tebal shell} \\ &= 6,71 \text{ m} + 2 \cdot 0,019812 \text{ m} \\ &= 6,75 \text{ m} \end{aligned}$$

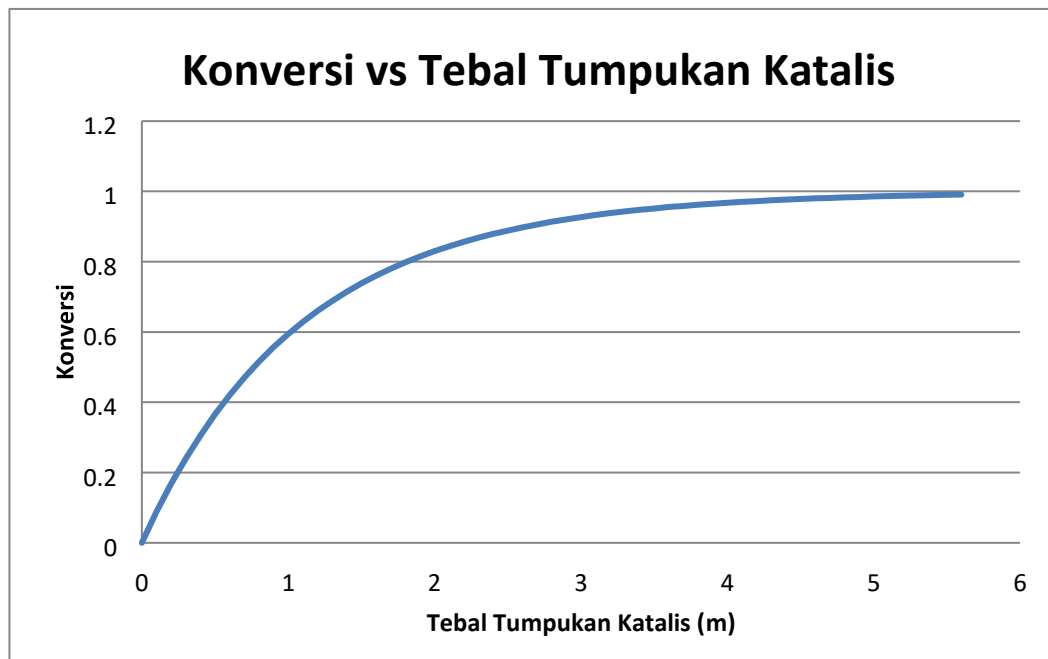
Perhitungan Hasil Simulasi Panjang Reaktor Menggunakan Metode Range Kutta Stage 1

Δz	0,1000		
$z \text{ (m)}$	x	$T \text{ (K)}$	$T_s \text{ (K)}$
0	0	403,1500	302
0,10	0,08785	403,0521	302,6597

0,20	0,16762	402,9591	303,3153
0,30	0,24010	402,8700	303,9668
0,40	0,30599	402,7844	304,6143
0,50	0,36593	402,7016	305,2579
0,60	0,42048	402,6214	305,8974
0,70	0,47016	402,5433	306,5331
0,80	0,51541	402,4672	307,1648
0,90	0,55665	402,3928	307,7926
1,00	0,59425	402,3199	308,4166
1,10	0,62854	402,2485	309,0367
1,20	0,65983	402,1784	309,6530
1,30	0,68839	402,1095	310,2655
1,40	0,71447	402,0416	310,8742
1,50	0,73829	401,9748	311,4791
1,60	0,76006	401,9089	312,0803
1,70	0,77995	401,8440	312,6777
1,80	0,79814	401,7798	313,2714
1,90	0,81478	401,7165	313,8614
2,00	0,83000	401,6539	314,4477
2,10	0,84392	401,5920	315,0303
2,20	0,85667	401,5308	315,6093
2,30	0,86835	401,4703	316,1846
2,40	0,87904	401,4103	316,7563
2,50	0,88884	401,3510	317,3244
2,60	0,89782	401,2923	317,8889
2,70	0,90605	401,2342	318,4498
2,80	0,91360	401,1765	319,0071
2,90	0,92052	401,1195	319,5609
3,00	0,92687	401,0629	320,1112
3,10	0,93270	401,0069	320,6579
3,20	0,93805	400,9513	321,2011
3,30	0,94296	400,8962	321,7409
3,40	0,94747	400,8416	322,2771

3,50	0,95161	400,7875	322,8099
3,60	0,95542	400,7338	323,3393
3,70	0,95892	400,6805	323,8652
3,80	0,96213	400,6277	324,3877
3,90	0,96509	400,5754	324,9068
4,00	0,96781	400,5234	325,4225
4,10	0,97031	400,4719	325,9349
4,20	0,97261	400,4208	326,4439
4,30	0,97473	400,3700	326,9495
4,40	0,97668	400,3197	327,4518
4,50	0,97847	400,2698	327,9509
4,60	0,98012	400,2203	328,4466
4,70	0,98165	400,1712	328,9390
4,80	0,98305	400,1224	329,4282
4,90	0,98434	400,0740	329,9142
5,00	0,98553	400,0261	330,3969
5,10	0,98663	399,9784	330,8764
5,20	0,98764	399,9312	331,3526
5,30	0,98858	399,8843	331,8257
5,40	0,98944	399,8378	332,2957
5,50	0,99023	399,7916	332,7624
5,60	0,99096	399,7458	333,2261

Dari tabel diatas diperoleh grafik hubungan antara konversi vs Tebal Katalis



RINGKASAN REAKTOR (R – 01)

Jenis alat	: Reaktor <i>fixed bed multitube</i> .	
Kondisi operasi	Suhu masuk	: 403 K
	Suhu keluar	: 403,0797 K
	Tekanan	: 3 atm
Dimensi	Diameter <i>shell</i>	: 6,71 m
	Tinggi katalis	: 5,5 m
	Tebal dinding <i>shell</i>	: 1 in
	Tebal <i>head</i>	: 1 in
	Tinggi <i>head</i>	: 1,7 m
	Tinggi reaktor	: 9,1 m
	Diameter luar reaktor:	6,75 m

Jumlah pipa	: 1952 buah
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel grade C</i>
Jumlah	: 1 unit

Media Pemanas

Media pemanas yang digunakan adalah Air

Kecepatan massa	= 5 kg/detik
Suhu masuk	= 303 K
Suhu Keluar	= 307,6347 K

Ukuran pipa

Diameter luar pipa	= 11,43 cm
Diameter dalam pipa	= 10,23 cm
Jumlah pipa	= 1952 buah
Jarak antara baffle	= 1,7 m
Baffle jenis segment	

Data katalis

Katalis yang digunakan adalah Alumunium Triklorida (AlCl_3)

Bentuk fisik	= butiran
Diameter	= 0,3635 cm
Porositas	= 0,589
Pressure drop	= 0,0001 atm
A_p (luas penampang pipa)	$= \frac{\pi D_i^2}{4}$
	$= 3,14 \times 10,23^2$
	4

$$\begin{aligned}
 &= 82,1 \text{ cm}^2 \\
 \text{Volume katalis} &= N_p \times A_p \times z \\
 &= 1.952 \times 82,1 \text{ cm}^2 \times 550 \text{ cm} \\
 &= 88.142.560 \text{ cm}^3 \\
 &= 88,14 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Rapat massa katalis} = 2,398 \text{ g/ cm}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa katalis} &= \text{volume katalis} \times \text{rapat massa katalis} \\
 &= 143.485,7 \text{ cm}^3 \times 2,398 \text{ g/ cm}^3 \\
 &= 344.078,7 \text{ g} \\
 &= 344,08 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\text{Kecepatan massa umpan per pipa} = \text{Kecepatan}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\text{Massa Total Jumlah Pipa}}{1952} \\
 &= \frac{1.821,9 \text{ kg/jam}}{1952} \\
 &= 0,93 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$