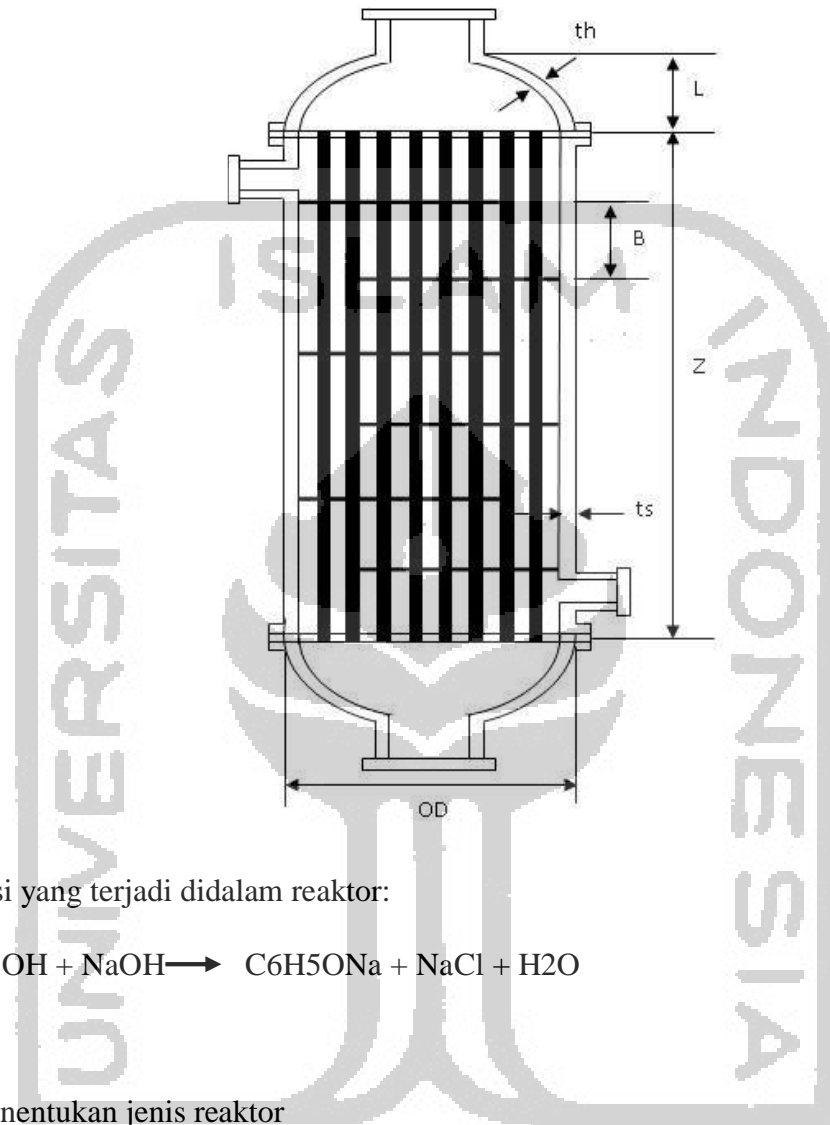


LAMPIRAN



REAKTOR

- Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*
- Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara klorobenzen dan NaOH menjadi C_6H_5ONa
- Kondisi Operasi : Suhu = $300^{\circ}C$
Tekanan = 1 atm
Reaksi = Endotermis
- Tujuan :
1. Menentukan jenis reaktor
 2. Menentukan bahan konstruksi
 3. Menentukan kondisi umpan
 4. Menentukan spesifikasi *shell and tube*
 5. Menghitung panjang tube
 6. Menghitung berat katalis
 7. Menghitung *pressure drop*
 8. Menghitung tinggi reaktor
 9. Menghitung volume reaktor
- 



Reaksi yang terjadi didalam reaktor:



1. Menentukan jenis reaktor

Dipilih reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai (Hill, 1997)

berikut:

- a. zat pereaksi berupa fasa gas dengan katalis padat
- b. umur katalis panjang 12-15 bulan
- c. reaksi endotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pemanas berlangsung optimal

- d. tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- e. pengendalian suhu relatif mudah karena menggunakan tipe *shell and tube*
- f. *Presssure drop* lebih kecil daripada *fluidized bed reactor*
- g. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor
- h. Mencegah terjadinya *partial melting*, akibat dari naiknya temperatur (profil suhu reaktor vs panjang tube) bila memakai single tube, dikhawatirkan suhu makin naik secara konstan.

3. Menentukan Kondisi Umpan

a. Menghitung Density Gas Umpan (ρ)

Untuk menghitung density umpan maka digunakan persamaan virial, sebagai berikut :

Komponen	Fiout (kg/jam)	Xi	kg/m ³	rho x Xi	Fv =m/ ρ
C ₆ H ₅ Cl	305,1065	0,0233	391,6646666	9,108098704	7,7900
NaOH	216,9646	0,0465	319,5729237	14,86323368	6,7892
C ₆ H ₅ ONa	2831,3881	0,0000	391,9121599	0	72,2455
NaCl	1427,8983	0,0000	445,8281861	0	32,0280
H ₂ O	19967,0479	0,9302	362,1231345	336,8597891	551,3884
TOTAL	24748,4053	1,0000	1911,101071	360,8311215	670,2410

Dari tabel diperoleh densitas campuran = 1911,101071 kg/m³ = 1,911101 gr/cm³

b. Menghitung Viskositas Gas Umpan (μ)

Komponen	A	B	C	Log μ	μ (cP)
C6H5Cl	-14,868	3,1615E-01	-4,2899E-05	-1,0056	0,09870793
NaOH	-5,820	1,03E-01	-4,5500E-08	0,7832	6,06989765
C6H5ONa	-7,77170	1,40E+03	0,014653	-0,7091	0,19539835
NaCl	1,624	8,59E-02	1,82E-06	-7,3277	4,7023E-08
H2O	-36,826	4,29E-01	-1,62E-05	-3,2043	0,00062479
TOTAL					6,36462876

Sumber: Yaws, Chemical Properties Handbook

Dari table diperoleh viskositas campuran umpan adalah 6,36462876 cP

c. Menghitung Konduktivitas Gas Umpan (k)

Komponen	A	B	C	log K	K
C6H5Cl	-0,00974	4,5774E-05	4,3529E-08	-1,6491	0,2244
NaOH	-0,00113	1,9961E-05	-8,824E-12	0,7333	0,7333
C6H5ONa	-1,3942	0,6571	7,865	-1,3903	0,4071
NaCl	0,00015	7,9407E-06	1,6779E-10	36,4717	36,4717
H2O	-0,00053	4,709E-05	4,9551E-08	4,1871	4,1871
TOTAL					42,0236

Sumber: Yaws, Chemical Properties Handbook

Dari table diperoleh Konduktivitas umpan adalah 42,0236 W/m.K

d. Menghitung Kapasitas Panas Umpan (Cp)

Komponen	a	B	c	d	e	Cp
C6H5Cl	64,358	0,61906	-0,0016346	1,0478E-06	-4,6892E-11	79,4847
NaOH	22,246	1,4234E-01	-2,4264E-04	1,1863E-09	-3,102E-11	86,0929
C6H5ONa	36,962	0,95817	-0,0035846	0,000005399	4,2266E-11	425,1180
NaCl	26,445	5,083E-02	-8,5459E-05	5,5116E-09	7,1078E-12	78,5576
H2O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07	-1,713E-10	100,501
TOTAL						769,755

Sumber : Yaws, Chemical Properties Handbook

Dari table diperoleh Kapasitas panas umpan adalah 769,755 cP

4. Menentukan Spesifikasi Shell dan Tube

Reaktan / umpan masuk ke dalam tube, sedangkan air pemanas masuk ke dalam shell.

a. Menentukan jenis dan ukuran tube

Jenis Tube = Shell and Tube

Susunan tube = Triangular

- Sch 40, L = 20 ft
- OD = 1 1/2 in
- BWG = 18 in
- ID = 1.37 in
- a't = 1.47 in²
- At = 0.3925 ft²

b. Menghitung mass velocity umpan (Gt)

Asumsi $Re = 500$

$$Gt = \frac{Re \times \mu}{Dt}$$

$$Gt = 15.273.516,272$$

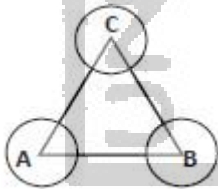
c. Menentukan jumlah tube (Nt)

$$A = \frac{Q \text{ pendingin}}{Ud \times \Delta LMTD}$$

$$Nt = \frac{A}{(\text{Surface per lin ft} \times L)}$$

$$Nt = 45,359 \text{ buah}$$

Nilai Nt distandarisasi = 54 buah (dari data table 9 kern hal 842)



$$\text{Luas ABC} = \frac{1}{2} \times AB \times \text{Pitch} \sin 60$$

$$\text{Luas Arsir} = \pi/8 \times OD^2$$

$$\text{Free area} = \text{Luas ABC} - \text{Luas Arsir}$$

$$\text{Clearance (C'')} = \text{Pitch} - OD$$

Dalam hal ini

$$\text{Pitch tube (Pt)} = 1,25 \times Odt = 1,875 \text{ in}$$

Clearance (C'') = PT – Odt = 0,375 in

d. Menghitung diameter shell (IDs)

$$D_s = \frac{\sqrt{4 \times Nt \times PT^2 \times 0,866}}{\pi}$$
$$= 2,4422\text{m}$$

e. Menghitung baffle space (B)

$$\text{Baffle space (B)} = 0,75 \times D_s = 1,831 \text{ m}$$

f. Menghitung flow area shell

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{Pt}$$

$$a_s = 0,3268 \text{ m}$$

g. Menghitung mass velocity sisi shell (air pendingin)

$$W_s (\text{laju air pendingin}) = 87816,9611 \text{ kg/jam} = 193603,0288 \text{ lb/jam}$$

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

$$G_s = 26957,7248 \text{ kg/m}^2\text{jam}$$

h. Menghitung bilangan reynold sisi shell (air pendingin)

$$Res = \frac{De \times G_s}{\mu}$$

$$Res = 161.1115$$

i. Menghitung koefisien perpindahan panas Shell, Air Pendingin

➤ **Menghitung Bilangan Prandtl (Pr)**

$$C_p = 108,9880 \text{ Btu/lb.F}$$

$$k = 1,3528 \text{ lb/ft.jam}$$

$$NPr_{Shell} = \frac{C_p \times \mu}{K} = \frac{0,004191 \times 3,06001}{1232,3} = 0,0000104$$

➤ **Menentukan jH**

Dari figure 28 Kern diperoleh nilai $jH = 500$

➤ **Menghitung koefisien perpindahan panas (ho)**

$$h_o = jH \frac{k}{De} Pr^{1/3}$$

$$h_o = 58,0926 \text{ J/Jam K m}^2$$

Tube (Reaktan)

➤ **Menentukan Bilangan Prandtl (Pr)**

$$NPr = \frac{C_p \times \mu}{k}$$

$$NPr_{Tube} = \frac{C_p}{B_m} \times \frac{\mu}{K} = \frac{587073,7360 \times 0,0003}{78,052 \times 159222,250} = 0,0000157$$

➤ **Menentukan jH**

Dari figure 28 Kern diperoleh nilai $jH = 500$

➤ **Menentukan koefisien perpindahan panas (hi)**

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

$$h_i = 1.458.358,8071 \text{ J/Jam K m}^2$$

- **Koreksi h_i ke permukaan pada diameter luar tube**

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

$$h_{io} = 1.331.967,7105 \text{ J/Jam K m}^2$$

- **Menghitung koefisien perpindahan panas bersih (U_c)**

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_c = 58,0428 \text{ J/JamKm}^2$$

- **Menghitung Dirt Overall Coefficient (U_d)**

$$R_d \text{ yang dikehendaki} = 0,002$$

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_c} + R_d$$

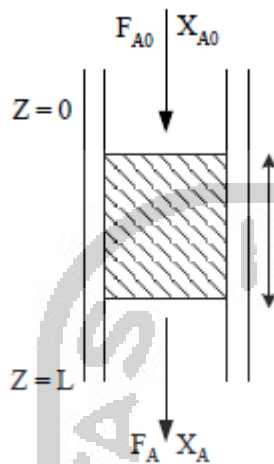
$$U_d = 58.0424 \text{ J/JamKm}^2$$

5. Menghitung Panjang Tube (L_t)

Untuk menghitung tube, maka perlu memperhatikan perubahan konversi tiap panjang tube. Panjang tube yang diinginkan adalah saat reaksi mencapai konversi maksimal.

a. Perubahan Konversi Tiap Satuan Panjang Tube

$$\text{Elemen Volume dalam satu tube} = \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times \Delta Z$$



Neraca massa komponen pada elemen volum untuk semua tube :

Laju input – laju output + laju reaksi = laju akumulasi

Pada keadaan steady state laju akumulasi = 0

$$F_{A|Z} - F_{A|Z+\Delta Z} - (-rA)\Delta W = 0$$

dimana

$$\Delta W = \Delta V t \times \rho B$$

$$\rho B = \rho \times (1 - \epsilon)$$

$$\Delta V t = N t \times A \times \Delta Z$$

$$A = \pi/4 (IDt^2)$$

Sehingga persamaan diatas menjadi

$$F_{A|Z} - F_{A|Z+\Delta Z} - (-rA) \cdot N t \times \pi/4 (IDt^2) \cdot \Delta Z \cdot \rho \times (1 - \epsilon) = 0$$

$$F_{A|Z} - F_{A|Z+\Delta Z} = (-rA) \cdot N t \times \pi/4 (IDt^2) \cdot \Delta Z \cdot \rho \times (1 - \epsilon)$$

$$\frac{F_{A|Z} - F_{A|Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = (-rA) \cdot N t \times \pi/4 (IDt^2) \cdot \rho \times (1 - \epsilon)$$

Limit $\Delta Z \rightarrow 0$, maka

$$\frac{-dF_A}{dz} = (-r_A) \cdot N_t \times \pi/4 (IDt^2) \cdot \rho \times (1 - \varepsilon)$$

Karena

$$F_A = F_{A0} (1 - X_A)$$

$$dF_A = d(F_{A0} (1 - X_A))$$

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

$$\frac{F_{A0} \cdot dX_A}{dz} = (-r_A) \cdot N_t \times \pi/4 (IDt^2) \cdot \rho \times (1 - \varepsilon)$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{(-r_A) \cdot N_t \cdot \frac{\pi}{4} IDt^2 \rho (1 - \varepsilon)}{F_{A0}}$$

Keterangan :

ε = porositas katalis

A = luas perpindahan panas

$F_A|_z$ = laju alir masuk elemen volume

$F_A|_{z+\Delta z}$ = laju alir keluar elemen volume

IDt = diameter dalam tube

N_t = jumlah tube

$-r_A$ = kecepatan reaksi, mol A yang bereaksi /gr katalis detik

V_t = volume tube

W = berat katalis

Z = panjang tube

ρ = densitas katalis

B = bulk density katalis

➤ **Reaksi**

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor adalah



➤ **Arus Masuk Reaktor**

Komponen	BM	Massa	Mol	Fraksi	Bm x i
		Kg/jam	kmol/jam	mol(i)	
C6H5ONa	112,500	3051,06474	27,121	0,0233	2,6162
NaOH	40	2169,646037	54,241	0,0465	1,8604
C6H5ONa	116	0	0,000	0,0000	0,0000
NaCl	58,5	0	0,000	0,0000	0,0000
H2O	18	19527,69453	1084,872	0,9302	16,7442
TOTAL		24748,4053	1166,234	1	21,2208

➤ **Persamaan kecepatan reaksi**

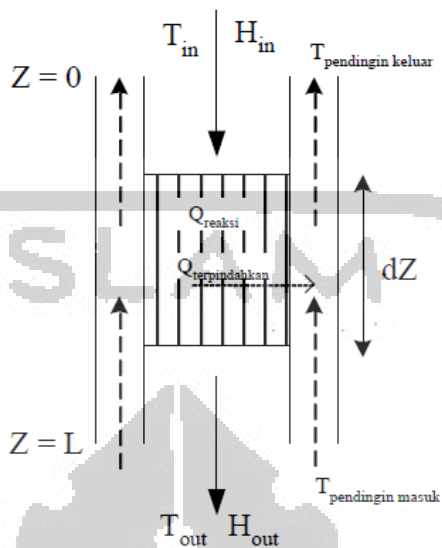
$$(-r_A) = k \cdot C_A \cdot C_B$$

b. Perubahan suhu tiap satuan panjang tube

Reaktor *fixed bed multitube* menyerupai alat penukar kalor, dimana gas mengalir di dalam tube yang berisi katalis dan media pemanas mengalir diluarnya (shell) secara laawan arah.

$$\text{Laju Panas Masuk} - \text{Laju Panas Keluar} + \text{Laju Panas Reaksi} = \text{Laju Akumulasi}$$

Pada *steady state* → laju akumulasi = 0



$$H_{\text{input}} - H_{\text{output}} + Q_{\text{reaksi}} + Q_{\text{perpindahan}} = 0$$

$$H_{\text{input}} = \sum_{i=1}^n H_i | z$$

$$H_{\text{output}} = \sum_{i=1}^n H_i | z+\Delta z$$

لَا يَجِدُ إِلَّا إِلَهَ الْعَالَمِينَ

$$Q_{\text{reaksi}} = (-\Delta H_r) \cdot F_A$$

$$Q_{\text{terpindahkan}} = U_D \cdot N_t \cdot \Delta A (T - T_s) = U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot \Delta Z (T - T_s)$$

$$\sum_{i=1}^n H_i|_Z - \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z} + ((-\Delta H_r) \cdot F_A) + (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot \Delta Z (T - T_s)) = 0$$

$$\sum_{i=1}^n H_i|_Z - \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z} + ((-\Delta H_r) \cdot F_{A_0} (X_A|_Z - X_A|_{Z+\Delta Z})) + (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot \Delta Z (T - T_s)) = 0$$

$$\sum_{i=1}^n H_i|_Z - \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z} = ((-\Delta H_r) \cdot F_{A_0} (X_A|_Z - X_A|_{Z+\Delta Z})) - (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot \Delta Z (T - T_s))$$

Ruas kanan dan ruas kiri dibagi ΔZ

$$\frac{\sum_{i=1}^n H_i|_Z - \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = \frac{((-\Delta H_r) \cdot F_{A_0} (X_A|_Z - X_A|_{Z+\Delta Z})) - (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot \Delta Z (T - T_s))}{\Delta Z}$$

$$\frac{\sum_{i=1}^n H_i|_Z - \sum_{i=1}^n H_i|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = \left((-\Delta H_r) F_{Ao} \frac{(X_A|_Z - X_A|_{Z+\Delta Z})}{\Delta Z} \right) - (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot (T - T_s))$$

Limit $\Delta Z \rightarrow 0$

$$\frac{\sum_{i=1}^n dH_i}{dZ} = \left((-\Delta H_r) F_{Ao} \frac{dX_A}{dZ} \right) - (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot (T - T_s))$$

Karena $dH_i = (F_i \cdot C_{p_i}) dT$, maka

$$\sum_{i=1}^n (F_i \cdot C_{p_i}) \frac{dT}{dZ} = \left((-\Delta H_r) F_{Ao} \frac{dX_A}{dZ} \right) - (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot (T - T_s))$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{\left((-\Delta H_r) F_{Ao} \frac{dX_A}{dZ} \right) - (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t \cdot (T - T_s))}{\sum_{i=1}^n (F_i \cdot C_{p_i})}$$

Keterangan :

C_{p_i} = kapasitas panas bahan i

F_{Ao} = laju alir massa mula-mula

F_i = laju alir bahan i

H_i = enthalpi bahan i

ID_t = diameter dalam tube

N_t = jumlah tube

T = suhu aliran massa dalam tube pada Z tertentu

Ts = suhu pendingin dalam shell pada Z tertentu

UD = koefisien perpindahan panas menyeluruh

XA = konversi bahan A (etilen)

Z = panjang reaktor

- ΔHr = panas reaksi

➤ **Kapasitas Panas**

Reaksi : $C_6H_5Cl + 2 NaOH \rightarrow C_6H_5ONa + NaCl + H_2O$

$$Q_{in} = \int_T^{T_{ref}} m_{in} \cdot C_p \cdot dT$$

$$= 106796760.63 \text{ kJ}$$

$$Q_{out} = \int_T^{T_{ref}} m_{in} \cdot C_p \cdot dT$$

$$= 306094473.76 \text{ kJ}$$

Dari Yaws, diketahui data pembentukan standar :

$$\Delta H_{f, C_6H_5Cl} = 216898,5 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{f, NaOH} = -668427 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{f, C_6H_5ONa} = -336230 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{f, NaCl} = -194476,504 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{f, H_2O} = -241826,4 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{Rx}(T_{ref}) = \Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan}$$

$$\Delta H_{Rx}(298) = (-241826,4 + -194476,504 + -336230) - \{(2 \times -668427) + (216898,5)\}$$

$$= 347422.5360 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{Rx}(T) = (106796760.63 + 347422.5360 + 306094473.76) \text{ kJ/kmol}$$

$$= 199645135.666 \text{ kJ/kmol}$$

C. Perubahan Tekanan Tiap Satuan Panjang Tube

Pressure drop dalam tube pada reaktor *fixed bed multitube* dapat diturunkan dari persamaan berikut :

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{\left(1,75 + 150 \left(\frac{\mu(1-\varepsilon)}{D_p \times G_t} \right) \right) \times G_t^2}{D_p \times \rho_f \times g_c} \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^2} \right)$$

Sumber : Rase, Chemical Reactor Design for Process Plant, hal. 492

Keterangan :

P = tekanan dalam tube

μ = viskositas

ε = porositas bed

Dp = diameter partikel katalis

Gt = kecepatan alir dalam tube

Pf = density masuk dalam tube

Gc = gravitasi

d. Menghitung Panjang Tube (Z)

Panjang tube dihitung menggunakan tiga persamaan diferensial diatas dan ditentukan saat konversi reaksi mencapai batas maksimalnya. Perhitungan panjang tube menggunakan program *Polymath* dengan memasukkan tiga persamaan berikut :

$$1. \frac{dX_A}{dZ} = \frac{(-r_A) \cdot N_t \cdot \frac{\pi}{4} \cdot ID_t^2 \cdot \rho (1 - \varepsilon)}{F_{Ao}}$$

$$2. \frac{dT}{dZ} = \frac{\left((-\Delta H_r) \cdot F_{Ao} \frac{dX_A}{dZ} \right) - (U_D \cdot N_t \cdot \pi \cdot ID_t (T - T_s))}{\sum_{i=1}^n (F_i \cdot Cp_i)}$$

$$3. \frac{dP}{dZ} = \frac{\left(1,75 + 150 \left(\frac{\mu(1 - \varepsilon)}{D_p \times G_t} \right) \right) \times G_t^2}{D_p \times \rho_f \times g_c} \left(\frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^2} \right)$$

Z (m)	XA	T (K)	Pt (atm)
0,0000	0,0000	573,0000	1,0000
0,1000	0,0105	572,6826	1,0001
0,2000	0,0209	572,4010	1,0001
0,3000	0,0311	572,1506	1,0002
0,4000	0,0411	571,9273	1,0002

0,5000	0,0509	571,7278	1,0002
0,6000	0,0607	571,5493	1,0003
0,7000	0,0702	571,3895	1,0004
0,8000	0,0797	571,2462	1,0005
0,9000	0,0890	571,1176	1,0005
1,0000	0,0982	571,0021	1,0006
1,1000	0,1072	570,8983	1,0006
1,2000	0,1162	570,8051	1,0007
1,3000	0,1250	570,7213	1,0007
1,4000	0,1138	570,6459	1,0008
1,5000	0,1424	570,5782	1,0009
1,6000	0,1510	570,5173	1,0009
1,7000	0,1677	570,4625	1,0010
1,8000	0,1703	570,4134	1,0010
1,9000	0,1760	570,3692	1,0011
2,0000	0,1842	570,3295	1,0011
2,1000	0,1922	570,2939	1,0012
2,2000	0,2002	570,2621	1,0013
2,3000	0,2081	570,2335	1,0013
2,4000	0,2160	570,2079	1,0014
2,5000	0,2237	570,1851	1,0014

2,6000	0,2313	570,1647	1,0015
2,7000	0,2389	570,1466	1,0015
2,8000	0,2464	570,1304	1,0016
2,9000	0,2539	570,1161	1,0017
3,0000	0,2612	570,1034	1,0017
3,1000	0,2685	570,0923	1,0018
3,2000	0,2757	570,0824	1,0018
3,3000	0,2828	570,0738	1,0019
3,4000	0,2899	570,0663	1,0019
3,5000	0,2968	570,0598	1,0020
3,6000	0,3038	570,0542	1,0021
3,7000	0,3106	570,0493	1,0021
3,8000	0,3174	570,0453	1,0022
3,9000	0,3241	570,0419	1,0022
4,0000	0,3307	570,0391	1,0023
4,1000	0,3373	570,0368	1,0023
4,2000	0,3438	570,0351	1,0024
4,3000	0,3498	570,0337	1,0025
4,4000	0,3563	570,0328	1,0025
4,5000	0,3906	570,0322	1,0026
4,6000	0,4162	570,0320	1,0026

4,7000	0,4526	570,0320	1,0027
4,8000	0,4925	570,0323	1,0027
4,9000	0,5102	570,0329	1,0028
5,0000	0,5352	570,0336	1,0029
5,1000	0,6918	570,0346	1,0029
5,2000	0,7125	570,0357	1,0030
5,3000	0,7543	570,0370	1,0030
5,4000	0,8352	570,0383	1,0031
5,5000	0,9015	570,0399	1,0031

Dari tabel diatas dapat bahwa diketahui bahwa konversi maksimal yang dapat dicapai adalah pada 90,15% dan didapatkan panjang reaktor minimal saat konversi maksimum tercapai adalah 5,5 m.

6. Menghitung Kebutuhan Katalis

$$\begin{aligned}
 W_k &= V_k \times \rho_b \\
 &= 23,6251 \times 39,9539 \\
 &= 943,9170 \text{ lb} \\
 &= 428,1607 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

7. Menghitung Volume Bed Katalis

$$V_{\text{bed}} = \frac{W_{\text{katalis}}}{\rho(1-\varepsilon)}$$
$$= 1227,504 \text{ liter}$$

8. Menghitung Waktu Tinggal dalam Reaktor

$$\tau = \frac{v}{Fv}$$
$$= 2,1 \text{ jam}$$

9. Mengitung Tinggi Reaktor

➤ Menghitung Tebal Shell (ts)

Tekanan yang diijinkan (f) = 12650 psi

Efisiensi pengelasan (E) = 0,80 (*double welded joint*)

Faktor korosi (c) = 0,125

IDs = 96,1480 in = 8,0123 ft

Ri (0,5IDs) = 48,0740 in = 4,0062 ft

Tekanan operasi = 1 atm = 14,7 psi

Faktor keamanan = 20%

Tekanan rancangan = 120% x Tekanan operasi

= 120% x 14,7

= 17.64 psi

Untuk menghitung tebal shell digunakan persamaan 13-1 Brownell & Young :

$$T_s = \frac{P \times R_i}{f \times E - 0,6 \times P} + c$$

$$= 0.2089 \text{ in}$$

$$T_s \text{ standar} = 4/16 \text{ in}$$

➤ **Menghitung Tebal Head (th)**

Direncanakan *head* menggunakan bahan yang sama dengan *shell* reaktor *Head* yang digunakan berbentuk *elliptical dished head*. Tebal *head* minimal dapat dihitung dengan persamaan :

$$T_a = \frac{P \times D \times V}{2 \times F \times E - 0,2 P} + c$$

Sumber : Brownell and Young persamaan 7.56 dan 7.57

$$V = \frac{2+K^2}{6}$$

Keterangan :

T_a = tebal *dished head* (in)

V = faktor intensifikasi tekanan

K = rasio axis major ke minor $a/b = 2$

Sehingga nilai V adalah :

$$V = \frac{2+4}{6} = 1$$

Nilai V kemudian dimasukkan ke dalam persamaan 7.57 Brownell Hal. 133

$$T_a = \frac{17,64 \times 101,625 \times 1}{2 (12650 \times 0,8) - (0,2 \times 17,64)} + 0,125$$

$$= 0,2136 \text{ in}$$

Sehingga, dipakai tebal head standard = 4/16 in

➤ **Menghitung Tinggi Total Reaktor (Tr)**

$$\begin{aligned}H_R &= \text{panjang tube} + 2 \text{ tinggi head} + 2 \text{ tinggi ruang kosong} \\&= 5,427 + (2 \times 0,918) + (2 \times 0,305) \\&= 7,8713 \text{ m}\end{aligned}$$

➤ **Menghitung Volume Reaktor**

$$\text{Volume head} = 0,000076 \text{ Dis}^3 = 0,0923 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = \text{volume vessel} + (2 \times \text{volume head}) = 8656,47 \text{ L}$$

➤ **Ukuran Nozzle**

- Nozzle adalah lubang tempat masuknya umpan

$$\text{Rate bahan baku} = 24748,4053 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 22.7468 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 0.0080 \text{ lb/ft s}$$

$$\text{Rate Volumetric (Q)} = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{54560,8293}{22,7468}$$

$$= 2398,61 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 39,9768 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$= 0,6663 \text{ ft}^3/\text{s}$$

- Diameter optimum (Di)

Asumsi aliran turbulen

$$Di, \text{ opt} = 3,9 Qf^{0,45} \rho^{0,13}$$

(Timmerhaus, pers. 15. hal. 496)

$$= 4,8765 \text{ in}$$

Diambil pipa dengan diameter sebesar 5 in *standard pipe 40s* (Appendix K

Brownell & Young Hal.387)

Ukuran 5 in *standard pipe 40s*

$$Di = 5,047 \text{ in} = 0,421 \text{ ft}$$

$$Do = 5,563 \text{ in} = 0,464 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan Linear (v)} &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{Q}{\frac{\pi}{4} \times di^2} \\ &= \frac{0,6663}{\frac{3,14}{4} \times 0,177^2} \\ &= 27.1256 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

- Nozzle untuk pengeluaran produk

Komponen	M	N	Fraksi mol	BM	Bmi
	Kg/jam	Kmol/jam			
C6H5Cl	305.1065	2.7121	0.0023	112.5	0.2581
NaOH	216.9646	5.4241	0.0046	40	0.1835
C6H5ONa	2831.3881	24.4085	0.0206	116	2.3953

NaCl	1427.8983	40.2225	0.0340	35.5	1.2080
H2O	19967.0479	1109.2804	0.9384	18	16.8919
TOTAL	24748.4053	1182.0476	1.0000		20.9369

Tabel A.1 Nozzle untuk pengeluaran produk

Densitas Campuran :

$$\text{Rate produk} = 24748,4053 \text{ kg/jam}$$

$$\rho \text{ campuran} = 64,3693 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetric (Q)} &= \frac{m}{\rho} \\ &= 2398.610738 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Diameter optimum (Di) :

Asumsi aliran turbulen

$$\begin{aligned} \text{Di, opt} &= 3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13} \\ &= 6,9938 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil pipa dengan diameter sebesar 8 in *standard pipe 120* (Appendix K Brownell & Young item 2 Hal.389)

$$\text{Ukuran} = 8 \text{ in}$$

$$\text{Di} = 7,189 \text{ in}$$

$$\text{Do} = 8,625 \text{ in}$$

$$\text{Kecepatan linier (v)} = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{Q}{\frac{\pi}{4} \times di^2}$$

$$= \frac{0,6663}{\frac{3,14}{4} \times 0,599}$$

$$= 2.3649 \text{ ft/s}$$

➤ **Pipa untuk manhole**

Dari Brownell & Young, Fig.12.3, hal 222, maka sebuah handhole direncanakan dengan diameter 24 in. *Flange* untuk manhole digunakan tipe standar 150 lb *forged slip on-flange* (168).

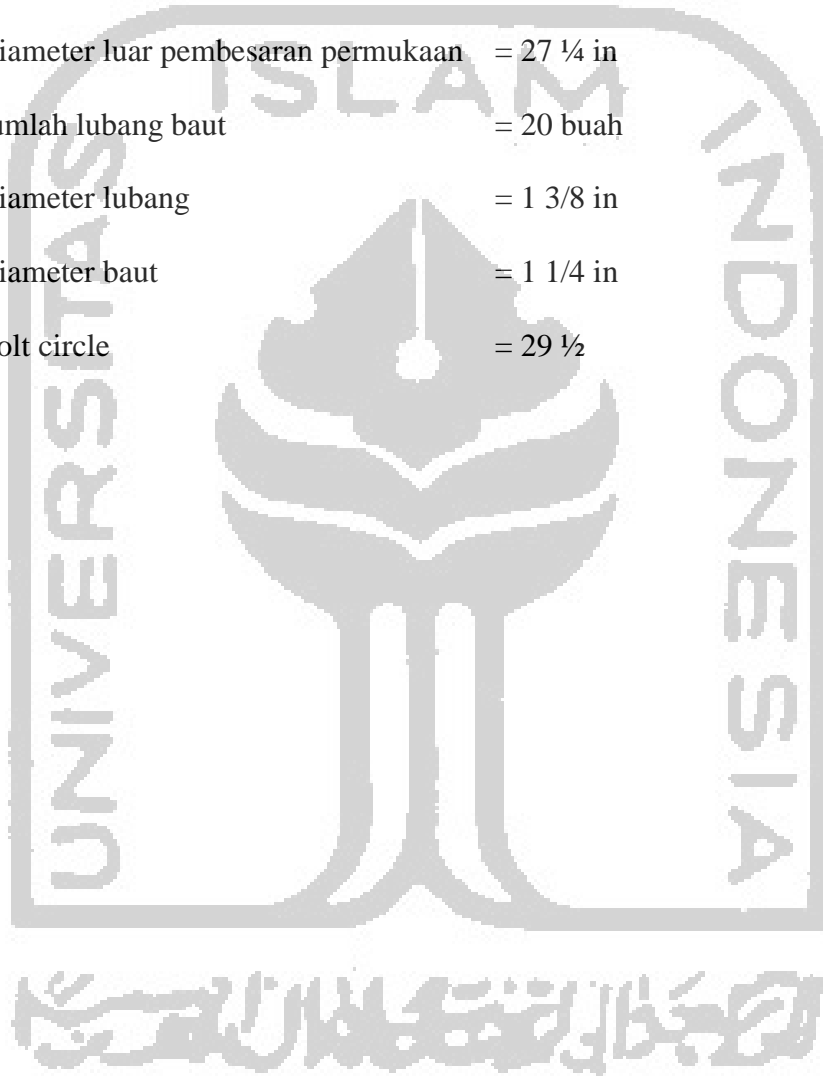
Dimensi *shell* manhole:

Ukuran nominal (NPS)	= 24 in
Diameter luar flange (A)	= 32 in
Ketebalan flange (T)	= 1 7/8 in
Diameter luar pembesaran permukaan	= 27 ¼ in
Diameter pusat dari dasar (E)	= 26 1/8 in
Panjang (L)	= 3 ¼ in
Dalam (B)	= 24,19
Jumlah lubang baut	= 20 buah
Diameter lubang	= 1 3/8 in
Diameter baut	= 1 2/8 in
Bolt circle	= 29 ½

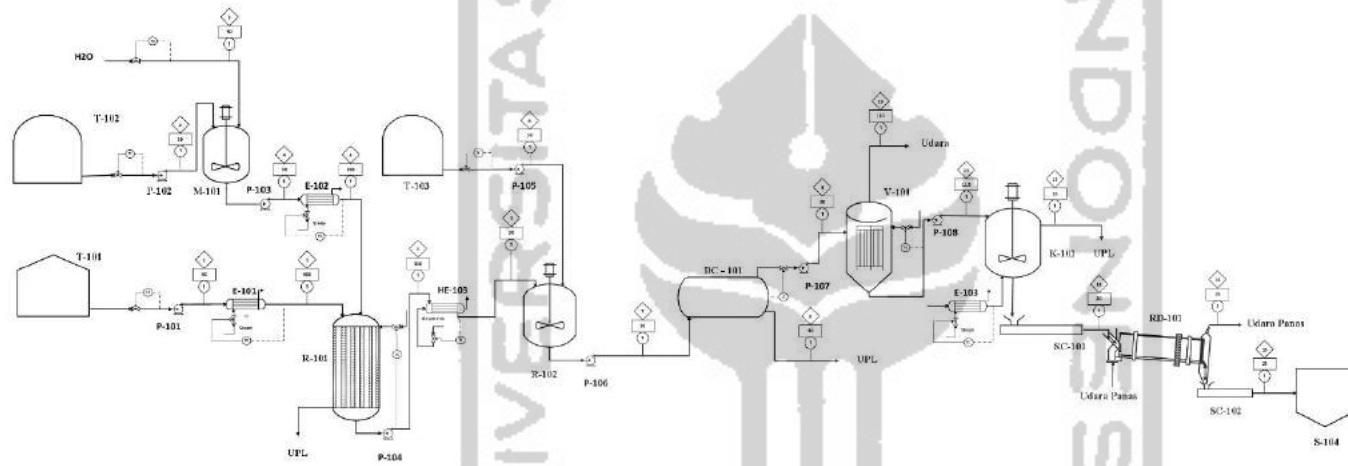
Dari Brownell dan Young, fig. 12.6, hlm 222, dipilih standar 150 lb *blind flange* (168).

Dimensi *tutup manhole* :

Ukuran nominal (NPS)	= 24 in
Diameter luar flange (A)	= 32 in
Ketebalan flange (T)	= 1 7/8 in
Diameter luar pembesaran permukaan	= 27 ¼ in
Jumlah lubang baut	= 20 buah
Diameter lubang	= 1 3/8 in
Diameter baut	= 1 1/4 in
Bolt circle	= 29 ½



**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK FENOL DARI KLOROBENZENA DAN NAOH
DENGAN KATALIS ZEOLIT
KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN**



SIMBOL	KETERANGAN
	Level Controller
	Level Indicator
	Pressure Controller
	Temperature Controller
	Nomor Arus
	Suhu, C
	Tekanan, atm
	Control Valve
	Electric Connection
	Piping
	Aliran padatan
	Udara Tekan
	CW Cooling Water
	HW Hot Water
	ST Steam
	CD Cooling Dewtherm A
	HD Hot Dewtherm A
KODE	NAMA ALAT
T	TANGKI
P	POMPA
HE	HEAT EXCHANGER
M	MIXER
R	REAKTOR
DC	DEKANTER
V	EVAPORATOR
K	KRISTALIZER
SC	SCREW CONVEYOR
RD	ROTARY DRYER
S	SILO

Komponen	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 15
C ₆ H ₅ Cl	3051.0647	-	-	-	305.1065	-	305.1065	34.3595	270.7470	-	270.7470	13.5373	257.2096	-	13.5373
NaOH	-	2831.3881	-	2169.6460	-	-	216.9646	157.9418	59.0228	-	59.0228	2.9511	56.0717	-	2.9511
C ₆ H ₅ ONa	-	-	-	-	2831.3881	-	56.6278	26.8456	29.7822	-	29.7822	1.4891	28.2931	-	1.4891
NaCl	-	-	-	-	1427.8983	-	2827.2386	2632.3008	194.9378	-	194.9378	9.7469	185.1909	-	9.7469
HCl	-	-	-	-	-	366.0506	116.8083	7.0035	109.8048	-	109.8048	5.4902	104.3145	-	5.4902
H ₂ O	0.3051	3254.4691	16272.9202	19527.3894	19967.0479	623.2753	19966.4728	1197.1228	18769.3500	9384.5224	9384.8276	351.8377	6685.2212	296.9785	54.8592
C ₆ H ₅ OH	-	-	-	-	-	-	2248.5127	134.8153	2113.6973	-	2113.6973	2.1137	40.1602	-	2.1137
C ₆ H ₅ OH.7H ₂ O	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	4419.1918	-	90.1875	4329.0043
Total	3051.3699	6085.8571	16272.9202	21697.0354	24531.4407	989.3259	25737.7312	4190.3894	21547.3419	9384.5224	12162.8195	4806.3579	7356.4613	387.1660	4419.1919



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
2019**

**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK FENOL
DARI KLOROBENZENA DAN NAOH MENGGUNAKAN KATALIS ZEOLIT
KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN**

Disusun Oleh :
Nafisah Istikomah Q (15521210)
Deviana Hayuningtias (15521255)

Dosen Pembimbing :
1. Ir. Aris Sugih Arto Kholil M.M.
2. Achmad Chufidz Mas Sahid, S.T., M.Sc.

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PERANCANGAN

Nama Mahasiswa : Deviana Hayuningtias
 No. MHS : 15521253
 Nama Mahasiswa : Nafisah Istiqomah Qurrota A
 No. MHS : 15521210
 Judul Prarancangan]* : Perancangan Pabrik Fenol dan Klorobenzena dan Nafta dengan Kapasitas Zeolit Kapasitas 35.000 ton/tahun
 Mulai Masa Bimbingan : 08 April 2019
 Batas Akhir Bimbingan : 05 Oktober 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	10/04/19	Pendahuluan	/ / / /
2	24/05/19	Konsultasi: evaluasi ekonomi	
3	30/05/19	Konsultasi: naskah	

Disetujui Draft Penulisan :
 Yogyakarta,
 Pembimbing,

Aris Sugih Arto Kholil

Ir. Aris Sugih Arto Kholil, M.M

] * Judul Prarancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Prarancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy



KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Deviana Hayuningtias
No. Mahasiswa : 15521253
Nama Mahasiswa : Nafisah Istiqomah Q. A
No. Mahasiswa : 15521210
Judul Prarancangan : PRARANCANGAN PABRIK FENOL DARI KLOROBENZEN
DAN NAOH DENGAN KATALIS ZEOLIT KAPASITAS
35.000 TON / TAHUN
Mulai Masa Bimbingan : 08 April 2019
Batas Akhir Bimbingan : 05 Oktober 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	20/3/19	Pendahuluan	<i>[Signature]</i>
2	28/03/19	Konsultasi Pemilihan Reaktor	<i>[Signature]</i>
3	05/04/19	Konsultasi Kapasitas Pabrik	<i>[Signature]</i>
4	10/04/19	Konsultasi Kapasitas dan harga	<i>[Signature]</i>
5	23/04/19	Konsultasi Neraca Massa	<i>[Signature]</i>
6	2/05/19	Konsultasi Neraca Panas	<i>[Signature]</i>
7	8/05/19	Konsultasi alat Proses	<i>[Signature]</i>
8	9/07/19	Konsultasi alat Proses	<i>[Signature]</i>
9	11/07/19	Konsultasi alat Proses	<i>[Signature]</i>
10	25/08/19	Konsultasi alat Proses	<i>[Signature]</i>
11	21/08/19	Konsultasi Utilitas dan reaktor	<i>[Signature]</i>

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta,

Pembimbing,

Achmad Chafidz M.S., S.T., M.Sc

)* Judul Prarancangan Ditulis dengan huruf balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Prarancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat di fotocopy