

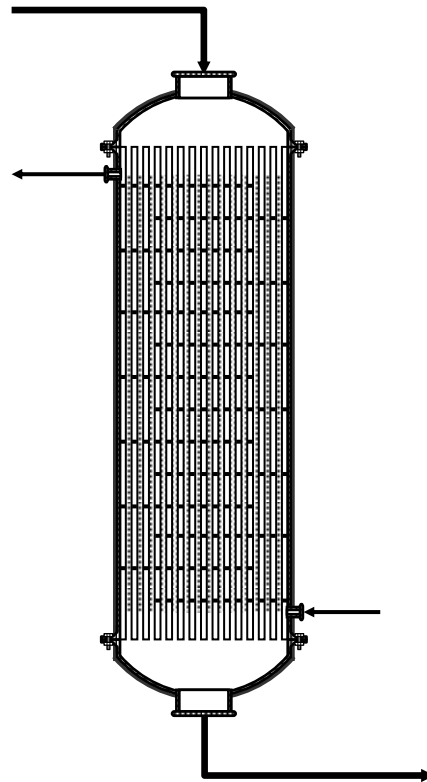
## REAKTOR

Tugas = Mereaksikan benzene dengan hidrogen dengan kecepatan umpan masuk sebesar 3527,4247 kg/jam

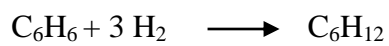
Tipe Alat : Reaktor Fixedbed Multitube

Kondisi operasi :  $T = 200 - 315 \text{ } ^\circ\text{C}$

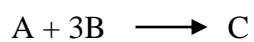
$P = \geq 26 \text{ atm}$



Reaksi :



Reaksi bisa ditulis :

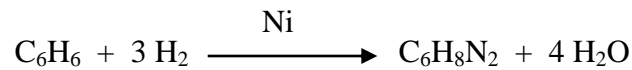


Tabel stokiometri

Komponen	Masuk	Bereaksi	Keluar
$\text{C}_6\text{H}_6$	$F_{A0}$	$F_{A0} \cdot X_A$	$F_A = F_{A0}(1 - X_A)$
$\text{H}_2$	$F_{B0}$	$3F_{A0} \cdot X_A$	$F_B = F_{A0} - 3F_{B0} \cdot X_A$
$\text{C}_6\text{H}_{12}$	$F_{C0}$	$F_{A0} \cdot X_A$	$F_C = F_{A0} \cdot X_A$

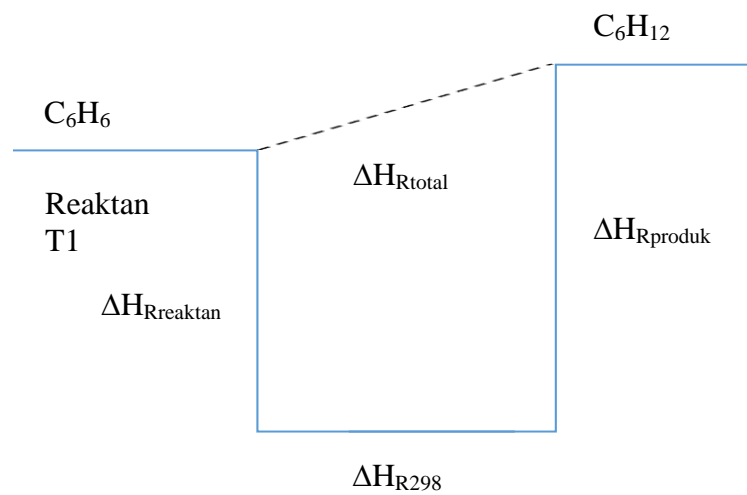
Panas reaksi

Reaksi yang terjadi :



Tinjauan secara termodinamika untuk mengetahui sifat reaksi apakah reaksi tersebut berlangsung secara eksotermis atau endotermis. Dapat diketahui melalui perhitungan panas pembentukan total.

$$\Delta H_{RT} = \Delta H_{R\text{reaktan}} + \Delta H_{(298)} + \Delta H_{R\text{produk}}$$



Komponen	$\Delta H_f$
$\text{C}_6\text{H}_6$	-867,71
$\text{H}_2$	-45,9
$\text{C}_6\text{H}_{12}$	162,59

Dimana :

$$\begin{aligned} \Delta H_{R298} &= \Delta H_f^0 \text{ produk} - \Delta H_f^0 \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f^0 \text{ C}_6\text{H}_{12}) - (\Delta H_f^0 \text{ C}_6\text{H}_6 + \Delta H_f^0 \text{ H}_2) \\ &= 162.59 - ((-867.71) + 3(-45.2)) \\ &= -3170.55 \text{ KJ/mol} \\ &= -3170550 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

$$\Delta H_{R(T)} = \Delta H_{R298} + \int_T^{T^0} (\Delta\alpha + \Delta\beta T + \Delta\gamma T^2 + \Delta\delta T^3) dT$$

$$\Delta\alpha = A_P - A_R = -62,122$$

$$\Delta\beta = B_P - B_R = -1,540$$

$$\Delta\gamma = C_P - C_R = 1,314 \cdot 10^{-3}$$

$$\Delta\delta = D_P - D_R = -8,357 \cdot 10^{-7}$$

Komponen	C <sub>pga</sub>	C <sub>pgb</sub>	C <sub>pgc</sub>	C <sub>pgd</sub>	C <sub>pge</sub>
H <sub>2</sub>	2.54E+01	2.02E-02	-3.85E-05	3.19E-08	-8.76E-12
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	-3.14E+01	4.75E-01	-3.11E-04	8.52E-08	-5.05E-12
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	1.38E+01	2.07E-01	5.37E-04	-6.30E-07	1.90E-10
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	-2.41E+01	5.22E-01	-2.98E+00	6.12E-08	1.26E-12

Sehingga :

$$\begin{aligned} \Delta H_T &= \Delta H_{298}^0 + m \int_{T_0}^T \Delta C_p dT \\ &= -3170550 \text{ J/mol} + (-62,122) (T - T_{ref}) + (-1,54E+00) (T^2 - T_{ref}^2)/2 + 1,314E-03 (T^3 - T_{ref}^3)/3 + (-8,357E-07) (T^4 - T_{ref}^4)/4 \\ &= 3916125 \end{aligned}$$

Komposisi umpan masuk reaktor :

Komponen	BM	Kg/jam	Kmol/jam
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	78	3527,4247	45,2334
H <sub>2</sub>	2	361,7871	180,8936
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	84	26,0095	0.3096
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	92	3,5402	0,0385
CH <sub>4</sub>	16	244,5898	15,2869
Total		1715,6363	59,4995

Katalisator ( Rase, 1977 )

Katalisator yang digunakan berupa nickel dengan :

- Bentuk = pellet
- Ukuran  
D = 0,3175 cm  
H = 0,3175 cm
- Bulk density = 8,9 Kg/dm<sup>3</sup>
- Formula = Ni

Langkah penyusunan reaktor

1. Penyusunan model matematika
2. Menentukan jumlah pipa pada reaktor sebagai data pendukung
3. Penyelesaian persamaan matematis
4. Perhitungan pelengkap
5. Perhitungan neraca massa overall

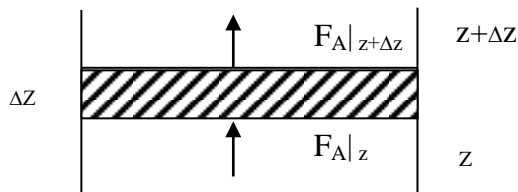
## Penyusunan Model Matematika

Asumsi :

- Steady state
- Gas dianggap mengikuti persamaan gas ideal
- Aliran plug flow, tidak ada gradient konsentrasi ke arah radial
- Perpindahan kalor berlangsung dari dalam pipa ke arah luar
- Fluida mengalir di dalam reaktor dengan kecepatan sama dan tetap

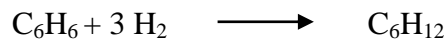
## PENYUSUNAN MODEL MATEMATIS PADA ELEMEN VOLUME

### 1. NERACA MASSA PADA ELEMEN VOLUME



Neraca massa pada keadaan steady state

Reaksi :



Rate of Input – Rate of Output + Rate of Reaction = Rate of Accumulation

Pada keadaan tunak, akumulasi = 0

$$[F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z}] + [r_A] \cdot \Delta V = 0$$

$$[F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z}] = [-r_A] \cdot \Delta V$$

Maka :

$$\Delta V = A_{kat} \cdot \Delta z$$

$$A_{kat} = \frac{\pi D i^2 \varepsilon}{4}$$

$$\Delta V = \frac{\pi D i^2 \varepsilon}{4} \Delta z$$

$$[F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z}] = [-r_A] \cdot \frac{\pi D i^2 \varepsilon}{4} \Delta z \quad : \Delta z$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{[F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z}]}{\Delta z} = [-r_A] \frac{\pi D i^2 \varepsilon}{4}$$

$$-\frac{dF_A}{dz} = [-r_A] \frac{\pi D i^2 \varepsilon}{4}$$

Dimana :

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

$$-\frac{dF_{A0}(1-X_A)}{dz} = [-r_A] \frac{\pi D i^2 \varepsilon}{4}$$

$$\frac{F_{A0} dX_A}{dz} = [-r_A] \frac{\pi D_i^2 \varepsilon}{4}$$

$$\frac{dX_A}{dz} = \frac{[-r_A] \pi D_i^2 \varepsilon}{4 F_{A0}}$$

Dimana :

$F_{A0}$  = kecepatan molar asam adipat mula – mula  $\left(\frac{\text{kmol}}{\text{s}}\right)$

$F_A$  = kecepatan mol asam adipat  $\left(\frac{\text{kmol}}{\text{s}}\right)$

$D_i$  = diameter didalam pipa (m)

$\rho$  = densitas katalis  $\left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)$

$\Delta V$  = elemen volume sistem ( $\text{m}^3$ )

$z$  = tinggi tumpukan katalis (m)

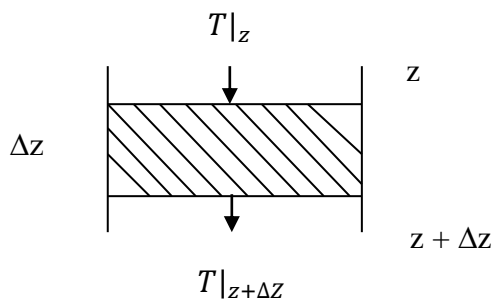
$r_A$  = laju reaksi  $\left(\frac{\text{kmol}}{\text{m}^3 \text{s}}\right)$

$X_A$  = konversi zat A

$\frac{dX_A}{dz}$  = perubahan konversi persatuan panjang ( $\text{m}^{-1}$ )

$\varepsilon$  = porositas tumpukan katalisator

## 2. Neraca panas pada elemen volum setebal $\Delta z$



Ditinjau keadaan steady state

Laju panas masuk – laju panas keluar + panas generasi = panas akumulasi

$$[\sum_{mi} c_{pi} [T_g - T_0]|_z] - [\sum_{mi} c_{pi} [T_g - T_0]|_{z+\Delta z}] + Q_R - Q_P = 0$$

Dimana,

$$Q_R = [-r_A] [-\Delta H_r] \Delta z$$

$$Q_P = U_D A [T_g - T_P]$$

$$A = \pi D_0 \Delta z$$

Maka

$$Q_p = U_D \pi D_0 \Delta z [T_g - T_p]$$

Sehingga,

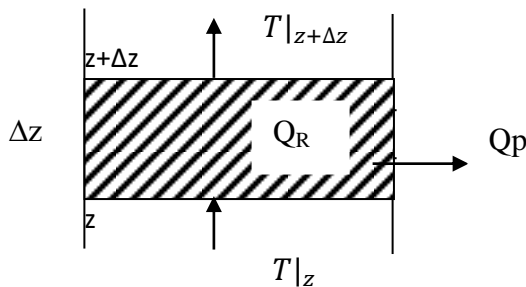
$$\begin{aligned} & [\sum_{mi} c_{pi} [T_g - T_0]|_z] - [\sum_{mi} c_{pi} [T_g - T_0]|_{z+\Delta z}] = -Q_R + Q_p \\ & \quad - \sum_{mi} c_{pi} [T_g - T_0]|_{z+\Delta z} - [T_g - T_0]|_z \\ & = - [ [-ra] [-\Delta Hr] \Delta z] + U_D \pi D_0 \Delta z [T_g - T_p] \\ \lim_{\Delta z \rightarrow 0} & \left[ \frac{[T_g - T_0]|_{z+\Delta z} - [T_g - T_0]|_z}{\Delta z} \right] = \frac{- [ [-ra] [-\Delta Hr] \Delta z]}{[\sum_{mi} c_{pi}]} + \frac{U_D \pi D_0 [T_g - T_p]}{- \sum_{mi} c_{pi}} \\ \frac{dT_g}{dz} & = \frac{[-ra] [-\Delta Hr] \Delta z - U_D \pi D_0 [T_g - T_p]}{\sum_{mi} c_{pi}} \end{aligned}$$

Dimana

$$[-ra] = \frac{KW [A]}{[1+KB]^2} \quad \frac{mol}{gr \text{ catalystr.s}}$$

$$KW = 0,00946 \exp \left[ \frac{-2631 \text{ cal/mol}}{1,9857 \frac{\text{cal}}{mol.K} T} \right] \frac{cm^3}{gr \text{ catalystr.s}}$$

### 3. NERACA PANAS PENDINGIN PADA ELEMEN VOLUME



Input – Output = akumulasi

$$(mCp)_{pendingin} (Ts|_{z+\Delta z} - Tr) + UA\Delta T = (mCp)_{pendingin} (Ts|_z - Tr)$$

$$(mCp)_{pendingin} (Ts|_{z+\Delta z} - Tr) - (-(mCp)_{pendingin} (Ts|_z - Tr)) = - UA\Delta T$$

$$(mCp) (Ts|_{z+\Delta z} - Ts|_z) = - UA\Delta T$$

$$(Ts|_{z+\Delta z} - Ts|_z) = - \frac{UA\Delta T}{(mCp)_{pendingin}}$$

$$\Delta Ts = - \frac{UA\Delta T}{(mCp)_{pendingin}}$$

$$A = \pi D_o \Delta Z$$

$$\Delta Ts = - \frac{U \pi D_o \Delta Z \Delta T}{(mCp)_{pendingin}}$$

$$\frac{\Delta Ts}{\Delta Z} = - \frac{U \pi D_o \Delta T}{(mCp)_{pendingin}}$$

Limit  $\Delta z \rightarrow 0$

$$\frac{dT_s}{dz} = - \frac{U \pi D_o \Delta T}{(mCp)_{pendingin}}$$

#### 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.

$$\frac{gc \cdot dP}{\mu s \cdot dz} = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu s}{D_p^2} + 1,75 \left( \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \frac{G}{D_p}$$

Persamaan di atas dapat ditulis :

$$\boxed{\frac{dP}{dz} = \frac{f_k \cdot G^2}{D_p \cdot \rho_f \cdot gc} \left( \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right)} \quad \dots\dots\dots(4)$$

dimana :

$$f_k = 1,75 + 150 \left( \frac{1-\varepsilon}{D_p \cdot G/\mu} \right)$$

dimana :

$\frac{dP}{dz}$  = perubahan tekanan per satuan panjang

$f_k$  = faktor friksi

$gc$  = konstanta gravitasi

$G$  = kecepatan aliran massa gas dalam pipa,  $g/cm^3$

$\rho_f$  = densitas gas,  $g/cm^3$

$D_p$  = diameter partikel katalisator, cm

$\varepsilon$  = porositas tumpukan katalisator

$\mu$  = viskositas gas,  $g/cm \cdot jam$

Sehingga diperoleh 4 persamaan differensial simultan sebagai berikut :

$$1) \quad \boxed{\frac{dX_A}{dz} = \frac{\left( \frac{n_{A0}}{n_t} \cdot \frac{Pt}{RT} \right)^2 \cdot k(1-X_A) \left( \frac{n_{B0}}{n_{A0}} - X_A \right) \pi \cdot Di^2 \varepsilon}{4F_{A0}}}$$

$$2) \quad \boxed{\frac{dT}{dz} = \frac{-\Delta H_R \cdot n_{A0} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} + U \cdot \pi \cdot \pi_0 (T_s - T)}{\Sigma m \cdot Cp}}$$

$$3) \quad \boxed{\frac{dT_s}{dz} = - \frac{U \cdot \pi \cdot Do \cdot (T - T_s)}{(m \cdot Cp)_p}}$$

$$4) \quad \frac{dP}{dz} = \frac{f_k \cdot G^2}{D_p \cdot \rho_f \cdot g_c} \left( \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \right)$$

Selanjutnya persamaan differensial simultan tersebut diatas diselesaikan dengan program computer dengan Metode Numeris Runge Kutta.

## PERSAMAAN PENDUKUNG

### 1. Variabel perancangan

Pada perhitungan perancangan reaktor fixed bed multitube ini, besaran yang digunakan sebagai variabel perancangan adalah :

- Suhu reaktan masuk reaktor [K]
- Tekanan reaktor [atm]
- Suhu media pemanas masuk [K]
- Bilangan reanold
- Kecepatan massa media pemanas masuk reaktor

### 2. Ukuran pipa

Dipilih berdasarkan Rase,H.F.,”Chemical Reactor Desingn for Process Plan”.1977. John Wiley and son,inc.,N.Y,vol.I. hal 535. Ukuran pipa (diameter dalam dan luar pipa) yang digunakan berkisar antara 1-2 inchi.

### 3. Jumlah pipa

Jumlah pipa yang diperlukan dihitung berdasarkan bilangan reynold yang digunakan:

$$Re p = \frac{Di \cdot Gp}{\mu}$$

Dimana:

Gp = Flux massa aliran dalam pipa (kg/m.s<sup>2</sup>)

Di = diameter dalam pipa (m)

Re p = Bilangan Reynold

μ = Viskositas (kg/m.s)

Flux massa dihitung dengan persamaan:

$$Gp = \frac{fmasst}{npipa \cdot ap}$$

Dimana:

Gp = Flux massa aliran dalam pipa (kg/m.s<sup>2</sup>)

fmasst = Kecepatan massa total (kg/s)

npipa = Jumlah pipa

ap = Luas aliran pada pipa (m<sup>2</sup>)

disubstitusikan ke persamaan reynold diperoleh:



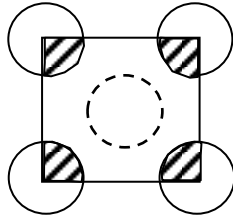
$$Re\ p = \frac{Di \cdot f_{masst}}{\mu \cdot n_{pipa} \cdot ap}$$

$$n_{pipa} = \frac{Di \cdot f_{masst}}{\mu \cdot Re\ p \cdot ap}$$

$$\text{Dimana, } ap = \frac{\pi Di^2}{4}$$

#### 4. Susunan pipa

Pipa didalam reaktor dapat disusun secara bujur sangkar.



Dipilih susunan pipa-pipa dengan pola bujur sangkar, agar ruangan dalam reaktor yang digunakan lebih kecil sehingga turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam shell menjadi besar, sehingga akan memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi ( $h_o$ ).

#### 5. Diameter ekuivalen

Untuk susunan bujur sangkar, diameter ekivalen dihitung dengan persamaan:

$$De = \frac{4 \times (\text{pitch}^2 - \pi \frac{Do^2}{4})}{\pi Do}$$

Keterangan:

De = Diameter ekivalen (m)

Pitch = Jarak antara 2 pusat lingkaran pipa(m)

Do = Diameter luar pipa (m)

Sumber: Kern, D.Q., "Process Heat Transfer", hal 138

#### 6. Diameter selongsong (shell)

Untuk susunan bujur sangkar dihitung dengan persamaan:

$$N_{pipa} = \frac{[(Ids - K_1)^2 \pi/4 K_2] \pi/4 + K_2 - \text{pitch} (Ids - K_1)(K_3 n_{pass} + K_4)}{\text{pitch}^2}$$

Ids = Diameter dalam shell (m)

Pitch = pitch pipa

N<sub>pass</sub> = nomor passes pipa

Nilai konstanta K1, K2, K3, dan K4

Untuk susunan bujur sangkar:

K1 = - 1,08

K2 = - 0,90

K3 = 0,69

K4 = - 0,80

Persamaan dan data tersebut diperoleh dari Ludwig, E.E., Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, edisi III, vol 3, halaman 36.

## 7. Koefisien perpindahan kalor gabungan

Dihitung berdasarkan persamaan korelasi

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

Dimana:

Rd = Resistansi termal terhadap pengotor ( $m^2 \cdot s \cdot K/kJ$ )

Uc = koefisien perpindahan kalor gabungan bersih ( $kJ/m^2 \cdot s \cdot K$ )

Ud = koefisien perpindahan kalor gabungan design ( $kJ/m^2 \cdot s \cdot K$ )

Persamaan Rd disusun kembali menjadi:

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

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

$$Uc = \frac{hio \cdot ho}{hio + ho}$$

Dimana:

Hio = Koefisien perpindahan panas dalam pipa dinyatakan dalam permukaan luar pipa ( $kJ/m^2 \cdot s \cdot K$ )

Ho = Koefisien perpindahan panas dalam shell ( $kJ/m^2 \cdot s \cdot K$ )

Koefisien perpindahan panas dalam pipa dinyatakan dalam permukaan luar pipa dengan persamaan:

$$hio = hi \frac{Di}{Do}$$

Persamaan tersebut diperoleh dari persamaan 6.7 hal. 106 Kern, D.Q., "Process Heat Transfer".

Koefisien perpindahan kalor dalam selongsong dihitung dengan persamaan:

$$hi = 0,021 \frac{kthgav}{Dp} (Ret^{0,55} \cdot Prt^{\frac{1}{3}})$$

Towler, G., Ray Sinnott, "CHEMICAL ENGINEERING DESIGN" Butterworth Heinemann Elsevier, London, 2008. hal. 824. Dengan hubungan:

Id = Diameter pipa (m)

hi = Koefisien perpindahan kalor dalam pipa ( $kJ/m^2 \cdot s \cdot K$ )

kthav = Konduktifitas thermal gas ( $kJ/m \cdot s \cdot K$ )

Prt = Bilangan Prandtl

Ret = Bilangan Reynold

Koefisien perpindahan kalor dalam pipa selongsong dihitung dengan persamaan:

$$ho = 0,36 \frac{kthair}{De} (Re^{0,55} \cdot Pr^{\frac{1}{3}})$$

Persamaan tersebut diperoleh Churchill and Bernstein dapat dilihat pada Peters, M.S., dan K.D., Timmerhaus, "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", Mc Graw Hill, New York, 2003 halaman 659.

Dimana:

De = Diameter ekivalen (m)

Ho = Koefisien perpindahan kalor pada selongsong (kJ/m<sup>2</sup> s K)

Kth = Konduktivitas termal (kJ/m.s.K)

Re = Bilangan Reynold

Pr = Bilangan prandtl

### Fraksi mol masing - masing komponen

Dihitung dengan persamaan:

$$y_i = \frac{\text{kecepatan mol masing - masing komponen}}{\text{kecepatan mol total}}$$

### Viskositas Gas Campuran

Dihitung dari persamaan:

$$\mu_{av} = \frac{\sum y_i \mu_i \sqrt{Mw_i}}{\sum y_i \sqrt{Mw_i}}$$

Keterangan:

$\mu_{av}$  = Viskositas campuran

$Mw_i$  = Massa molekul masing-masing komponen

$y_i$  = Fraksi mol masing-masing komponen

$\mu_i$  = Viskositas masing-masing komponen

### Konduktivitas Thermal Campuran

Dihitung dengan persamaan:

$$k_{thav} = \frac{\sum y_i k_{thi} \sqrt[3]{Mw_i}}{\sum y_i \sqrt[3]{Mw_i}}$$

Dengan hubungan:

$k_{thi}$  = Konduktivitas thermal masing – masing komponen (kJ/m.s.K)

$k_{thav}$  = Konduktivitas thermal campuran (kJ/m.s.K)

Massa dowterm yang diperlukan dihitung dengan cara coba – coba hingga diperoleh suhu operasi reaktor berkisar antara suhu (250°C)

### Penyelesaian persamaan matematik

Persamaan matematis diselesaikan dengan cara Rungge Kutta

$$z_{n+1} = z_n + \Delta z$$

$$xa_{n+1} = xa_n + \left( \frac{k1 + 2 k2 + 2 k3 + k4}{6} \right)$$

$$Tg_{n+1} = Tg_n + \left( \frac{l1 + 2 l2 + 2 l3 + l4}{6} \right)$$

$$Tp_{n+1} = Tp_n + \left( \frac{m1 + 2 m2 + 2 m3 + m4}{6} \right)$$

$$Pt_{n+1} = Pt_n + \left( \frac{n1 + 2 n2 + 2 n3 + n4}{6} \right)$$

$k1, l1, m1, n1$  : konstanta Rungge Kutta ke 1

Konstanta Rungge Kutta ke 1

$$k1 = \frac{\Delta xa}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n, Tg_n, Tp_n, Pt_n$$

$$l1 = \frac{\Delta Tg}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n, Tg_n, Tp_n, Pt_n$$

$$m1 = \frac{\Delta Tp}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n, Tg_n, Tp_n, Pt_n$$

$$n1 = \frac{\Delta Pt}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n, Tg_n, Tp_n, Pt_n$$

Konstanta Rungge Kutta ke 2

$$k2 = \frac{\Delta xa}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n + \frac{k1}{2}, Tg_n + \frac{l1}{2}, Tp_n + \frac{m1}{2}, Pt_n + \frac{n1}{2}$$

$$l2 = \frac{\Delta Tg}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n + \frac{k1}{2}, Tg_n + \frac{l1}{2}, Tp_n + \frac{m1}{2}, Pt_n + \frac{n1}{2}$$

$$m2 = \frac{\Delta Tp}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n + \frac{k1}{2}, Tg_n + \frac{l1}{2}, Tp_n + \frac{m1}{2}, Pt_n + \frac{n1}{2}$$

$$n2 = \frac{\Delta Pt}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n + \frac{k1}{2}, Tg_n + \frac{l1}{2}, Tp_n + \frac{m1}{2}, Pt_n + \frac{n1}{2}$$

Konstanta Rungge Kutta ke 3

$$k3 = \frac{\Delta xa}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n + \frac{k2}{2}, Tg_n + \frac{l2}{2}, Tp_n + \frac{m2}{2}, Pt_n + \frac{n2}{2}$$

$$l3 = \frac{\Delta Tg}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n + \frac{k2}{2}, Tg_n + \frac{l2}{2}, Tp_n + \frac{m2}{2}, Pt_n + \frac{n2}{2}$$

$$m3 = \frac{\Delta Tp}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n + \frac{k2}{2}, Tg_n + \frac{l2}{2}, Tp_n + \frac{m2}{2}, Pt_n + \frac{n2}{2}$$

$$n3 = \frac{\Delta Pt}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n + \frac{k2}{2}, Tg_n + \frac{l2}{2}, Tp_n + \frac{m2}{2}, Pt_n + \frac{n2}{2}$$

Konstanta Rungge Kutta ke 4

$$k4 = \frac{\Delta xa}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n + k3, Tg_n + l3, Tp_n + m3, Pt_n + n3$$

$$l4 = \frac{\Delta Tg}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n + k3, Tg_n + l3, Tp_n + m3, Pt_n + n3$$

$$m4 = \frac{\Delta Tp}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n + k3, Tg_n + l3, Tp_n + m3, Pt_n + n3$$

$$n4 = \frac{\Delta Pt}{\Delta z} \Delta z \text{ dievaluasi pada } xa_n + k3, Tg_n + l3, Tp_n + m3, Pt_n + n3$$

Kecepatan massa = 4163.8296 Kg/j

= 1156.6194 g/dt

BM rata-rata = 17.22

Suhu Umpan (T) = 523 oK

Tekanan Umpan (P) = 26 atm

Densitas gas(rho) = 0.010434 g/cm<sup>3</sup>

Viskositas gas = 0.000539 g/cm dt

Digunakan pipa Standard

ID pipa = 1.049 in = 2.664 cm

OD pipa = 1.320 in = 3.353 cm

BWG = 16 in

## A. Menghitung pipa maksimum :

1. Menghitung  $Gt$  :

$$4100 = \frac{Fre \cdot Dp \cdot Gt}{u}$$

$$4100 = \frac{50.5 \cdot 0,3635 \text{ cm} \cdot Gt}{0,0005390 \left(\frac{g}{cm}\right)}$$

$$4100 = 34057,05 Gt$$

$$Gt = 0,120386 \frac{g}{cm^2} dt$$

## 2. Menghitung Luas Penampang Pipa

$$Ao = \frac{3,14 \cdot DI^2 \cdot e}{4}$$

$$Ao = \frac{3,14 \cdot (2,6645 \text{ cm})^2 \cdot 0,36}{4}$$

$$Ao = 2,0063 \text{ cm}^2$$

## 3. Menghitung Luas Penampang Total

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

$$At = \frac{1156,6194 \frac{g}{dt}}{0,1204 \frac{g}{cm^2 dt}}$$

$$At = 9607,5723 \text{ cm}^2$$

## Menghitung Jumlah Pipa maksimum

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

$$Nt \text{ max} = \frac{9607,5723 \text{ cm}^2}{2,0063 \text{ cm}^2}$$

$$Nt \text{ max} = 4788,7598 \text{ pipa}$$

## B. Jumlah Pipa minimum

## 1. Menghitung Kecepatan Maksimum

$$y \text{ max} = \left( \frac{4 \cdot (rb - rg) \cdot g \cdot Dp}{3 \cdot rg \cdot fD} \right)^{1/2}$$

$$y \text{ max} = \left( \frac{4 \cdot (1,1940 - 0,010434) \cdot 981 \cdot 0,3635}{3 \cdot 0,0104340 \cdot 1} \right)^{1/2}$$

$$y \text{ max} = 232,2343 \frac{cm}{dt}$$

## 2. Menghitung Kecepatan Volume Umpan

$$Fv = \frac{G}{rg}$$

$$Fv = \frac{1156,6194 \frac{g}{dt}}{0,0104 \frac{g}{cm^3}}$$

$$Fv = 110850,6875 \frac{cm^3}{dt}$$

## 3. Menghitung Luas Penampang Total

$$At = \frac{Fv}{y \max}$$

$$At = \frac{110850,6875 \frac{cm^3}{dt}}{232,2343 \frac{cm}{dt}}$$

$$At = 477,3227 \text{ cm}^2$$

Menghitung Jumlah Pipa minimum

$$Nt \min = \frac{At}{Ao}$$

$$Nt \min = \frac{477,3227 \text{ cm}^2}{2,0063 \text{ cm}^2}$$

$$Nt \min = 237,9148 \text{ pipa}$$

## C. Jumlah Pipa

## 1. Menghitung Gt

Diambil bilangan Reynold (Re) = 15000

$$Re = \frac{Fre \cdot Dp \cdot Gt}{u}$$

$$Re = \frac{50,5 \cdot 0,3635 \text{ cm} \cdot Gt}{0,0005390 \left(\frac{g}{cm \ dt}\right)}$$

$$15000 = 34057,05 \ Gt$$

$$Gt = 0,440437 \frac{g}{cm^2 \ dt}$$

## 2. Menghitung Luas Penampang Pipa

$$Ao = \frac{3,14 \cdot DI^2 \cdot e}{4}$$

$$Ao = \frac{3,14 \cdot (2,6645 \text{ cm})^2 \cdot 0,36}{4}$$

$$Ao = 2,0063 \text{ cm}^2$$

## 3. Menghitung Luas Penampang Total

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

$$At = \frac{1156,6194 \frac{g}{dt}}{0,4404 \frac{g}{cm^2 dt}}$$

$$At = 2626,0698 \text{ cm}^2$$

Menghitung Jumlah Pipa

$$Nt = \frac{At}{Ao}$$

$$Nt = \frac{2626,0698 \text{ cm}^2}{2,0063 \text{ cm}^2}$$

$$Nt = 1309 \text{ pipa}$$

**Menghitung Tinggi Katalis**

Perhitungan tinggi katalis menggunakan pemrograman metode runge kutta

KONDISI AWAL

Suhu gas masuk = 250°C

Suhu pendingin keluar = 240 °C

Tekanan awal = 26 atm

Increment tebal katalis = 1 cm

Hasil penyelesaian persamaan dihitung dan diperoleh hasil berikut: Hubungan antara Tinggi, Konversi, Suhu dan Tekanan. Hubungan antara tinggi tumpukan katalis konversi suhu reaktor, suhu pendingin, dan tekanan.

Hubungan antara Tinggi, Konversi, Suhu, dan Tekanan.

L (cm)	Xa	T (c)	Td (c)	P (atm)
0	0.0000	250.00	240.0	26.000
1	0.0051	250.00	240.0	26.000
2	0.0101	250.00	240.0	26.000
3	0.0151	250.01	240.0	26.000
4	0.0201	250.01	240.0	26.000
5	0.0251	250.01	240.0	26.000
6	0.0300	250.01	240.0	25.999
7	0.0350	250.02	240.0	25.999
8	0.0399	250.02	240.0	25.999
9	0.0448	250.02	239.9	25.999
10	0.0496	250.02	239.9	25.999
11	0.0545	250.03	239.9	25.999
12	0.0593	250.03	239.9	25.999
13	0.0641	250.03	239.9	25.999
14	0.0689	250.03	239.9	25.999
15	0.0737	250.03	239.9	25.999
16	0.0784	250.04	239.9	25.999

17	0.0831	250.04	239.9	25.998
18	0.0878	250.04	239.9	25.998
19	0.0925	250.04	239.9	25.998
20	0.0971	250.04	239.9	25.998
21	0.1018	250.05	239.9	25.998
22	0.1064	250.05	239.9	25.998
23	0.1110	250.05	239.9	25.998
24	0.1156	250.05	239.9	25.998
25	0.1201	250.05	239.9	25.998
26	0.1246	250.05	239.8	25.998
27	0.1292	250.06	239.8	25.998
28	0.1336	250.06	239.8	25.998
29	0.1381	250.06	239.8	25.997
30	0.1426	250.06	239.8	25.997
31	0.1470	250.06	239.8	25.997
32	0.1514	250.06	239.8	25.997
33	0.1558	250.07	239.8	25.997
34	0.1602	250.07	239.8	25.997
35	0.1645	250.07	239.8	25.997
36	0.1689	250.07	239.8	25.997
37	0.1732	250.07	239.8	25.997
38	0.1775	250.07	239.8	25.997
39	0.1817	250.08	239.8	25.997
40	0.1860	250.08	239.8	25.997
41	0.1902	250.08	239.8	25.996
42	0.1944	250.08	239.7	25.996
43	0.1986	250.08	239.7	25.996
44	0.2028	250.08	239.7	25.996
45	0.2070	250.08	239.7	25.996
46	0.2111	250.09	239.7	25.996
47	0.2152	250.09	239.7	25.996
48	0.2193	250.09	239.7	25.996
49	0.2234	250.09	239.7	25.996
50	0.2275	250.09	239.7	25.996
51	0.2315	250.09	239.7	25.996
52	0.2355	250.09	239.7	25.996
53	0.2395	250.09	239.7	25.995
54	0.2435	250.10	239.7	25.995
55	0.2475	250.10	239.7	25.995
56	0.2515	250.10	239.7	25.995
57	0.2554	250.10	239.7	25.995
58	0.2593	250.10	239.6	25.995
59	0.2632	250.10	239.6	25.995
60	0.2671	250.10	239.6	25.995
61	0.2709	250.10	239.6	25.995
62	0.2748	250.10	239.6	25.995
63	0.2786	250.11	239.6	25.995
64	0.2824	250.11	239.6	25.995
65	0.2862	250.11	239.6	25.995
66	0.2900	250.11	239.6	25.994
67	0.2937	250.11	239.6	25.994
68	0.2975	250.11	239.6	25.994
69	0.3012	250.11	239.6	25.994
70	0.3049	250.11	239.6	25.994
71	0.3086	250.11	239.6	25.994
72	0.3122	250.11	239.6	25.994
73	0.3159	250.11	239.6	25.994
74	0.3195	250.11	239.6	25.994
75	0.3231	250.11	239.5	25.994
76	0.3267	250.12	239.5	25.994
77	0.3303	250.12	239.5	25.994
78	0.3339	250.12	239.5	25.994
79	0.3374	250.12	239.5	25.993
80	0.3410	250.12	239.5	25.993
81	0.3445	250.12	239.5	25.993
82	0.3480	250.12	239.5	25.993
83	0.3515	250.12	239.5	25.993



84	0.3549	250.12	239.5	25.993
85	0.3584	250.12	239.5	25.993
86	0.3618	250.12	239.5	25.993
87	0.3652	250.12	239.5	25.993
88	0.3686	250.12	239.5	25.993
89	0.3720	250.12	239.5	25.993
90	0.3754	250.12	239.5	25.993
91	0.3787	250.12	239.4	25.993
92	0.3821	250.12	239.4	25.993
93	0.3854	250.12	239.4	25.992
94	0.3887	250.12	239.4	25.992
95	0.3920	250.12	239.4	25.992
96	0.3953	250.13	239.4	25.992
97	0.3985	250.13	239.4	25.992
98	0.4018	250.13	239.4	25.992
99	0.4050	250.13	239.4	25.992
100	0.4082	250.13	239.4	25.992
101	0.4114	250.13	239.4	25.992
102	0.4146	250.13	239.4	25.992
103	0.4177	250.13	239.4	25.992
104	0.4209	250.13	239.4	25.992
105	0.4240	250.13	239.4	25.992
106	0.4271	250.13	239.3	25.992
107	0.4302	250.13	239.3	25.992
108	0.4333	250.13	239.3	25.991
109	0.4364	250.13	239.3	25.991
110	0.4394	250.13	239.3	25.991
111	0.4425	250.13	239.3	25.991
112	0.4455	250.13	239.3	25.991
113	0.4485	250.13	239.3	25.991
114	0.4515	250.13	239.3	25.991
115	0.4545	250.13	239.3	25.991
116	0.4575	250.13	239.3	25.991
117	0.4604	250.13	239.3	25.991
118	0.4634	250.13	239.3	25.991
119	0.4663	250.13	239.3	25.991
120	0.4692	250.13	239.3	25.991
121	0.4721	250.13	239.3	25.991
122	0.4750	250.13	239.2	25.991
123	0.4779	250.13	239.2	25.990
124	0.4807	250.13	239.2	25.990
125	0.4836	250.13	239.2	25.990
126	0.4864	250.12	239.2	25.990
127	0.4892	250.12	239.2	25.990
128	0.4920	250.12	239.2	25.990
129	0.4948	250.12	239.2	25.990
130	0.4976	250.12	239.2	25.990
131	0.5003	250.12	239.2	25.990
132	0.5031	250.12	239.2	25.990
133	0.5058	250.12	239.2	25.990
134	0.5085	250.12	239.2	25.990
135	0.5112	250.12	239.2	25.990
136	0.5139	250.12	239.2	25.990
137	0.5166	250.12	239.2	25.990
138	0.5193	250.12	239.1	25.989
139	0.5219	250.12	239.1	25.989
140	0.5246	250.12	239.1	25.989
141	0.5272	250.12	239.1	25.989
142	0.5298	250.12	239.1	25.989
143	0.5324	250.12	239.1	25.989
144	0.5350	250.12	239.1	25.989
145	0.5376	250.12	239.1	25.989
146	0.5401	250.12	239.1	25.989
147	0.5427	250.12	239.1	25.989
148	0.5452	250.11	239.1	25.989
149	0.5477	250.11	239.1	25.989
150	0.5502	250.11	239.1	25.989

151	0.5527	250.11	239.1	25.989
152	0.5552	250.11	239.1	25.989
153	0.5577	250.11	239.0	25.989
154	0.5602	250.11	239.0	25.988
155	0.5626	250.11	239.0	25.988
156	0.5650	250.11	239.0	25.988
157	0.5675	250.11	239.0	25.988
158	0.5699	250.11	239.0	25.988
159	0.5723	250.11	239.0	25.988
160	0.5747	250.11	239.0	25.988
161	0.5770	250.10	239.0	25.988
162	0.5794	250.10	239.0	25.988
163	0.5818	250.10	239.0	25.988
164	0.5841	250.10	239.0	25.988
165	0.5864	250.10	239.0	25.988
166	0.5887	250.10	239.0	25.988
167	0.5910	250.10	239.0	25.988
168	0.5933	250.10	239.0	25.988
169	0.5956	250.10	238.9	25.988
170	0.5979	250.10	238.9	25.988
171	0.6001	250.10	238.9	25.987
172	0.6024	250.09	238.9	25.987
173	0.6046	250.09	238.9	25.987
174	0.6068	250.09	238.9	25.987
175	0.6091	250.09	238.9	25.987
176	0.6113	250.09	238.9	25.987
177	0.6134	250.09	238.9	25.987
178	0.6156	250.09	238.9	25.987
179	0.6178	250.09	238.9	25.987
180	0.6199	250.09	238.9	25.987
181	0.6221	250.08	238.9	25.987
182	0.6242	250.08	238.9	25.987
183	0.6264	250.08	238.9	25.987
184	0.6285	250.08	238.8	25.987
185	0.6306	250.08	238.8	25.987
186	0.6327	250.08	238.8	25.987
187	0.6347	250.08	238.8	25.987
188	0.6368	250.08	238.8	25.986
189	0.6389	250.07	238.8	25.986
190	0.6409	250.07	238.8	25.986
191	0.6429	250.07	238.8	25.986
192	0.6450	250.07	238.8	25.986
193	0.6470	250.07	238.8	25.986
194	0.6490	250.07	238.8	25.986
195	0.6510	250.07	238.8	25.986
196	0.6530	250.06	238.8	25.986
197	0.6549	250.06	238.8	25.986
198	0.6569	250.06	238.8	25.986
199	0.6589	250.06	238.7	25.986
200	0.6608	250.06	238.7	25.986
201	0.6627	250.06	238.7	25.986
202	0.6647	250.06	238.7	25.986
203	0.6666	250.05	238.7	25.986
204	0.6685	250.05	238.7	25.986
205	0.6704	250.05	238.7	25.986
206	0.6723	250.05	238.7	25.985
207	0.6741	250.05	238.7	25.985
208	0.6760	250.05	238.7	25.985
209	0.6779	250.05	238.7	25.985
210	0.6797	250.04	238.7	25.985
211	0.6815	250.04	238.7	25.985
212	0.6834	250.04	238.7	25.985
213	0.6852	250.04	238.7	25.985
214	0.6870	250.04	238.6	25.985
215	0.6888	250.04	238.6	25.985
216	0.6906	250.03	238.6	25.985
217	0.6924	250.03	238.6	25.985

218	0.6941	250.03	238.6	25.985
219	0.6959	250.03	238.6	25.985
220	0.6976	250.03	238.6	25.985
221	0.6994	250.03	238.6	25.985
222	0.7011	250.02	238.6	25.985
223	0.7028	250.02	238.6	25.985
224	0.7045	250.02	238.6	25.984
225	0.7063	250.02	238.6	25.984
226	0.7079	250.02	238.6	25.984
227	0.7096	250.02	238.6	25.984
228	0.7113	250.01	238.6	25.984
229	0.7130	250.01	238.5	25.984
230	0.7146	250.01	238.5	25.984
231	0.7163	250.01	238.5	25.984
232	0.7179	250.01	238.5	25.984
233	0.7196	250.00	238.5	25.984
234	0.7212	250.00	238.5	25.984
235	0.7228	250.00	238.5	25.984
236	0.7244	250.00	238.5	25.984
237	0.7260	250.00	238.5	25.984
238	0.7276	249.99	238.5	25.984
239	0.7292	249.99	238.5	25.984
240	0.7308	249.99	238.5	25.984
241	0.7323	249.99	238.5	25.984
242	0.7339	249.99	238.5	25.984
243	0.7354	249.98	238.5	25.984
244	0.7370	249.98	238.4	25.983
245	0.7385	249.98	238.4	25.983
246	0.7400	249.98	238.4	25.983
247	0.7416	249.98	238.4	25.983
248	0.7431	249.97	238.4	25.983
249	0.7446	249.97	238.4	25.983
250	0.7461	249.97	238.4	25.983
251	0.7475	249.97	238.4	25.983
252	0.7490	249.97	238.4	25.983
253	0.7505	249.96	238.4	25.983
254	0.7519	249.96	238.4	25.983
255	0.7534	249.96	238.4	25.983
256	0.7548	249.96	238.4	25.983
257	0.7563	249.96	238.4	25.983
258	0.7577	249.95	238.4	25.983
259	0.7591	249.95	238.3	25.983
260	0.7605	249.95	238.3	25.983
261	0.7619	249.95	238.3	25.983
262	0.7633	249.95	238.3	25.983
263	0.7647	249.94	238.3	25.982
264	0.7661	249.94	238.3	25.982
265	0.7675	249.94	238.3	25.982
266	0.7689	249.94	238.3	25.982
267	0.7702	249.93	238.3	25.982
268	0.7716	249.93	238.3	25.982
269	0.7729	249.93	238.3	25.982
270	0.7743	249.93	238.3	25.982
271	0.7756	249.92	238.3	25.982
272	0.7769	249.92	238.3	25.982
273	0.7782	249.92	238.3	25.982
274	0.7795	249.92	238.2	25.982
275	0.7808	249.92	238.2	25.982
276	0.7821	249.91	238.2	25.982
277	0.7834	249.91	238.2	25.982
278	0.7847	249.91	238.2	25.982
279	0.7860	249.91	238.2	25.982
280	0.7872	249.90	238.2	25.982
281	0.7885	249.90	238.2	25.982
282	0.7898	249.90	238.2	25.982
283	0.7910	249.90	238.2	25.982
284	0.7922	249.89	238.2	25.981

285	0.7935	249.89	238.2	25.981
286	0.7947	249.89	238.2	25.981
287	0.7959	249.89	238.2	25.981
288	0.7971	249.88	238.1	25.981
289	0.7983	249.88	238.1	25.981
290	0.7995	249.88	238.1	25.981
291	0.8007	249.88	238.1	25.981
292	0.8019	249.87	238.1	25.981
293	0.8031	249.87	238.1	25.981
294	0.8043	249.87	238.1	25.981
295	0.8054	249.87	238.1	25.981
296	0.8066	249.86	238.1	25.981
297	0.8078	249.86	238.1	25.981
298	0.8089	249.86	238.1	25.981
299	0.8100	249.86	238.1	25.981
300	0.8112	249.85	238.1	25.981
301	0.8123	249.85	238.1	25.981
302	0.8134	249.85	238.1	25.981
303	0.8145	249.85	238.0	25.981
304	0.8156	249.84	238.0	25.981
305	0.8168	249.84	238.0	25.980
306	0.8178	249.84	238.0	25.980
307	0.8189	249.84	238.0	25.980
308	0.8200	249.83	238.0	25.980
309	0.8211	249.83	238.0	25.980
310	0.8222	249.83	238.0	25.980
311	0.8232	249.83	238.0	25.980
312	0.8243	249.82	238.0	25.980
313	0.8254	249.82	238.0	25.980
314	0.8264	249.82	238.0	25.980
315	0.8274	249.81	238.0	25.980
316	0.8285	249.81	238.0	25.980
317	0.8295	249.81	238.0	25.980
318	0.8305	249.81	237.9	25.980
319	0.8316	249.80	237.9	25.980
320	0.8326	249.80	237.9	25.980
321	0.8336	249.80	237.9	25.980
322	0.8346	249.80	237.9	25.980
323	0.8356	249.79	237.9	25.980
324	0.8366	249.79	237.9	25.980
325	0.8376	249.79	237.9	25.980
326	0.8385	249.78	237.9	25.979
327	0.8395	249.78	237.9	25.979
328	0.8405	249.78	237.9	25.979
329	0.8414	249.78	237.9	25.979
330	0.8424	249.77	237.9	25.979
331	0.8434	249.77	237.9	25.979
332	0.8443	249.77	237.8	25.979
333	0.8452	249.76	237.8	25.979
334	0.8462	249.76	237.8	25.979
335	0.8471	249.76	237.8	25.979
336	0.8480	249.76	237.8	25.979
337	0.8490	249.75	237.8	25.979
338	0.8499	249.75	237.8	25.979
339	0.8508	249.75	237.8	25.979
340	0.8517	249.74	237.8	25.979
341	0.8526	249.74	237.8	25.979
342	0.8535	249.74	237.8	25.979
343	0.8544	249.74	237.8	25.979
344	0.8553	249.73	237.8	25.979
345	0.8561	249.73	237.8	25.979
346	0.8570	249.73	237.8	25.979
347	0.8579	249.72	237.7	25.979
348	0.8587	249.72	237.7	25.978
349	0.8596	249.72	237.7	25.978
350	0.8605	249.71	237.7	25.978
351	0.8613	249.71	237.7	25.978

352	0.8622	249.71	237.7	25.978
353	0.8630	249.71	237.7	25.978
354	0.8638	249.70	237.7	25.978
355	0.8647	249.70	237.7	25.978
356	0.8655	249.70	237.7	25.978
357	0.8663	249.69	237.7	25.978
358	0.8671	249.69	237.7	25.978
359	0.8679	249.69	237.7	25.978
360	0.8687	249.68	237.7	25.978
361	0.8695	249.68	237.6	25.978
362	0.8703	249.68	237.6	25.978
363	0.8711	249.67	237.6	25.978
364	0.8719	249.67	237.6	25.978
365	0.8727	249.67	237.6	25.978
366	0.8735	249.67	237.6	25.978
367	0.8743	249.66	237.6	25.978
368	0.8750	249.66	237.6	25.978
369	0.8758	249.66	237.6	25.978
370	0.8766	249.65	237.6	25.978
371	0.8773	249.65	237.6	25.977
372	0.8781	249.65	237.6	25.977
373	0.8788	249.64	237.6	25.977
374	0.8796	249.64	237.6	25.977
375	0.8803	249.64	237.5	25.977
376	0.8810	249.63	237.5	25.977
377	0.8818	249.63	237.5	25.977
378	0.8825	249.63	237.5	25.977
379	0.8832	249.62	237.5	25.977
380	0.8839	249.62	237.5	25.977
381	0.8846	249.62	237.5	25.977
382	0.8854	249.62	237.5	25.977
383	0.8861	249.61	237.5	25.977
384	0.8868	249.61	237.5	25.977
385	0.8875	249.61	237.5	25.977
386	0.8882	249.60	237.5	25.977
387	0.8888	249.60	237.5	25.977
388	0.8895	249.60	237.5	25.977
389	0.8902	249.59	237.5	25.977
390	0.8909	249.59	237.4	25.977
391	0.8916	249.59	237.4	25.977
392	0.8922	249.58	237.4	25.977
393	0.8929	249.58	237.4	25.977
394	0.8936	249.58	237.4	25.976
395	0.8942	249.57	237.4	25.976
396	0.8949	249.57	237.4	25.976
397	0.8955	249.57	237.4	25.976
398	0.8962	249.56	237.4	25.976
399	0.8968	249.56	237.4	25.976
400	0.8974	249.56	237.4	25.976
401	0.8981	249.55	237.4	25.976
402	0.8987	249.55	237.4	25.976
403	0.8993	249.55	237.4	25.976
404	0.9000	249.54	237.3	25.976
405	0.9006	249.54	237.3	25.976
406	0.9012	249.54	237.3	25.976
407	0.9018	249.53	237.3	25.976
408	0.9024	249.53	237.3	25.976
409	0.9030	249.53	237.3	25.976
410	0.9036	249.52	237.3	25.976
411	0.9042	249.52	237.3	25.976
412	0.9048	249.52	237.3	25.976
413	0.9054	249.51	237.3	25.976
414	0.9060	249.51	237.3	25.976
415	0.9066	249.51	237.3	25.976
416	0.9072	249.50	237.3	25.976
417	0.9077	249.50	237.3	25.976
418	0.9083	249.50	237.2	25.975

419	0.9089	249.49	237.2	25.975
420	0.9094	249.49	237.2	25.975
421	0.9100	249.49	237.2	25.975
422	0.9106	249.48	237.2	25.975
423	0.9111	249.48	237.2	25.975
424	0.9117	249.47	237.2	25.975
425	0.9122	249.47	237.2	25.975
426	0.9128	249.47	237.2	25.975
427	0.9133	249.46	237.2	25.975
428	0.9139	249.46	237.2	25.975
429	0.9144	249.46	237.2	25.975
430	0.9149	249.45	237.2	25.975
431	0.9155	249.45	237.2	25.975
432	0.9160	249.45	237.1	25.975
433	0.9165	249.44	237.1	25.975
434	0.9170	249.44	237.1	25.975
435	0.9176	249.44	237.1	25.975
436	0.9181	249.43	237.1	25.975
437	0.9186	249.43	237.1	25.975
438	0.9191	249.43	237.1	25.975
439	0.9196	249.42	237.1	25.975
440	0.9201	249.42	237.1	25.975
441	0.9206	249.42	237.1	25.975
442	0.9211	249.41	237.1	25.974
443	0.9216	249.41	237.1	25.974
444	0.9221	249.40	237.1	25.974
445	0.9226	249.40	237.1	25.974
446	0.9230	249.40	237.0	25.974
447	0.9235	249.39	237.0	25.974
448	0.9240	249.39	237.0	25.974
449	0.9245	249.39	237.0	25.974
450	0.9250	249.38	237.0	25.974
451	0.9254	249.38	237.0	25.974
452	0.9259	249.38	237.0	25.974
453	0.9264	249.37	237.0	25.974
454	0.9268	249.37	237.0	25.974
455	0.9273	249.37	237.0	25.974
456	0.9277	249.36	237.0	25.974
457	0.9282	249.36	237.0	25.974
458	0.9286	249.35	237.0	25.974
459	0.9291	249.35	237.0	25.974
460	0.9295	249.35	236.9	25.974
461	0.9300	249.34	236.9	25.974
462	0.9304	249.34	236.9	25.974
463	0.9309	249.34	236.9	25.974
464	0.9313	249.33	236.9	25.974
465	0.9317	249.33	236.9	25.974
466	0.9322	249.33	236.9	25.974
467	0.9326	249.32	236.9	25.973
468	0.9330	249.32	236.9	25.973
469	0.9334	249.31	236.9	25.973
470	0.9338	249.31	236.9	25.973
471	0.9343	249.31	236.9	25.973
472	0.9347	249.30	236.9	25.973
473	0.9351	249.30	236.9	25.973
474	0.9355	249.30	236.8	25.973
475	0.9359	249.29	236.8	25.973
476	0.9363	249.29	236.8	25.973
477	0.9367	249.28	236.8	25.973
478	0.9371	249.28	236.8	25.973
479	0.9375	249.28	236.8	25.973
480	0.9379	249.27	236.8	25.973
481	0.9383	249.27	236.8	25.973
482	0.9387	249.27	236.8	25.973
483	0.9391	249.26	236.8	25.973
484	0.9394	249.26	236.8	25.973
485	0.9398	249.25	236.8	25.973

486	0.9402	249.25	236.8	25.973
487	0.9406	249.25	236.8	25.973
488	0.9410	249.24	236.7	25.973
489	0.9413	249.24	236.7	25.973
490	0.9417	249.24	236.7	25.973
491	0.9421	249.23	236.7	25.973
492	0.9424	249.23	236.7	25.972
493	0.9428	249.22	236.7	25.972
494	0.9432	249.22	236.7	25.972
495	0.9435	249.22	236.7	25.972
496	0.9439	249.21	236.7	25.972
497	0.9442	249.21	236.7	25.972
498	0.9446	249.21	236.7	25.972
499	0.9449	249.20	236.7	25.972
500	0.9453	249.20	236.7	25.972
501	0.9456	249.19	236.7	25.972
502	0.9460	249.19	236.6	25.972
503	0.9463	249.19	236.6	25.972
504	0.9467	249.18	236.6	25.972
505	0.9470	249.18	236.6	25.972
506	0.9473	249.18	236.6	25.972
507	0.9477	249.17	236.6	25.972
508	0.9480	249.17	236.6	25.972
509	0.9483	249.16	236.6	25.972
510	0.9486	249.16	236.6	25.972
511	0.9490	249.16	236.6	25.972
512	0.9493	249.15	236.6	25.972
513	0.9496	249.15	236.6	25.972
514	0.9499	249.14	236.6	25.972
515	0.9503	249.14	236.6	25.972
516	0.9506	249.14	236.5	25.972
517	0.9509	249.13	236.5	25.971
518	0.9512	249.13	236.5	25.971
519	0.9515	249.13	236.5	25.971
520	0.9518	249.12	236.5	25.971
521	0.9521	249.12	236.5	25.971
522	0.9524	249.11	236.5	25.971
523	0.9527	249.11	236.5	25.971
524	0.9530	249.11	236.5	25.971
525	0.9533	249.10	236.5	25.971
526	0.9536	249.10	236.5	25.971
527	0.9539	249.09	236.5	25.971
528	0.9542	249.09	236.5	25.971
529	0.9545	249.09	236.5	25.971
530	0.9548	249.08	236.4	25.971
531	0.9551	249.08	236.4	25.971
532	0.9554	249.07	236.4	25.971
533	0.9556	249.07	236.4	25.971
534	0.9559	249.07	236.4	25.971
535	0.9562	249.06	236.4	25.971
536	0.9565	249.06	236.4	25.971
537	0.9568	249.05	236.4	25.971
538	0.9570	249.05	236.4	25.971
539	0.9573	249.05	236.4	25.971
540	0.9576	249.04	236.4	25.971
541	0.9578	249.04	236.4	25.971
542	0.9581	249.04	236.4	25.970
543	0.9584	249.03	236.4	25.970
544	0.9586	249.03	236.3	25.970
545	0.9589	249.02	236.3	25.970
546	0.9592	249.02	236.3	25.970
547	0.9594	249.02	236.3	25.970
548	0.9597	249.01	236.3	25.970
549	0.9599	249.01	236.3	25.970
550	0.9602	249.00	236.3	25.970
551	0.9604	249.00	236.3	25.970
552	0.9607	249.00	236.3	25.970

553	0.9609	248.99	236.3	25.970
554	0.9612	248.99	236.3	25.970
555	0.9614	248.98	236.3	25.970
556	0.9617	248.98	236.3	25.970
557	0.9619	248.98	236.3	25.970
558	0.9622	248.97	236.2	25.970
559	0.9624	248.97	236.2	25.970
560	0.9627	248.96	236.2	25.970
561	0.9629	248.96	236.2	25.970
562	0.9631	248.96	236.2	25.970
563	0.9634	248.95	236.2	25.970
564	0.9636	248.95	236.2	25.970
565	0.9638	248.94	236.2	25.970
566	0.9641	248.94	236.2	25.970
567	0.9643	248.94	236.2	25.970
568	0.9645	248.93	236.2	25.969
569	0.9647	248.93	236.2	25.969
570	0.9650	248.92	236.2	25.969
571	0.9652	248.92	236.1	25.969
572	0.9654	248.92	236.1	25.969
573	0.9656	248.91	236.1	25.969
574	0.9658	248.91	236.1	25.969
575	0.9661	248.90	236.1	25.969
576	0.9663	248.90	236.1	25.969
577	0.9665	248.89	236.1	25.969
578	0.9667	248.89	236.1	25.969
579	0.9669	248.89	236.1	25.969
580	0.9671	248.88	236.1	25.969
581	0.9673	248.88	236.1	25.969
582	0.9676	248.87	236.1	25.969
583	0.9678	248.87	236.1	25.969
584	0.9680	248.87	236.1	25.969
585	0.9682	248.86	236.0	25.969
586	0.9684	248.86	236.0	25.969
587	0.9686	248.85	236.0	25.969
588	0.9688	248.85	236.0	25.969
589	0.9690	248.85	236.0	25.969
590	0.9692	248.84	236.0	25.969
591	0.9694	248.84	236.0	25.969
592	0.9696	248.83	236.0	25.969
593	0.9698	248.83	236.0	25.969
594	0.9699	248.83	236.0	25.968
595	0.9701	248.82	236.0	25.968
596	0.9703	248.82	236.0	25.968
597	0.9705	248.81	236.0	25.968
598	0.9707	248.81	235.9	25.968
599	0.9709	248.80	235.9	25.968
600	0.9711	248.80	235.9	25.968
601	0.9713	248.80	235.9	25.968
602	0.9714	248.79	235.9	25.968
603	0.9716	248.79	235.9	25.968
604	0.9718	248.78	235.9	25.968
605	0.9720	248.78	235.9	25.968
606	0.9722	248.78	235.9	25.968
607	0.9723	248.77	235.9	25.968
608	0.9725	248.77	235.9	25.968
609	0.9727	248.76	235.9	25.968
610	0.9729	248.76	235.9	25.968
611	0.9730	248.76	235.9	25.968
612	0.9732	248.75	235.8	25.968
613	0.9734	248.75	235.8	25.968
614	0.9736	248.74	235.8	25.968
615	0.9737	248.74	235.8	25.968
616	0.9739	248.73	235.8	25.968
617	0.9741	248.73	235.8	25.968
618	0.9742	248.73	235.8	25.968
619	0.9744	248.72	235.8	25.968



620	0.9746	248.72	235.8	25.967
621	0.9747	248.71	235.8	25.967
622	0.9749	248.71	235.8	25.967
623	0.9750	248.71	235.8	25.967
624	0.9752	248.70	235.8	25.967
625	0.9754	248.70	235.7	25.967
626	0.9755	248.69	235.7	25.967
627	0.9757	248.69	235.7	25.967
628	0.9758	248.68	235.7	25.967
629	0.9760	248.68	235.7	25.967
630	0.9761	248.68	235.7	25.967
631	0.9763	248.67	235.7	25.967
632	0.9764	248.67	235.7	25.967
633	0.9766	248.66	235.7	25.967
634	0.9767	248.66	235.7	25.967
635	0.9769	248.65	235.7	25.967
636	0.9770	248.65	235.7	25.967
637	0.9772	248.65	235.7	25.967
638	0.9773	248.64	235.7	25.967
639	0.9775	248.64	235.6	25.967
640	0.9776	248.63	235.6	25.967
641	0.9778	248.63	235.6	25.967
642	0.9779	248.63	235.6	25.967
643	0.9780	248.62	235.6	25.967
644	0.9782	248.62	235.6	25.967
645	0.9783	248.61	235.6	25.967
646	0.9785	248.61	235.6	25.967
647	0.9786	248.60	235.6	25.966
648	0.9787	248.60	235.6	25.966
649	0.9789	248.60	235.6	25.966
650	0.9790	248.59	235.6	25.966
651	0.9791	248.59	235.6	25.966
652	0.9793	248.58	235.5	25.966
653	0.9794	248.58	235.5	25.966
654	0.9795	248.57	235.5	25.966
655	0.9797	248.57	235.5	25.966
656	0.9798	248.57	235.5	25.966
657	0.9799	248.56	235.5	25.966
658	0.9801	248.56	235.5	25.966
659	0.9802	248.55	235.5	25.966
660	0.9803	248.55	235.5	25.966
661	0.9804	248.54	235.5	25.966
662	0.9806	248.54	235.5	25.966
663	0.9807	248.54	235.5	25.966
664	0.9808	248.53	235.5	25.966
665	0.9809	248.53	235.5	25.966
666	0.9810	248.52	235.4	25.966
667	0.9812	248.52	235.4	25.966
668	0.9813	248.51	235.4	25.966
669	0.9814	248.51	235.4	25.966
670	0.9815	248.51	235.4	25.966
671	0.9816	248.50	235.4	25.966
672	0.9818	248.50	235.4	25.966
673	0.9819	248.49	235.4	25.965
674	0.9820	248.49	235.4	25.965
675	0.9821	248.48	235.4	25.965
676	0.9822	248.48	235.4	25.965
677	0.9823	248.48	235.4	25.965
678	0.9824	248.47	235.4	25.965
679	0.9826	248.47	235.3	25.965
680	0.9827	248.46	235.3	25.965
681	0.9828	248.46	235.3	25.965
682	0.9829	248.45	235.3	25.965
683	0.9830	248.45	235.3	25.965
684	0.9831	248.45	235.3	25.965
685	0.9832	248.44	235.3	25.965
686	0.9833	248.44	235.3	25.965

687	0.9834	248.43	235.3	25.965
688	0.9835	248.43	235.3	25.965
689	0.9836	248.42	235.3	25.965
690	0.9837	248.42	235.3	25.965
691	0.9838	248.42	235.3	25.965
692	0.9840	248.41	235.2	25.965
693	0.9841	248.41	235.2	25.965
694	0.9842	248.40	235.2	25.965
695	0.9843	248.40	235.2	25.965
696	0.9844	248.39	235.2	25.965
697	0.9845	248.39	235.2	25.965
698	0.9846	248.39	235.2	25.965
699	0.9847	248.38	235.2	25.964
700	0.9848	248.38	235.2	25.964
701	0.9848	248.37	235.2	25.964
702	0.9849	248.37	235.2	25.964
703	0.9850	248.36	235.2	25.964
704	0.9851	248.36	235.2	25.964
705	0.9852	248.36	235.2	25.964
706	0.9853	248.35	235.1	25.964
707	0.9854	248.35	235.1	25.964
708	0.9855	248.34	235.1	25.964
709	0.9856	248.34	235.1	25.964
710	0.9857	248.33	235.1	25.964
711	0.9858	248.33	235.1	25.964
712	0.9859	248.32	235.1	25.964
713	0.9860	248.32	235.1	25.964
714	0.9861	248.32	235.1	25.964
715	0.9861	248.31	235.1	25.964
716	0.9862	248.31	235.1	25.964
717	0.9863	248.30	235.1	25.964
718	0.9864	248.30	235.1	25.964
719	0.9865	248.29	235.0	25.964
720	0.9866	248.29	235.0	25.964
721	0.9867	248.29	235.0	25.964
722	0.9868	248.28	235.0	25.964
723	0.9868	248.28	235.0	25.964
724	0.9869	248.27	235.0	25.964
725	0.9870	248.27	235.0	25.963
726	0.9871	248.26	235.0	25.963
727	0.9872	248.26	235.0	25.963
728	0.9872	248.25	235.0	25.963
729	0.9873	248.25	235.0	25.963
730	0.9874	248.25	235.0	25.963
731	0.9875	248.24	235.0	25.963
732	0.9876	248.24	234.9	25.963
733	0.9876	248.23	234.9	25.963
734	0.9877	248.23	234.9	25.963
735	0.9878	248.22	234.9	25.963
736	0.9879	248.22	234.9	25.963
737	0.9880	248.21	234.9	25.963
738	0.9880	248.21	234.9	25.963
739	0.9881	248.21	234.9	25.963
740	0.9882	248.20	234.9	25.963
741	0.9883	248.20	234.9	25.963
742	0.9883	248.19	234.9	25.963
743	0.9884	248.19	234.9	25.963
744	0.9885	248.18	234.9	25.963
745	0.9886	248.18	234.8	25.963
746	0.9886	248.18	234.8	25.963
747	0.9887	248.17	234.8	25.963
748	0.9888	248.17	234.8	25.963
749	0.9888	248.16	234.8	25.963
750	0.9889	248.16	234.8	25.963
751	0.9890	248.15	234.8	25.962
752	0.9891	248.15	234.8	25.962
753	0.9891	248.14	234.8	25.962

754	0.9892	248.14	234.8	25.962
755	0.9893	248.14	234.8	25.962
756	0.9893	248.13	234.8	25.962
757	0.9894	248.13	234.8	25.962
758	0.9895	248.12	234.7	25.962
759	0.9895	248.12	234.7	25.962
760	0.9896	248.11	234.7	25.962
761	0.9897	248.11	234.7	25.962
762	0.9897	248.10	234.7	25.962
763	0.9898	248.10	234.7	25.962
764	0.9899	248.10	234.7	25.962
765	0.9899	248.09	234.7	25.962
766	0.9900	248.09	234.7	25.962
767	0.9901	248.08	234.7	25.962

Dari hasil perhitungan Reaktor diperoleh :

Jumlah pipa = 1309 pipa

Diameter Shell = 1.835 m

Jumlah pendingin = 9100.0 Kg/j

Panjang katalis = 7.7 m  
= 25.2 ft

Panjang Pipa = 7.9 m  
= 26.0 ft

### 1. Perhitungan Tebal Dinding Shell

Dihitung dengan persamaan 13.42 Sinnott, Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant Process Design, (2008), Mc. Graw Hill halaman 986

$$ts = \frac{P_{gauge} \cdot Ids}{f \cdot \varepsilon + 0.4 \cdot P_{gauge}} + C'$$

Dengan hubungan:

$C'$  : Faktor korosi (in)

$f$  : Allowable stress (Psi)

$P$  : Tekanan design (Psi)

$ts$  : Tebal dinding shell (m)

$Ids$  : Diameter dalam shell (in)

$\varepsilon$  : Efisiensi sambungan

Tekanan perancangan:

Dirancang: Shell mampu menahan tekanan sebesar 10% lebih tinggi dari tekanan operasi. (Meggyessy, "Pressure Vessel Handbook", Butterfold, London (1999), halaman 17).

Bahan konstruksi: Dipilih bahan Carbon Steel SA 178 grade C

Tekanan design ( $p$ ) = 44,10 psi

Allowable stress = 18750 psi

efisiensi sambungan = 0,85

faktor korosi = 0,125 in

Jari-jari tangki = 36,12 in

$$t_{shell} = \frac{p \cdot r_i}{S \cdot e - 0,4 \cdot p} + c$$

$$t_{shell} = \frac{44,10 \text{ psi} \cdot 36,12 \text{ in}}{18750,00 \text{ psi} \cdot 0,85 - 0,4 \cdot 44,10 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_{shell} = 0,225 \text{ in} = 0,005715 \text{ m}$$

Dipakai tebal shell 1/4 in

## 2. Menghitung Tebal Head

Dipilih jenis Elliptical Dished Head

Pemilihan jenis tutup dapat dibaca pada buku Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", halaman 987.

$$th = \frac{P_{gauge} \cdot Ids}{2 \cdot f_{all} \cdot e - 0,2 \cdot P_{gauge}} + C' \quad \text{Sinnott, halaman 990}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan:

Dengan hubungan:

$th$  : Tebal head

$P_{design}$  : Tekanan design

$OD$  : Diameter shell

$f_{all}$  : Allowable stress

$C'$  : Faktor korosi

Tekanan design ( $p$ ) = 420.11 psi

Allowable stress = 18750 psi

efisiensi sambungan = 0.85

faktor korosi = 0.125 in

Jari-jari tangki = 36.12 in

$$t_{head} = \frac{0,885 \cdot p \cdot d}{2 S \cdot e - 0,2 \cdot p} + c$$

$$t_{head} = \frac{0,885 \cdot 420,11 \cdot 72,24}{2 \cdot 18750,00 \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 420,11} + 0,125$$

$$t_{head} = 0,970 \text{ in}$$

Dipilih tebal head 1 in

### 3. Menghitung ukuran pipa

Diameter Optimum pipa berdasarkan Pers. 15 Peters, hal.525

a. Pipa pemasukan Umpan Reaktor :

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan Umpan} &= 8622.309 \text{ lb/j} \\ \text{Densitas Umpan} &= 1.2533 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Di &= 2.2 \cdot (G/1000)^{0.45} \cdot \text{den}^{-0.31} \\ &= 2.2 \cdot (8622.309 / 1000)^{0.45} \cdot 1.2533^{-0.31} \\ &= 5.408 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipakai pipa dengan ukuran : 6.00 in

b. Pipa pengeluaran hasil Reaktor :

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan hasil} &= 8622.309 \text{ lb/j} \\ \text{Densitas hasil} &= 3.0740 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Di &= 2.2 \cdot (G/1000)^{0.45} \cdot \text{den}^{-0.31} \\ &= 2.2 \cdot (8622.309 / 1000)^{0.45} \cdot 3.0740^{-0.31} \\ &= 4.095 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipakai pipa dengan ukuran : 6.00 in

c. Pipa pemasukan dan pengeluaran pemanas:

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan HITEC} &= 20020.0000 \text{ lb/j} \\ \text{Densitas HITEC} &= 54.6624 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Di &= 2.2 \cdot (L/1000)^{0.45} \cdot \text{den}^{-0.31} \\ &= 2.2 \cdot (20020.000 / 1000)^{0.45} \cdot 54.6624^{-0.31} \\ &= 2.451 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipakai pipa dengan ukuran : 2.50 in

### 4. Menghitung Tebal Isolator

Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam ke dinding luar shell mengikuti persamaan:

$$q = kths \cdot \frac{Tp - ts''}{xs}$$

*kths* : Konduktifitas thermal baja (kJ/m.s.K)

Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator mengikuti persamaan:

$$q = kthi \cdot \frac{ts'' - ti}{xi}$$

*kthi* : Konduktifitas thermal isolator (Kj/m.s.K)

Diameter shell = 10,89 ft  
 Tinggi shell = 32,00 ft  
 Tebal shell = 0,111 ft

Luas permukaan head = 68,28 ft<sup>2</sup>  
 Luas permukaan shell = 491,50 ft<sup>2</sup>  
 Total luas permukaan = 559,79 ft<sup>2</sup>

Suhu permukaan isolasi = 122,00 °F = 582,00 °R  
 Suhu dalam reaktor = 459,23 °F = 919,23 °R  
 Suhu udara lingkungan = 95,00 °F = 555,00 °R

Konduktifitas thermal dinding shell = 28,0000 Btu ft/(j ft<sup>2</sup> F)

Digunakan Isolasi Fine Diatomaceous earth powder

Konduktifitas thermal isolasi = 0,0250 Btu ft/(j ft<sup>2</sup> F)

Perpindahan kalor secara konveksi dan radiasi dari permukaan isolator ke udara lingkungan:

a. Perpindahan kalor secara konveksi

$$qc = hc(ti - tu)$$

$hc$  : koefisien perpindahan kalor secara konveksi ke udara lingkungan (Kj/m<sup>2</sup>.s.K)

Dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned} hc &= 0,3 \left[ T_w - T_u \right]^{1/3} \\ &= 0,3 \left[ 122,00 - 95,00 \right]^{1/3} \\ &= 0,6838521 \text{ Btu/j ft}^2 \text{ F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{loss}} &= \frac{A \cdot (T_1 - T_u)}{\left[ \frac{t_1}{k_1} + \frac{t_2}{k_2} + \frac{1}{(hr + hc)} \right]} \\ &= \frac{559.785 \cdot (459.23 - 95,00)}{\left[ \frac{0,019}{28,00} + \frac{T_{\text{is}}}{0,025} + \frac{1}{0,6839+1,3089} \right]} \end{aligned}$$

$$\left[ \frac{0,019}{28,00} + \frac{T_{is}}{0,025} + \frac{1}{1,9928} \right] = \frac{559,785 (459,23 - 95,00)}{120925,750}$$

$$\left[ \frac{0,019}{28,00} + \frac{T_{is}}{0,025} + \frac{1}{1,9928} \right] = 1,686$$

$$\left[ 0,00067 + \frac{T_{is}}{0,0250} + 0,5018 \right] = 1,686$$

$$\left[ \frac{T_{is}}{0,0250} \right] = 1,184$$

$$T_{isolasi} = 0,030 \text{ ft}$$

$$= 0,355 \text{ in}$$

Digunakan tebal isolasi = 0,50 in

### Neraca Panas Reaktor

Enthalpi Umpan Masuk Reaktor :

Suhuoperasi = 250° C

Suhurefferensi = 25° C

Komponen	BM	Kmol/jam	Cp dT	Qs = m Cp dT
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	78	45.2234	6126.37	277055.1563
H <sub>2</sub>	2	180.8936	1547.64	279957.9375
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	84	0.3152	8311.47	2619.7747
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	92	0.0385	7625.65	293.5877
CH <sub>4</sub>	16	0.0000	2250.39	0.0000
Total		226.4707		559926.4375

Enthalpi Keluar Reaktor :

Suhuoperasi = 248,8° C

Suhu refferensi = 25° C

Komponen	BM	Kmol/jam	Cp dT	Qs = m Cp dT
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	78	0.4522	6061.47	2741.2017
H <sub>2</sub>	2	46.5801	1534.36	71470.8359
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	84	45.0864	8221.71	370687.0625
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	92	0.0385	7545.57	290.5045
CH <sub>4</sub>	16	0.0000	2228.34	0.0000
Total		92.1572		445189.5938

## Pendingin Reaktor

Jenis pendingin	: Downterm A
Suhu pendingin masuk	: 234,5° C
Suhu pendingin keluar	: 240° C
Massa pendingin	: 9100.0 Kg/j
Jumlah	: 1
Bahan konstruksi	: Carbon Stell SA 178 grade C

## NERACA PANAS :

## MASUK :

1. Enthalpi Umpan Masuk Reaktor  
 $Q_{s1} = 559926.4375 \text{ Kcal/jam}$
2. Panas Reaksi  
 $Q_t = 3916124.5000 \text{ Kcal/jam}$

---

4476051.0000 Kcal/jam

## KELUAR :

1. Enthalpi hasil reaksi:  
 $Q_{s2} = 445189.5938 \text{ Kcal/jam}$
2. Panas dibawa Pendingin  
 $Q_r = 4030861.2500 \text{ Kcal/jam}$
3. Panas Hilang  
 $Q_{\text{loss}} = 120925.7500 \text{ Kcal/jam}$

---

4476051.0000 Kcal/jam

Dari hasil perhitungan Reaktor diperoleh :

- Jumlah pipa = 1309 pipa  
 Diameter Shell = 1.835 m  
 Jumlah pendingin = 9100.0 Kg/j  
 Panjang katalis = 7.7 m  
                           = 25.2 ft  
 Panjang Pipa = 7.9 m = 26.0 ft



**REAKTOR-01**

Tugas :Mereaksikan benzene dan hidrogen membentuk cyclohexane dengan kecepatan umpan masuk sebesar 3527,4247 kg/jam pada tekanan 26 atm

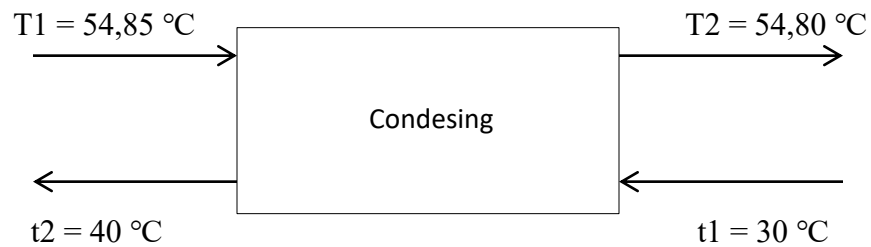
Reaktor : Fixed Bed Multitube

Suhu gas masuk	: 250° C
Suhu gas keluar	: 248,8° C
Tekanan masuk	: 26 atm
Tekanan keluar	: 25,96 atm
Tinggi tumpukan katalis	: 7,8 m
Tinggi head	: 0,28099 m
Total tinggi reactor	: 9,8 m
Susunan pipa	: squarepitch
Jumlah pipa	: 1309 pipa
Shell	: 1,835 m
Id	: 1,848 m
Od	: 1,9258 m
Tebal	: 0.00584 m
Tube	
Id	: 2,664 cm
Od	: 3,353 cm
Jenis pendingin	: Downterm A
Suhu pendingin masuk	: 234,5° C
Suhu pendingin keluar	: 240° C
Massa pendingin	: 9100.0 Kg/j
Jumlah	: 1
Bahan konstruksi	: Carbon Stell SA 178 grade C

## CONDESER PARTIAL – 01

Tugas : Mengembunkan uap campuran keluar dari Reaktor dari suhu 80.80°C menjadi suhu 54.80°C dengan pendingin. Air pendingin masuk pada suhu 30°C dan keluar pada suhu 40°C, dengan kecepatan umpan = 4163,3511 kg/jam

Alat : Shell & Tube Condenser



Neraca massa di sekitar Condenser

Komponen	Umpan Masuk		Hasil Atas		Hasil Bawah	
	Kg/j	Kgmol/j	Kg/j	Kgmol/j	Kg/j	Kgmol/j
H2	93.16	46.58	93.16	46.58	0.00	0.00
CH4	244.59	15.29	244.59	15.29	0.00	0.00
C6H6	35.27	0.45	0.35	0.00	34.92	0.45
C6H12	3786.79	45.08	37.83	0.45	3748.96	44.63
C7H8	3.54	0.04	0.01	0.00	3.53	0.04
	4163.35		375.94		3787.42	

### 1. Neraca Panas

#### a. Enthalpi pada arus masuk Condenser

Suhu bahan = 80.79999°C

Suhu referensi = 25°C

Komponen	M (Kgmol/j)	Cp.dT	Q (Kcal/j)
H2	46.5801	381.5267	17771.5547
CH4	15.2869	494.7066	7562.5122
C6H6	0.4522	1213.3718	548.7272
C6H12	45.0808	1617.2496	72906.8984
C7H8	0.0385	1531.6982	58.9404
			98848.6328

Enthalpi pada arus keluar Condenser

Suhu bahan = 54.85001°C

Suhu referensi = 25°C

Komponen	M (Kgmol/j)	Cp.dT	Q (Kcal/j)
H2	46.5801	203.8462	9495.1768
CH4	15.2869	259.4315	3965.8938
C6H6	0.4522	621.3224	280.9827
C6H12	45.0808	826.1564	37243.7852
C7H8	0.0385	787.2228	30.2927
			51016.1328

Panas sensible = 98848.6328 Kcal/j - 51016.1328 Kcal/j

= 47832.5000 Kcal/j

b. Enthalpi pada arus keluar Condenser

Suhu bahan = 54.79999°C

Suhu referensi = 25°C

Komponen	M (Kgmol/j)	Cp.dT	Q (Kcal/j)
H2	46.5801	203.5041	9479.2422
CH4	15.2869	258.9868	3959.0955
C6H6	0.4522	620.2271	280.4874
C6H12	45.0808	824.6963	37177.9648
C7H8	0.0385	785.8411	30.2395
			50927.0313

$$\begin{aligned} \text{Panas sensible} &= 51016.1328 \text{ Kcal/j} - 50927.0313 \text{ Kcal/j} \\ &= 89.1016 \text{ Kcal/j} \end{aligned}$$

Panas Pengembunan Uap :

$$\text{Suhu bahan} = 54.80^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25.00^\circ\text{C}$$

Komponen	M (Kgmol/j)	Cp.dT	Q (Kcal/j)
C6H6	0.4477	7352.00	3291.74
C6H12	44.6305	7930.00	353919.84
C7H8	0.0384	8970.00	344.27
			357555.84

$$\begin{aligned} \text{Panas pengembunan} &= 89.1016 \text{ Kcal/j} - 357555.84 \text{ Kcal/jam} \\ &= 357644.9375 \text{ Kcal/jam} \end{aligned}$$

c. Beban Panas Condenser

$$\begin{aligned} \text{Beban panas} &= 47832.5000 \text{ Kcal/j} + 357644.9375 \text{ Kcal/jam} \\ &= 405477.4375 \text{ Kcal/j} \end{aligned}$$

2. Menentukan Jumlah Air Pendingin

$$\text{Suhu pendingin masuk} = 30^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu pendingin keluar} = 40^\circ\text{C}$$

$$\text{Cp pendingin} = 1 \text{ Kcal/Kg.C}$$

Jumlah pendingin air pendingin :

$$\begin{aligned} wc &= \frac{Qc}{Cp \times (t2 - t1)} \\ &= \frac{405477.4375}{1.00 \times (40 - 30)} \\ &= 40547.7422 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

### 3. Menentukan Luas Transfer Panas

#### a. Menentukan lmtd

$$\begin{aligned}\text{Suhu air pendingin masuk} &= 86^\circ\text{F} \\ \text{Suhu air pendingin keluar} &= 104^\circ\text{F} \\ \text{Suhu umpan masuk} &= 177.44^\circ\text{F} \\ \text{Suhu umpan keluar} &= 130.73^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}(\text{lmtd}) &= \frac{(T1 - t1) - (T2 - t2)}{\ln \frac{(T1 - t1)}{(T2 - t2)}} \\ &= \frac{(177.44 - 104.00) - (130.73 - 86.00)}{\ln \frac{(177.44 - 104.00)}{(130.73 - 86.00)}} \\ &= 57.90357^\circ\text{F}\end{aligned}$$

#### b. UA Condensing

$$\begin{aligned}(\text{UA})_2 &= \frac{Q_c}{\text{lmtd}} \\ &= \frac{1419226.00 \frac{\text{Btu}}{\text{j}}}{57.90357^\circ\text{F}} \\ &= 24510.1621 \frac{\text{Btu}}{\text{j}}^\circ\text{F}\end{aligned}$$

#### c. Umpan dan Pendingin

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan umpan masuk} &= 4163.351 \text{ Kg/j} \\ &= 9159.373 \text{ lb/j} \\ \text{Kecepatan air pendingin} &= 40547.74 \text{ Kg/j} \\ &= 89205.03 \text{ lb/j}\end{aligned}$$

#### d. Beban Panas

$$\begin{aligned}\text{Beban panas condenser partial} &= 405477.4 \text{ Kcal/j} \\ &= 1609037.3750 \text{ Btu/j}\end{aligned}$$

#### e. Overall Heat Transfer

Dari tabel 8 Kern hal. 840 dipilih Ud untuk :

$$\begin{aligned}\text{Hot fluid} &= \text{Gases} \\ \text{Cold fluid} &= \text{Water} \\ \text{Range Ud} &= 2 - 50 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F}\end{aligned}$$

$$\text{Dipilih } U_d = 35 \text{ Btu/j.ft}^2.\text{°F}$$

f. Menentukan Luas Transfer Panas

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_d \times l_{mtd}} \\ &= \frac{1609037.3750}{35.00 \times 57.9036} = 793.9492 \text{ sqft} \end{aligned}$$

g. Jumlah Pipa

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{A}{L \times a_{t'}} \\ &= \frac{793.9492}{16 \times 0.1963} = 235 \text{ pipa} \end{aligned}$$

4. Menentukan Lay Out

Dari tabel 9.Kern diperoleh lay out dengan spesifikasi :

SHELL :	TUBE :
ID Shell = 21.25	OD, BWG = 0.75 , 10
Nt = 270	ID = 0.482
Pass = 1	Pitch = 1.00 square pitch
	Panjang = 16
	Pass = 2

$$\begin{aligned} U_d \text{ terkoreksi} &= \frac{Q_c}{L \times a_{t'} \times N_t \times l_{mtd}} \\ &= \frac{405477.4375}{16 \times 0.1963 \times 270 \times 57.9036} \\ &= 32.7685 \frac{\text{Btu}}{\text{j}} \text{ sqft F} \end{aligned}$$

– Tube Side ( Cold Fluid)

a. Luas per pipa (at)

$$a_t = \frac{N_t \cdot a_{t''}}{144 \cdot n}$$

$$= \frac{270 \times 0.1820}{144 \times 2}$$

$$= 0,1706 \text{ sqft}$$

b. Kecepatan massa pendingin ( Gt)

$$Gt = \frac{wc}{at}$$

$$= \frac{89205.0313}{0.1706}$$

$$= 522813.3750 \frac{lb}{sqft \cdot j}$$

c. Kecepatan linier pendingin

$$Vt = \frac{Gt}{(3600 \cdot den)}$$

$$= \frac{522813.3750}{(3600 \times 62.400)}$$

$$= 2.3273 \text{ fps}$$

d. Bilangan Reynold

$$Ret = \frac{id \cdot Gt}{visc}$$

$$= \frac{0,482 \cdot 522813.3750}{0,500}$$

$$= 41999.3398$$

Dari fig 25. Kern diperoleh :

$$Hi = 270$$

$$hio = \frac{id}{od} \times hi$$

$$hio = \frac{0.482}{0.75} \times 270$$

$$= 173.52$$

– Shell Side ( Hot Fluid )

a. Jarak Baffle (B)

$$\begin{aligned} B &= \frac{ID_s}{4} \\ &= \frac{21.25}{4} \\ &= 5,31 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Luas Flow Area ( as )

$$\begin{aligned} A_s &= \frac{ID_s \cdot C' \cdot B}{144 \cdot Pt} \\ &= \frac{21.25 \times 0.2500 \times 5.31}{144 \times 1} \\ &= 0.1960 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

c. Kecepatan Massa Umpan

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{wa}{a_s} \\ &= \frac{9159.3730}{0.1960} \\ &= 46733.7188 \frac{\text{lb}}{\text{j ft}^2} \end{aligned}$$

d. Reynold Number

$$\begin{aligned} Res &= \frac{De \cdot G_s}{\mu} \\ &= \frac{0.0792 \times 46733.7188}{0.0634} \\ &= 58532 \end{aligned}$$

e. Kecepatan Massa Umpan

$$\begin{aligned} G &= \frac{wa}{\frac{L \cdot N_t^2}{3}} \\ &= \frac{9159,3730}{\frac{16 \times 270^2}{3}} \\ &= 13.7037 \frac{\text{lb}}{\text{j linft}} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned} \text{Asumsi } h_o &= 300 \text{ Btu/j.sqft.F} \\ h_{io} &= 173.52 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_a &= \frac{(t_1 + t_2)}{2} \\ &= \frac{(86.00 + 104.00)}{2} = 95.00^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_v &= \frac{(T_1 + T_2)}{2} \\ &= \frac{(177.440 + 104.00)}{2} = 154.085^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_w &= \frac{t_a + h_o}{(h_o + h_{io})(T_v - t_a)} \\ &= \frac{95.00 + 300}{(300 + 173,520)(154.085 - 95.00)} = 132.433^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_f &= \frac{(t_a + t_w)}{2} \\ &= \frac{(95.00 + 131.433)}{2} = 113.717^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Sifat embunnya pada suhu  $t_f = 113.7167^\circ\text{F}$

$$\text{Densitas} = 1.072$$

$$\text{Konduktifitas} = 0.2583$$

$$\text{Viskositas} = 0.835$$

Dari fig. 12.9 diperoleh  $h_o = 65$

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_o \cdot h_{io}}{h_o + h_{io}} \\ &= \frac{65.00 \times 173,520}{65.00 + 173,520} = 47.2866 \frac{\text{Btu}}{\text{j}} \cdot \text{sqft.F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_d \cdot U_c} \\ &= \frac{47,2866 - 32.769}{47,2866 \times 32.7685} = 0.0094 \end{aligned}$$

$$Rd \text{ min Gases} = 0.001$$

$$Rd \text{ min water} = 0.001$$

$$Rd \text{ min total} = 0.001 + 0.001 = 0.002$$

Jadi  $Rd > Rd \text{ min} \rightarrow$  bisa digunakan

## 5. Pressure Drop

### a. Shell

$$de = 0.0792 \text{ ft}$$

$$Res = 58352.0391$$

$$Dens = 0.8702 \text{ lb/cuft}$$

Dari fig. 29 Kern diperoleh  $f = 0.00014000$

$$\begin{aligned} Dp \text{ shell} &= \frac{f \cdot Gs^2 \cdot Ds \cdot (N + 1)}{2 \cdot g \cdot Dens \cdot De} \\ &= \frac{0.00014 \times 46733.7188^2 \times 21.25 \times 2}{2 \times (5.22E + 10) \times 0.8702 \times 0.0792} \\ &= 0.0036 \text{ psi} \end{aligned}$$

### b. Tube

$$de = 0.0402 \text{ ft}$$

$$Ret = 41999.3398$$

$$Dens = 1.000 \text{ lb/cuft}$$

Dari fig. 26 Kern diperoleh  $f = 0.00023000$

$$\begin{aligned} Dp \text{ tube} &= \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{2 \cdot g \cdot Dens^2 \cdot De'} \\ &= \frac{0.00023 \times 522813.3750^2 \times 16 \times 2}{5.22E + 10 \times 1.00^2 \times 0.040} \\ &= 0.4797 \text{ psi} \end{aligned}$$

## HEATER ( HE – 01 )

Fungsi : Memanaskan umpan masuk reaktor dari suhu 84,7 °C menjadi suhu 240 °C dengan pemanas gas keluar reaktor pada suhu 248,50 °C, dengan kecepatan umpan = 633,1124 kg/j



### A. Neraca Panas Heat Exchanger (HE)

#### 1. Entalpi umpan Heat Exchanger (HE)

Suhu umpan masuk HE = 84,70 °C

Suhu referensi = 25 °C

Komponen	m	Cp.Dt	m.Cp.dT
H2	180,894	408,264	73852,406
CH4	10,192	530,849	5410,193
C6H6	0,003	1306,396	4,137
C6H12	0,315	1741,885	549,117
C7H8	0,000	1648,292	0,154
Jumlah	191,404		79816,008

$$H1 = 79816,008$$

#### 2. Entalpi keluar Heat Exchanger

Suhu umpan masuk HE = 240 °C

Suhu referensi = 25 °C

Komponen	m	Cp.Dt	m.Cp.dT
H2	180,894	1478,447	267441,438
CH4	10,192	2135,997	21769,182
C6H6	0,003	5790,171	18,336
C6H12	0,315	7846,814	2473,652
C7H8	0,000	7210,720	0,674
Jumlah	191,404		291703,281

$$H2 = 291703,281 \text{ Kcal/j}$$

$$\text{Beban panas HE} = HE2 - HE1$$

$$= 291703,281 - 79816,0078 \text{ Kcal/j}$$

$$= 211887,2813 \text{ Kcal/j}$$

3. Enthalpy gas keluar reactor sebelum HE pada suhu 248,50

Suhu refferensi = 25 °C

Komponen	m	Cp	m.Cp
H2	46,580	6,920	322,342
CH4	10,192	11,485	117,052
C6H6	0,452	33,803	15,287
C6H12	45,086	46,749	2107,733
C7H8	0,038	41,715	1,605
Jumlah	102,349		2564,019

$$\text{Enthalpi gas keluar reactor} = m \cdot cp (T_{gl} - T_o)$$

$$= 2564,019 \cdot (248,5 \text{ °C} - 25 \text{ °C}) \text{ Kcal/j}$$

$$= 573058,125 \text{ Kcal/j}$$

4. Enthalpy gas keluar reactor setelah HE

$$\begin{aligned} \text{Enthalpy gas keluar HE} - 01 &= Q_3 - Q_s \\ &= 573058,125 - 211887,281 \text{ Kcal/j} \\ &= 361170,844 \text{ Kcal/j} \end{aligned}$$

$$\text{Suhu refferensi} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen	m	Cp	m.Cp
H2	46,580	6,900	321,406
CH4	10,192	10,600	108,034
C6H6	0,452	30,137	13,629
C6H12	45,086	41,156	1855,555
C7H8	0,038	37,307	1,435
Jumlah	102,349		2300,059

$$\begin{aligned} \text{Suhu gas keluar T4} &= \frac{361170,844 \text{ Kcal/j}}{2300,059 \text{ Kcal/j}} + 25 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 182,0268 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

B. Perhitungan Luas Transfer Panas

1. Menentukan DT lmtd

$$\text{Suhu umpan masuk} = 184,46^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu umpan keluar} = 464 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu gas panas masuk} = 479,3 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu gas panas keluar} = 359,6482 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$DT (lmtd) = \frac{(T1 - t2) - (T2 - t1)}{\ln \frac{T1 - t2}{T2 - t1}}$$

$$\begin{aligned} DT (lmtd) &= \frac{(479,3 - 464,0) - (359,6 - 184,5)}{\ln \frac{479,3 - 464,0}{359,6 - 184,5}} \\ &= 65,58147 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \\
 &= \frac{(184,5 - 464,0)}{(359,6 - 479,3)} \\
 &= 2,336279 \\
 \\
 S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \\
 &= \frac{(359,6 - 479,3)}{(184,5 - 479,3)} \\
 &= 0,4058194
 \end{aligned}$$

Dari fig 22 Kern diperoleh  $F_t = 0,75$

## 2. Umpan dan Gas Panas

Kecepatan umpan masuk = 633,1124 kg/j = 1392,847 lb/j

Kecepatan gas panas = 4160,29 kg/j = 9152,639 lb/j

## 3. Beban Panas

Beban panas Reboiler = 211887,3 Kcal/j

= 840822,5 Btu/j

## 4. Overall Heat Transfer

Dari tabel 8. Kern hal 840 dipilih Ud untuk,

Hot fluid = gases

Cold fluid = gases

Range Ud = 5 – 50 Btu/j.sqft. °F

Sehingga Ud = 40 Btu/j.sqft. °F

## 5. Luas Transfer Panas dan Jumlah Pipa

Tipe alat : Shell & Tube Pipe Heat Exchanger

Dari tabel 10. Kern dipilih pipa :

OD = 0,75 in

ID = 0,62 in

BWG = 16

AT1 = 0,302 sqin

$$AT2 = 0,1963 \text{ sqft/ft}$$

Luas Transfer Panas :

$$\begin{aligned} A &= \frac{Qbcl}{Ud \times lmt dx Ft} \\ &= \frac{840822,5}{40 \times 65,58 \times 0,75} \\ &= 427,37 \text{ sqft} \end{aligned}$$

Jumlah pipa :

$$\begin{aligned} Nt &= \frac{A}{L \times at'} \\ Nt &= \frac{427,37}{16 \times 0,1963} = 136 \text{ pipa} \end{aligned}$$

#### 6. Ud koreksi

Dari tabel 9. Kern diperoleh lay out Reboiler berupa HE 2 -2 dengan spesifikasi :

Shell	Tube
ID shell : 15,25	OD, BWG : 0,75 , 16
Nt : 124	ID : 0,62
Pass : 2	Pitch : 1 square pitch
	L : 16
	Pass : 2

$$Ud \text{ koreksi} = \frac{Qc}{L \times at' \times Nt \times Dt(lmtd)}$$

$$Ud \text{ koreksi} = \frac{840822,5}{16 \times 0,1963 \times 124 \times 65,58 \times 0,75}$$

$$= 43,89 \frac{Btu}{j. \text{sqft. } ^\circ\text{F}}$$

#### C. Tube Side (Hot Fluid)

##### 1. Luas per-pipa (at)

$$at = \frac{Nt \times at''}{144 \times n}$$

$$= \frac{124 \times 0,3020}{144 \times 2}$$

$$= 0,1300 \text{ sqft}$$

2. Kecepatan massa Gas panas (Gt)

$$Gt = \frac{wc}{at}$$

$$= \frac{9152,639}{0,130} = 70389,8750 \frac{lb}{sqft.j}$$

3. Bilangan Reynold

$$Ret = \frac{id \times Gt}{visc}$$

$$= \frac{0,620 \times 70389,8750}{0,034}$$

$$= 107343,859$$

Dari fig 24. Kern diperoleh  $jH = 264,7738$

$$hi = jH \times \left[ \frac{k}{D} \right] \left[ \frac{cp \times \mu}{k} \right]^{0,33}$$

$$= 265 \times \left[ \frac{0,084}{0,052} \right] \left[ \frac{0,430 \times 0,0339}{0,0843} \right]^{0,33}$$

$$= 242,1 \frac{Btu}{j.ft^2.^\circ F}$$

$$hio = \frac{id}{od} \times hi$$

$$= \frac{0,62}{0,75} \times 242,1$$

$$= 200,1 \frac{Btu}{j.ft^2.^\circ F}$$

D. Shell Side (Cold Fluid)

1. Jarak Buffle (B)

$$B = \frac{IDs}{4}$$

$$= \frac{15,25}{4} = 7,63 \text{ in}$$

2. Luas Flow Area (as)



$$\begin{aligned}
 As &= \frac{IDs \times C' \times B}{144 \times Pt} \\
 &= \frac{15,25 \times 0,2500 \times 7,63}{144 \times 1,000 \times 2} \\
 &= 0,101 ft^2
 \end{aligned}$$

### 3. Kecepatan Massa Umpan

$$Gs = \frac{wa}{as}$$

$$Gs = \frac{1392,85}{0,10094} = 13798,959 \frac{lb}{j.ft^2}$$

### 4. Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 Res &= \frac{De \times Gs}{\mu} \\
 &= \frac{0,079 \times 13799}{0,0162} \\
 &= 67433
 \end{aligned}$$

Dari fig 28. Kern diperoleh  $jH = 408,0583$

Panas spesifik = 0,351

Konduktivitas panas = 0,0831

Viskositas = 0,0162

$$\begin{aligned}
 ho &= jHx \left[ \frac{k}{De} \right] \left[ \frac{cp \times \mu}{k} \right]^{0,33} \\
 &= 158 \times \left[ \frac{0,0831}{0,079} \right] \left[ \frac{0,35 \times 0,0162}{0,0831} \right]^{0,33} \\
 &= 68,2 \frac{Btu}{j.ft^2.^\circ F}
 \end{aligned}$$

### 5. Clean Overall Heat Transfer Coefficient

$$\begin{aligned}
 Uc &= \frac{hio \times ho}{hio + ho} \\
 &= \frac{200,1 \times 68,2}{200,1 + 68,2}
 \end{aligned}$$

$$= 51 \frac{Btu}{j.ft^2.^{\circ}F}$$

6. Fouling Factor

$$\begin{aligned} Rd &= \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud} \\ &= \frac{50,9 - 43,89}{50,9 \times 43,89} \\ &= 0,00313 \end{aligned}$$

$$Rd \text{ min gas panas} = 0,001$$

$$Rd \text{ min gases} = 0,001$$

$$Rd \text{ min total} = 0,001 + 0,001 = 0,002$$

E. Pressure Drop

1. Shell

$$De = 0,079 \text{ ft}$$

$$Res = 67433,18$$

$$Spgr = 0,870$$

Dari fig. 29 Kern diperoleh  $f = 0,0001400$

$$\begin{aligned} Dp \text{ shell} &= \frac{f \times Gs \times Ds \times (N + 1)}{2 \times g \times Dens \times De} \\ &= \frac{0,00014 \times (13799^2) \times 15,25 \times 3}{5,22^{10} \times 0,87 \times 0,079} \\ &= 0,0003 \text{ psi} \end{aligned}$$

2. Tube

$$d = 0,052 \text{ ft}$$

$$Ret = 107343,9$$

$$Spgr = 1,00$$

Dari fig 26. Kern diperoleh  $f = 0,0002300$

$$\begin{aligned} Dp \text{ tube} &= \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{2 \times g \times Dens^2 \times De'} \\ &= \frac{0,00023 \times (70389,9^2) \times 16,00 \times 2}{5,22^{10} \times 0,01^2 \times 0,052} \end{aligned}$$

= 0,0067606 *psi*

## HEATER ( HE – 02 )

Fungsi : Memanaskan umpan masuk reaktor dari suhu 240°C menjadi suhu 250 °C dengan pemanas Downterm A pada suhu 270 °C, dengan kecepatan umpan = 633,121 kg/j



### A. Neraca Panas Heat Exchanger (HE)

#### 1. Entalphi umpan Heat Exchanger (HE)

Suhu umpan masuk HE = 240 °C

Suhu referensi = 25 °C

Komponen	m	Cp.Dt	m.Cp.dT
H2	180,894	1478,447	267441,438
CH4	10,192	2135,997	21769,182
C6H6	0,003	5790,171	18,336
C6H12	0,315	7846,814	2473,652
C7H8	0,000	7210,720	0,674
Jumlah	191,404		291703,281

$$H1 = 291703,281$$

#### 2. Entalphi keluar Heat Exchanger

Suhu umpan masuk HE = 250 °C

Suhu referensi = 25 °C

Komponen	m	Cp.Dt	m.Cp.dT
H2	180,894	1547,639	279957,875
CH4	10,192	2250,385	22934,977
C6H6	0,003	6126,368	19,400
C6H12	0,315	8311,468	2620,131
C7H8	0,000	7625,654	0,713
Jumlah	191,404		305533,094

$$H2 = 305533,094 \text{ Kcal/j}$$

$$\text{Beban panas HE} = HE2 - HE1$$

$$= 305533,094 - 291703,281 \text{ Kcal/j}$$

$$= 13829,813 \text{ Kcal/j}$$

#### B. Menentukan Jumlah Downterm A

$$\text{Suhu Downterm A masuk} = 270 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu Downterm A keluar} = 255 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Jumlah Dwnterm A} =$$

$$wc = \frac{Qs}{cp \times (Tc1 - Tc2)}$$

$$wc = \frac{13829,8125}{0,45 \times (270 - 255)} = 2048,86 \text{ kg/jam}$$

#### C. Perhitungan Luas Transfer Panas

##### 1. Menentukan DT lmtd

$$\text{Suhu umpan masuk} = 464 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu umpan keluar} = 482 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu gas panas masuk} = 518 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu gas panas keluar} = 491 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$DT (lmtd) = \frac{(T1 - t2) - (T2 - t1)}{\ln \frac{T1 - t2}{T2 - t1}}$$

$$DT (lmtd) = \frac{(518 - 482) - (491 - 464)}{\ln \frac{518 - 482}{491 - 464}}$$

$$= 31,28454^{\circ}\text{F}$$

2. Umpan dan Downterm A

Kecepatan umpan masuk = 633,121 kg/j = 1392,866 lb/j

Kecepatan Downterm A = 2048,861 kg/j = 4507,495 lb/j

3. Beban Panas

Beban panas HE – 01 = 13829,81 Kcal/j  
= 54880,21 Btu/j

4. Overall Heat Transfer

Dari tabel 8. Kern hal 840 dipilih Ud untuk,

Hot fluid = gases

Cold fluid = gases

Range Ud = 5 – 100 Btu/j.sqft.°F

Sehingga Ud = 80 Btu/j.sqft. °F

5. Luas Transfer Panas dan Jumlah Pipa

Tipe alat : Shell & Tube Pipe Heat Exchanger

Dari tabel 10. Kern dipilih pipa :

OD = 1,32 in

ID = 1,042 in

AT1 = 0,8523248 sqin

AT2 = 0,3454 sqft/ft

Luas Transfer Panas :

$$A = \frac{Qbcl}{Ud \times lmtd}$$

$$= \frac{54880,21}{80 \times 31,285}$$

$$= 21,92785 \text{ sqft}$$

Luas transfer panas kurang dari 100 ft<sup>2</sup> maka dipilih HE double pipe

$$L \text{ total} = 63,48537 \text{ ft}$$

Diambil panjang HE 12 ft, 3.0 Hairpin

6. Ud koreksi

Dari tabel 9. Kern diperoleh lay out HE berupa HE 2 -2 dengan spesifikasi :

Tube	Anulus
OD : 1,32 in	OD : 2,380 in
ID : 1,04 in	ID : 2,067 in
Hairpin : 3	L : 12 ft

$$Ud \text{ koreksi} = \frac{Qc}{L \times at' \times Dt(lmtd)}$$

$$Ud \text{ koreksi} = \frac{54880,21}{12 \times 21,92785 \times 31,28454}$$

$$= 70,5393 \frac{Btu}{j. sqft. ^\circ F}$$

D. Tube Side (Hot Fluid)

1. Luas per-pipa (at)

$$\begin{aligned} at &= \frac{\pi \cdot d^2}{4} \\ &= \frac{3,14 \times 0,087^2}{4} \\ &= 0,005918922 \text{ sqft} \end{aligned}$$

2. Kecepatan massa Gas umpan (Gt)

$$\begin{aligned} Gt &= \frac{wa}{ap} \\ &= \frac{1392,87}{0,00592} = 235324,3 \frac{lb}{sqft.j} \end{aligned}$$

3. Kecepatan linier Umpan

$$Vt = \frac{Gt}{3600 \cdot den}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{235324,313}{3600 \cdot 53,3} \\
 &= 1,225265
 \end{aligned}$$

4. Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}
 Ret &= \frac{id \times Gt}{visc} \\
 &= \frac{0,087 \times 235324,31}{1,4510} \\
 &= 14082,39
 \end{aligned}$$

Dari fig 24. Kern diperoleh  $jH = 120$

$$\begin{aligned}
 hi &= jH \times \left[ \frac{k}{D} \right] \left[ \frac{cp \times \mu}{k} \right]^{0,33} \\
 &= 120 \times \left[ \frac{0,0854}{0,052} \right] \left[ \frac{0,61458 \times 1,451032}{0,0854} \right]^{0,33} \\
 &= 256 \frac{Btu}{j.ft^2.^\circ F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 hio &= \frac{id}{od} \times hi \\
 &= \frac{1,04}{1,32} \times 256 \\
 &= 202 \frac{Btu}{j.ft^2.^\circ F}
 \end{aligned}$$

E. Anulus side (Hot Fluid)

1. Luas per pipa (at)

$$\begin{aligned}
 Aa &= \frac{\pi \cdot (D_2^2 - D_1^2)}{4} \\
 &= \frac{3,14 \cdot (0,172^2 - 0,110^2)}{4} = 0,0137925 \text{ sqft}
 \end{aligned}$$

2. Kecepatan massa Downterm A :

$$\begin{aligned}
 Ga &= \frac{wa}{Aa} \\
 &= \frac{4507,49}{0,0138}
 \end{aligned}$$



$$= 326807,8 \frac{lb}{j \cdot linft}$$

3. Reynold Number Anulus :

$$\begin{aligned} Rea &= \frac{De \times Gs}{\mu} \\ &= \frac{0,160 \times 326807,781}{0,07420} \\ &= 703508 \end{aligned}$$

Dari fig 24. Kern diperoleh  $jH = 110$

Panas spesifik = 0,61458

Konduktifitas panas = 0,104554

Viscositas = 1,451032

$$ho = jH \left[ \frac{k}{D} \right] \left[ \frac{cp \cdot \mu}{k} \right]^{0,33}$$

$$ho = 268,7 \text{ Btu} / j \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} Uc &= \frac{hio \cdot ho}{(hio + ho)} \\ &= \frac{202 \cdot 268,7}{(202 + 268,7)} \end{aligned}$$

$$Uc = 115 \text{ Btu} / j \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} Rd &= \frac{(Uc - Ud)}{Uc \cdot Ud} \\ &= \frac{(115,3 - 70,54)}{115,3 \cdot 70,5} \\ &= 0,00551 \end{aligned}$$

$$Rd \text{ min Light Organic} = 0,002$$

$$Rd \text{ min Downterm A} = 0,001$$

$$Rd \text{ min total} = 0,002 + 0,001 = 0,002$$

Jadi  $Rd > Rd \text{ min} \longrightarrow$  bisa digunakan

5. Pressure Drop

a. Annulus

$$de = 0.160 \text{ ft}$$

$$Rea = 703507.88$$

$$Dens = 62.400 \text{ lb/cuft}$$

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,264}{Rea^{0,42}} \\ &= 0,0035 + \frac{0,264}{703507,9^{0,42}} \\ &= 0,0044242 \end{aligned}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} DFa &= \frac{4 \cdot f \cdot Ga^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot dens^2 \cdot De'} \\ &= \frac{4 \cdot 0,00442 \cdot 326807,8^2 \cdot 12}{2 \cdot 4,18 \cdot 10^8 \cdot 62,4^2 \cdot 0,160'} \\ &= 2,721989 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Va &= \frac{Ga}{3600 \cdot dens} \\ &= \frac{326807,781}{3600 \cdot 62,4} \\ &= 1,45481 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F1 &= 3 \cdot \left[ \frac{V^2}{2 \cdot g'} \right] \\ &= 3 \cdot \left[ \frac{1,4548^2}{2 \cdot 32,2} \right] \\ &= 0,098592974 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Dp &= \frac{(DFa + F1) \times Dens}{144} \\ &= \frac{(2,721989 + 0,09859 \cdot 62,40)}{144} \\ &= 1,22225 \text{ psi} \end{aligned}$$

b. Pipa

$$d = 0,087 \text{ ft}$$

$$Ret = 14082,4$$

$$Spgr = 1,00 \text{ lb/cuft}$$

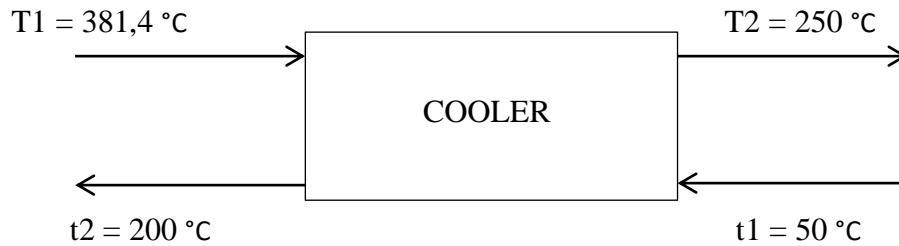
$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,264}{Ret^{0,42}} \\ &= 0,0035 + \frac{0,264}{14082,4^{0,42}} \\ &= 0,0082771 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} DFp &= \frac{4 \cdot f \cdot Gp^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot S^2 \cdot De'} \\ &= \frac{4 \cdot 0,00828 \cdot 235324,3^2 \cdot 12}{2 \cdot 4,18 \cdot 10^8 \cdot 1^2 \cdot 0,087} \\ &= 303,0803223 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Dp &= \frac{(DFp \cdot Dens)}{144} \\ &= \frac{(303,080322) \cdot 1,00}{144} \\ &= 2,1047 \text{ psi} \end{aligned}$$

## COOLER (CL - 01)

Tugas : Mendinginkan umpan masuk reactor dari suhu 381,4 °C menjadi suhu 250 °C dengan pendingin downterm A masuk pada suhu 50 °C dengan kecepatan umpan = 3530,708 Kg / j



### A. Neraca panas HE

#### 1. Enthalpi umpan HE

Suhu umpan masuk HE = 381,4 °C

Suhu referensi = 25°C

Komponen	m	cp dT	H
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	45,220	10993,314	497120,156
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,038	13627,619	522,990
Jumlah	45,259		497643,156

Panas massa masuk = 497643,156 kcal/j

#### 2. Enthalpi keluar HE :

Suhu keluar HE = 250 °C

Suhu referensi = 25 °C

Komponen	m	cp dT	H
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	45,220	6126,368	277035,719
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,038	7625,654	292,651
Jumlah	45,259		277328,375

Panas massa keluar = 277328,375 kcal/j

Beban panas cooler = Q<sub>2</sub> - Q<sub>1</sub>

$$= 497643,156 - 277328,375 \text{ kcal/j}$$

$$= 220314,718 \text{ kcal/j}$$

### B. Menentukan jumlah pendingin :

Suhu pendingin masuk = 50 °C

Suhu pendingin keluar = 200 °C

$$C_p \text{ pendingin} = 0,573 \text{ kcal/kg } ^\circ\text{C}$$

Jumlah pendingin :

$$\begin{aligned} wa &= \frac{Q_c}{C_p \cdot (t_2 - t_1)} \\ &= \frac{220314,781}{0,573 \cdot (200 - 50)} \\ &= 2563,290 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

C. Perhitungan luas transfer panas :

a. Menentukan DT lmtd

$$\text{Suhu umpan HE masuk (T1)} = 718,52 \text{ F}$$

$$\text{Suhu umpan HE keluar (T2)} = 482 \text{ F}$$

$$\text{Suhu air pendingin masuk (t1)} = 122 \text{ F}$$

$$\text{Suhu air pendingin keluar (t2)} = 392 \text{ F}$$

$$\begin{aligned} DT (lmtd) &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\frac{\ln(T_1 - t_2)}{T_2 - t_1}} \\ &= \frac{(718,5 - 392,0) - (482,0 - 122,0)}{\frac{\ln(718,5 - 392,0)}{482,0 - 122,0}} \\ &= 342,9877 \text{ F} \end{aligned}$$

b. Umpan dan dowtherm A :

$$\text{Kecepatan umpan masuk} = 3530,708 \text{ kg/j}$$

$$= 7767,559 \text{ lb/j}$$

$$\text{Kecepatan dowtherm A} = 2563,29 \text{ kg/j}$$

$$= 5639,238 \text{ lb/j}$$

c. Beban panas :

$$\text{Beban panas HE} = 220314,8 \text{ kcal/j}$$

$$= 874265 \text{ BTU/j}$$

d. Overall heat transfer

Dari tabel 8 Kern hal.840 dipilih Ud untuk

Hot fluid = gases

Cold fluid = downterm.

Range Ud = 6 – 60 BTU/j ft<sup>2</sup> F

Dipilih Ud = 40 BTU/j ft<sup>2</sup> F

Type alat : double pipe heat exchanger

a. Pemilihan pipa

Dari tabel 10. Kern dipilih pipa :

$$\text{OD} = 4,58 \text{ in}$$

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

$$\text{AT1} = 12,72381 \text{ in}^2$$

$$AT2 = 1,198433 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

b. Menentukan luas transfer panas :

Luas transfer panas dan jumlah pipa :

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{Ud \cdot DTlmt\bar{d}} \\ &= \frac{874265,00}{40,00 \cdot 342,988} \\ &= 63,72423 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Luas transfer panas kurang dari 100 ft<sup>2</sup> maka dipilih HE double pipe

$$L \text{ total} = 53,17294 \text{ ft}$$

Diambil panjang HE = 12 ft, 2 Hairpin

Spesifikasi HE

Tube	Anulus
OD = 4,58 in	OD = 6,625 in
ID = 4,03 in	ID = 6,065 in
Hairpin = 2	Panjang = 12 ft

$$UD \text{ terkoreksi} = 44,31078 \text{ Btu/j ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Inner pipe side, cold fluid :

Luas per pipa (at)

$$\begin{aligned} ap &= \frac{\pi \cdot d^2}{4} \\ &= \frac{3,14 \cdot 0,336^2}{4} \\ &= 0,883598 \text{ sqft} \end{aligned}$$

Kecepatan massa umpan (Gt)

$$\begin{aligned} Gt &= \frac{wa}{ap} \\ &= \frac{7767,56}{0,8836} \\ &= 87908,29 \end{aligned}$$

Kecepatan linier umpan

$$\begin{aligned} Vt &= \frac{Gp}{3600 \cdot den} \\ &= \frac{87908,289}{3600 \cdot 57} \\ &= 0,4287604 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} Rep &= \frac{d \cdot Gp}{vis} \\ &= \frac{0,336 \cdot 87908,29}{0,5690} \\ &= 51833,45 \end{aligned}$$

Dari fig 24. Kern diperoleh  $jH = 200$

Panas spesifik	= 0,856
Konduktifitas panas	= 0,7405
Viscositas	= 0,569

$$hi = jH \left[ \frac{k}{D} \right] \left[ \frac{cp \cdot \mu}{k} \right]^{0,33}$$

$$hi = 384,4 \text{ Btu/jft}^2 F$$

$$hio = \frac{id}{od \cdot hi}$$

$$hio = 337,9 \text{ Btu/jft}^2 F$$

Anulus side, Hot fluid :

Luas per pipa (at)

$$\begin{aligned} At &= \frac{\pi \cdot (0,505^2 - 0,382^2)}{4} \\ &= 8,617463E - 02 \text{ sqft} \end{aligned}$$

Kecepatan massa steam :

$$\begin{aligned} Ga &= \frac{wa}{At} \\ &= \frac{5639,24}{0,0862} \\ &= 65439,66 \frac{lb}{j \text{ linft}} \end{aligned}$$

Reynold number anulus :

$$Rea = \frac{De \cdot Gs}{\mu}$$

$$= \frac{0,288 \cdot 65439,656}{0,47844}$$

$$= 39340$$

Dari fig 24. Kern diperoleh  $jH = 89$

Panas spesifik = 0,5798

Konduktifitas panas = 0,16242

Viskositas = 0,47844

$$h_o = jH \left[ \frac{k}{De} \right] \left[ \frac{cp \cdot \mu}{k} \right]^{0,33}$$

$$= 89 \left[ \frac{0,162}{0,288} \right] \left[ \frac{0,580 \cdot 0,4784}{0,1624} \right]^{0,33}$$

$$= 60,0 \text{ Btu/jft}^2 F$$

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{(h_{io} + h_o)}$$

$$= \frac{337,9 \cdot 60,0}{(337,9 + 60,0)}$$

$$= 51 \text{ Btu/j ft}^2 F$$

$$R_d = \frac{(U_c - U_d)}{U_c \cdot U_d}$$

$$= \frac{(50,9 - 44,31)}{50,9 \cdot 44,31}$$

$$= 0,00293$$

Rd min air = 0,002

Rd min water = 0,001

Rd min total = 0,002 + 0,001 = 0,003

Jadi  $R_d > R_d \text{ min}$   $\longrightarrow$  bisa digunakan

Pressure drop

Annulus



$$de = 0,288 \text{ ft}$$

$$Rea = 39340,43$$

$$Dens = 79,424 \text{ lb / cuft}$$

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,264}{Rea^{0,42}} \\ &= 0,0035 + \frac{0,264}{39340,4^{0,42}} \\ &= 0,0066029 \end{aligned}$$

Dimana :

$$\begin{aligned} Dfa &= \frac{4 \cdot f \cdot Ga^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot Dens^2 \cdot De'} \\ &= \frac{4 \cdot 0,00660 \cdot 65439,7^2 \cdot 12}{2 \cdot 4,18 \cdot 10^8 \cdot 79,42^2 \cdot 0,288'} \\ &= 0,071068 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Va &= \frac{Ga}{3600 \cdot dens} \\ &= \frac{65439,656}{3600 \cdot 79,42} \\ &= 0,22887 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F1 &= 3 \cdot \left[ \frac{V^2}{2 \cdot g'} \right] \\ &= 3 \cdot \left[ \frac{0,2289^2}{2 \cdot 32,2} \right] \\ &= 0,0024401068 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Dp &= \frac{(Dfa + F1) \cdot Dens}{144} \\ &= \frac{(0,071068 + 0,00244) \cdot 79,42}{144} \\ &= 0,04054 \text{ psi} \end{aligned}$$

Pipa

$$d = 0,336 \text{ ft}$$

$$Ret = 51833,4$$

$$Dens = 62,40 \text{ lb / cuft}$$

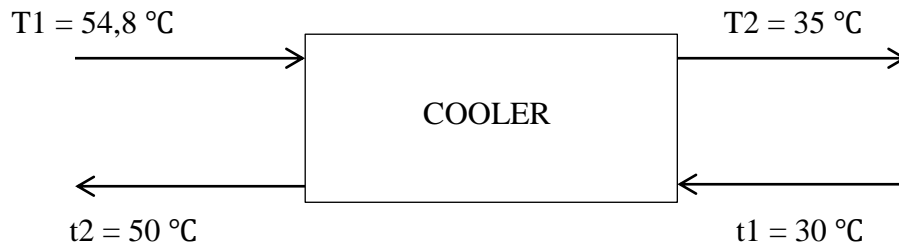
$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,264}{Ret^{0,42}} \\ &= 0,0035 + \frac{0,264}{51833 \cdot 4^{0,42}} \\ &= 0,0062636 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Dfp &= \frac{4 \cdot f \cdot Gp^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot Dens^2 \cdot De'} \\ &= \frac{4 \cdot 0,00626 \cdot 87908,3^2 \cdot 12}{2 \cdot 4,18 \cdot 10^8 \cdot 62,40^2 \cdot 0,336} \\ &= 0,1327511 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Dp &= \frac{(DFp \cdot Dens)}{144} \\ &= \frac{(0,132751) \cdot 62,40}{144} \\ &= 0,0575 \text{ psi} \end{aligned}$$

### COOLER (CL - 03)

Tugas : Mendinginkan produk akhir keluar separator dari suhu 54,8 °C menjadi suhu 35 °C dengan pendingin air pendingin masuk pada suhu 30 °C dengan kecepatan umpan = 3787,877 Kg / j



#### A. Neraca panas HE

##### 1. Enthalpi umpan HE

Suhu umpan masuk HE = 54,8°C

Suhu referensi = 25°C

Komponen	m	cp dT	H
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,448	620,227	277,683
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	44,636	824,697	36811,207
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,038	785,841	30,127
Jumlah	45,122		37119,016

Panas massa masuk = 37119,016 kcal/j

##### 2. Enthalpi keluar HE :

Suhu keluar HE = 35 °C

Suhu referensi = 25 °C

Komponen	m	cp dT	H
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,448	200,864	89,929
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	44,636	266,627	11901,164
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,038	255,321	9,788
Jumlah	45,122		12000,882

Panas massa keluar = 241608,516 kcal/j

$$\begin{aligned}
\text{Beban panas cooler} &= Q_2 - Q_1 \\
&= 37119,016 - 12000,882 \text{ kcal/j} \\
&= 25118,133 \text{ kcal/j}
\end{aligned}$$

B. Menentukan jumlah pendingin :

$$\begin{aligned}
\text{Suhu pendingin masuk} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} \\
\text{Suhu pendingin keluar} &= 50 \text{ }^\circ\text{C} \\
\text{Cp pendingin} &= 1 \text{ kcal/kg }^\circ\text{C} \\
\text{Jumlah pendingin :} &
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
wa &= \frac{Q_c}{C_p \cdot (t_2 - t_1)} \\
&= \frac{25118,133}{1,00 \cdot (50 - 30)} \\
&= 1255,907 \text{ kg/jam}
\end{aligned}$$

C. Perhitungan luas transfer panas :

a. Menentukan DT lmtd

$$\begin{aligned}
\text{Suhu umpan HE masuk (T1)} &= 130,64 \text{ F} \\
\text{Suhu umpan HE keluar (T2)} &= 95 \text{ F} \\
\text{Suhu air pendingin masuk (t1)} &= 86 \text{ F} \\
\text{Suhu air pendingin keluar (t2)} &= 122 \text{ F}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
DT \text{ (lmtd)} &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\frac{\ln(T_1 - t_2)}{T_2 - t_1}} \\
&= \frac{(130,6 - 122,0) - (95,0 - 86,0)}{\frac{\ln(130,6 - 122,0)}{95,0 - 86,0}} \\
&= 8,818775 \text{ F}
\end{aligned}$$

b. Umpan dan dowtherm A :

$$\begin{aligned}
\text{Kecepatan umpan masuk} &= 3787,877 \text{ kg/j} \\
&= 8333,33 \text{ lb/j} \\
\text{Kecepatan dowtherm A} &= 1255,907 \text{ kg/j} \\
&= 2762,995 \text{ lb/j}
\end{aligned}$$

c. Beban panas :

$$\begin{aligned}\text{Beban panas HE} &= 25118,13 \text{ kcal/j} \\ &= 99675,13 \text{ BTU/j}\end{aligned}$$

d. Overall heat transfer

Dari tabel 8 Kern hal.840 dipilih Ud untuk

Hot fluid = gases

Cold fluid = heavy Org.

$$\text{Range Ud} = 75 - 150 \text{ BTU/j ft}^2 \text{ F}$$

$$\text{Dipilih Ud} = 80 \text{ BTU/j ft}^2 \text{ F}$$

Type alat : shell & tube heat exchanger

a. Pemilihan pipa

Dari tabel 10. Kern dipilih pipa :

$$\text{OD} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 0,62 \text{ in}$$

$$\text{BWG} = 16$$

$$\text{AT1} = 0,302 \text{ in}^2$$

$$\text{AT2} = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

b. Menentukan luas transfer panas :

Luas transfer panas dan jumlah pipa :

$$\begin{aligned}A &= \frac{Q}{Ud \cdot DTlmtd} \\ &= \frac{99675,125}{80,000 \cdot 8,819} \\ &= 141,2825 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

a. Jumlah pipa :

$$Nt = \frac{A}{L \cdot at''}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{141,283}{8 \cdot 0,1963} \\
 &= 90 \text{ pipa}
 \end{aligned}$$

e. Menentukan lay out cooler :

Dari tabel 9. Kern diperoleh lay out HE 1 – 2 dengan spesifikasi :

Shell :

$$\begin{aligned}
 \text{ID shell} &= 13,25 \\
 \text{Nt} &= 90 \\
 \text{pass} &= 2
 \end{aligned}$$

Tube :

$$\begin{aligned}
 \text{OD, BWG} &= 0,75, 16 \\
 \text{ID} &= 0,620 \\
 \text{pitch} &= 1,00 \text{ square pitch} \\
 \text{panjang} &= 8 \\
 \text{pass} &= 2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_d \text{ terkoreksi} &= \frac{Q_c}{L \cdot at' \cdot Nt \cdot DTlmt d} \\
 &= \frac{25118,133}{8 \cdot 0,1963 \cdot 90 \cdot 8,8} \\
 &= 79,970 \text{ Btu/j ft}^2 \text{ F}
 \end{aligned}$$

Tube side, cold fluid :

$$\begin{aligned}
 \text{Luas per pipa (at)} \quad at &= \frac{Nt \cdot at'}{144 \cdot n} \\
 &= \frac{90 \cdot 0,302}{144 \cdot 2} \\
 &= 0,094 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan massa pendingin (Gt)} \quad Gt &= \frac{wa}{at} \\
 &= \frac{2762,995}{0,094} \\
 &= 29276,764 \text{ lb/ft}^2 \text{ j}
 \end{aligned}$$

$$\text{Bilangan reynold} \quad Ret = \frac{id \cdot Gt}{\mu}$$

$$= \frac{0,620 \cdot 29276,764}{1,0890}$$

$$= 1389,011$$

Dari fig 24. Kern diperoleh  $jH = 59,9643$

$$hi = jH \left[ \frac{k}{D} \right] \left[ \frac{cp \cdot \mu}{k} \right]^{0,33}$$

$$= 60 \left[ \frac{0,325}{0,052} \right] \left[ \frac{1,0000 \cdot 1,0890}{0,3250} \right]^{0,33}$$

$$hi = 562,164 \text{ Btu/jft}^2 \text{ F}$$

$$hio = \frac{id}{od \cdot hi}$$

$$hio = 464,723 \text{ Btu/jft}^2 \text{ F}$$

Shell side, hot fluid :

Jarak baffle (B) :

$$B = \frac{IDs}{2}$$

$$= \frac{13,250}{2}$$

$$= 6,625 \text{ in}$$

Luas flow area (as) :

$$As = \frac{IDs \cdot C' \cdot B}{144 \cdot Pt \cdot pass}$$

$$= \frac{13,25 \cdot 0,2500 \cdot 6,625}{144 \cdot 1,000}$$

$$= 0,152 \text{ ft}^2$$

Kecepatan massa umpan :

$$Gs = \frac{wC}{as}$$

$$= \frac{8333,330}{0,152}$$

$$= 54681,359 \text{ lb/jft}^2$$

Reynold number shell :

$$Res = \frac{De \cdot Gs}{\mu}$$

$$= \frac{0,079 \cdot 54681,359}{1,181}$$

$$= 3666$$

Dari fig 28. Kern diperoleh  $jH = 33,25584$

$$\text{Panas spesifik} = 0,3288397$$

$$\text{Konduktifitas panas} = 0,9405$$

$$\text{Viskositas} = 1,18096$$

$$ho = jH \left[ \frac{k}{De} \right] \left[ \frac{cp \cdot \mu}{k} \right]^{0,33}$$

$$= 33 \left[ \frac{0,941}{0,079} \right] \left[ \frac{0,329 \cdot 1,181}{0,941} \right]^{0,33}$$

$$= 295,065 \text{ Btu/jft}^2 F$$

$$Uc = \frac{hio \cdot ho}{(hio + ho)}$$

$$= \frac{464,723 \cdot 295,065}{(464,723 + 295,065)}$$

$$= 180,476 \text{ Btu/j ft}^2 F$$

$$Rd = \frac{(Uc - Ud)}{Uc \cdot Ud}$$

$$= \frac{(180,476 - 79,970)}{180,476 \cdot 79,970}$$



$$= 0,0070$$

$$\text{Rd min light organic} = 0,001$$

$$\text{Rd min heavy organic} = 0,001$$

$$\text{Rd min total} = 0,001 + 0,001 = 0,002$$

Jadi  $\text{Rd} > \text{Rd min} \longrightarrow$  bisa digunakan

Pressure drop

Shell

$$d_e = 0,079 \text{ ft}$$

$$\text{Res} = 3665,61$$

$$\text{spgr} = 1,000$$

Dari fig 29. Kern diperoleh :

$$f = 0,0009500$$

$$\begin{aligned} Dp_{shell} &= \frac{f \cdot Gs^2 \cdot L \cdot n}{2 \cdot g \cdot De \cdot s} \\ &= \frac{0,00095 \cdot 54681,4 \cdot 8,00 \cdot 2}{5,22E + 10 \cdot 1,00 \cdot 0,079} \\ &= 0,0182 \text{ psi} \end{aligned}$$

Pipa

$$d = 0,052 \text{ ft}$$

$$\text{Ret} = 1389,0$$

$$\text{spgr} = 1,00$$

Dari fig 26. Kern diperoleh :

$$f = 0,0002850$$

$$Dp_{tube} = 0,5 \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{2 \cdot g \cdot Dens \cdot De'}$$

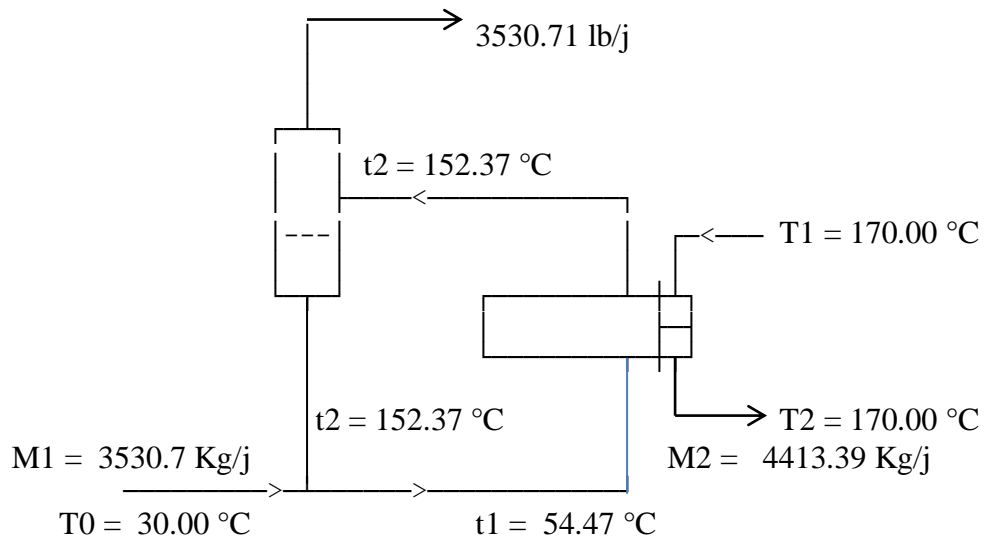
$$= \frac{0,00028 \cdot 29276,8^2 \cdot 8,00 \cdot 2}{5,22E + 10 \cdot 1,00 \cdot 0,052}$$
$$= 0,0007246 \text{ psi}$$

## Vaporizer (VP – 01)

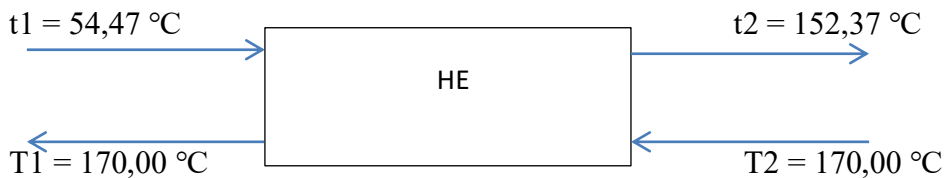
Tugas : Menguapkan  $C_6H_6$  umpan reactor dari suhu  $54\text{ }^\circ\text{C}$  menjadi  $152,37\text{ }^\circ\text{C}$  dengan steam jenuh pada suhu  $170\text{ }^\circ\text{C}$  dengan kecepatan umpan =  $4413,336\text{ Kg/j}$

Type Alat : Shell & tube Vaporizer

Skema alat :



Vaporizer :



A. Suhu campuran dan Neraca Panas :

a. Suhu campuran :

Suhu penguapan  $C_6H_6$  (pada tekanan  $P = 6\text{ atm}$ ) =  $152,37\text{ }^\circ\text{C}$

$$Q_1 + Q_2 = Q_3$$

$$m_1 C_{p1} (T_1 - T_0) + m_2 C_{p2} (T_2 - T_0) = m_3 C_{p3} (T_3 - T_0)$$

$$m_1 C_{p1} (T_1 - T_0) + m_2 C_{p2} (T_2 - T_0) = (m_1 + m_2) C_{p3} (T_3 - T_0)$$

$$m_1 C_{p1} (T_1 - T_0) + m_2 C_{p2} (T_2 - T_0)$$

$$T_3 = \frac{\quad}{(m_1 + m_2) C_{p3}} + T_0$$

Karena senyawa murni maka  $C_{p1} = C_{p2} = C_{p3} = C_p$  dan 80 % teruapkan maka

$$T_3 = \frac{M_1 C_p (T_1 - T_0) + M_2 C_p (T_2 - T_0)}{(M_1 + M_2) C_p} + T_0$$

$$= \frac{M_1 (T_1 - T_0) + M_2 (T_2 - T_0)}{(M_1 + M_2)} + T_0$$

$$= \frac{M_1 (T_1 - T_0) + M_2 (T_2 - T_0)}{(M_1 + M_2)} + T_0$$

$$= \frac{M_1 \cdot T_1 + M_2 \cdot T_2}{(M_1 + M_2)}$$

$$= \frac{3530.709 \text{ Kg/j} \cdot 30.00 \text{ }^\circ\text{C} + 882.677 \text{ Kg/j} \cdot 152.37 \text{ }^\circ\text{C}}{(3530.709 + 882.677) \text{ Kg/j}}$$

$$= 54.474 \text{ }^\circ\text{C}$$

#### b. Neraca Panas HE

##### 1. Enthalpi umpan masuk vaporizer

$$\text{Suhu keluar} = 54,47375 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu refferensi} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen	m	cp dT	H
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	56,5253	615,372681	34784,12
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0480	946,208008	45,39
Jumlah			34829,51

2. Enthalpi keluar vaporizer

Suhu Keluar = 152,3688 °C

Suhu Refferensi = 25 °C

Komponen	m kgmol/jam	cp dT	Q (Kcal/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	56,5253	3095,982666	175001,33
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0480	4850,154297	232,67
Jumlah			175234,00

Panas Sensible umpan (Q<sub>1</sub>) = 140404,4844 Kcal/j

3. Panas Penguapan Vaporizer :

Komponen	m kgmol/jam	Hv Kcal/Kgmol	Qv
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	45,2202	7352	332459,156
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0384	7930	304,331
Jumlah			332763,500

$$\begin{aligned}
 \text{Beban Panas HE} &= Q_s + Q_v \\
 &= 140404,484 + 332763,5000 \text{ Kcal/j} \\
 &= 473168,000 \text{ Kcal/j}
 \end{aligned}$$

B. Beban Panas HE :

Dari perhitungan neraca panas di sekitar HE diperoleh beban panas HE

$$(Q_s) = 473168,00 \text{ Kcal/j}$$

4. Menentukan luas transfer panas :

I. Preheating

a. Menentukan LMTD Preheating

Suhu steam masuk = 338 F

Suhu steam keluar = 338 F

Suhu umpan masuk = 130,0527 F

Suhu umpan keluar = 306,2638 F

$$(\text{lmtd}) = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln(T_1 - t_1)/(T_2 - t_2)}$$

$$= \frac{(338.0 - 306.3) - (338.0 - 130.1)}{\ln \frac{(338.0 - 306.3)}{(338.0 - 130.1)}}$$

$$= 93.73794 \text{ } ^\circ\text{F}$$

b. UA Preheating

$$(\text{UA})_1 = \frac{Q_s}{(\text{lmtd})_{\text{des}}}$$

$$= \frac{557160.625 \text{ Btu/j}}{93.7379 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 5943.8115 \text{ Btu/j}^\circ\text{F}$$

II. Vaporizing

a. Menentukan lmtd Vaporizing

Suhu Steam jenuh masuk = 306.2638 F

Suhu umpan keluar = 338 F

$$(\text{lmtd}) = (T_1 - t_1)$$

$$= (338.0 - 306.3)$$

$$= 31.73621 \text{ } ^\circ\text{F}$$

b. UA vaporizing

$$(\text{UA})_2 = \frac{Q_v}{(\text{lmtd})}$$

$$= \frac{1320490.0000 \text{ Btu/j}}{31.7362 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 41608.3164 \text{ Btu/j}^\circ\text{F}$$

c. DT weighted

$$\begin{aligned}\text{Beban panas total} &= 473168.0000 \text{ Kcal/j} \\ &= 1877650.7500 \text{ Btu /j}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{DT weighted} &= \frac{Q_{\text{total}}}{(UA_1 + UA_2)} \\ &= \frac{1877650.750 \text{ Btu /j}}{(5943.81 + 41608.32)} \\ &= 39.4862 \text{ }^\circ\text{F}\end{aligned}$$

5. Menentukan Jumlah Steam :

$$\begin{aligned}\text{Suhu Steam masuk} &= 170 \text{ Celcius} \\ \text{Panas penguapan} &= 491.7528 \text{ Kcal / Kg}\end{aligned}$$

Jumlah Steam pemanas :

$$\begin{aligned}w_c &= \frac{Q_c}{H_{fg}} \\ &= \frac{473168.000}{491.75} \\ &= 962.21 \text{ Kg/jam}\end{aligned}$$

6. Umpan dan Steam jenuh

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan Umpan masuk} &= 3530.709 \text{ Kg/j} \\ &= 7767.56 \text{ lb/j} \\ \text{Kecepatan Steam jenuh} &= 962.207 \text{ Kg/j} \\ &= 2116.855 \text{ lb/j}\end{aligned}$$

7. Overall heat transfer

Dari tabel 8 Kern hal.840 dipilih Ud untuk

hot fluid = STEAM

cold fluid = light organik

Range Ud = 100 - 200 BTU/j sqft F

dipilih Ud = 130 BTU/j sqft F

8. Pemilihan pipa

Dari table 10. Kern dipilih pipa :

OD = 0,75 in

ID = 0,62 in

BWG = 16

AT1 = 0,302 in<sup>2</sup>

AT2 = 0,1963 ft<sup>2</sup>/ft

9. Menentukan luas transfer panas

Luas transfer panas dan jumlah pipa

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot DT_{lmtD}}$$
$$= \frac{1877650.75}{130.0 \cdot 39.486}$$
$$= 365.7856 \text{ ft}^2$$

10. Jumlah pipa

$$N_t = \frac{A}{L \cdot a'}$$
$$= \frac{365.786}{12 \cdot 0.1963}$$
$$= 155 \text{ pipa}$$



### 11. Menentukan Lay Out HE

Dari table 9. Kern diperoleh lay out HE 1 – 4 dengan spesifikasi :

SHELL :	TUBE :
ID shell = 17,25	OD, BWG = 0,75
Nt = 158	ID = 0,62
Pass = 1	pitch = 1,00 square pitch
	Panjang = 12
	Pass = 4

$$\begin{aligned}
 \text{Ud terkoreksi} &= \frac{Q_c}{L \cdot at' \cdot Nt \cdot Dtlmtd} \\
 &= \frac{473168.000}{12 \cdot 0.1963 \cdot 158 \cdot 39.5} \\
 &= 127.76 \text{ Btu/j sqft F}
 \end{aligned}$$

Tube side, Hot fluid :

Luas per pipa (at)

$$\begin{aligned}
 at &= \frac{Nt \cdot at''}{144 \cdot n} \\
 &= \frac{158 \cdot 0.3020}{144 \cdot 4} \\
 &= 0.0828 \text{ sqft}
 \end{aligned}$$

Kecepatan massa Steam jenuh (Gt)

$$\begin{aligned} Gt &= \frac{wc}{at} \\ &= \frac{2116.855}{0.083} \\ &= 25553.4590 \text{ lb/sqft.j} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} Ret &= \frac{id \cdot Gt}{visc} \\ &= \frac{0.620 \cdot 25553.459}{0.003} \\ &= 389687.719 \end{aligned}$$

Condensation of Steam hio = 1500.0 Btu / j ft<sup>2</sup> °F

Shell side, Cold fluid

Diameter Equivalent (de) :

$$de = \frac{(Pt^2 - 3.14 \cdot OD^2/4)}{12 \text{ OD}}$$

$$\begin{aligned}
 & \frac{(1.0^2 - 3.14 \cdot 0.750^2/4)}{12 \cdot 0.750} \\
 & = 0.045 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Luas As :

$$\begin{aligned}
 \text{As} &= \frac{(\text{ID} \cdot \text{C} \cdot \text{B})}{144 \cdot \text{pt}} \\
 &= \frac{(0.62 \cdot 0.250 \cdot 3.45)}{144 \cdot 1.00} \\
 &= 0.103 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan massa Umpan :

$$\begin{aligned}
 \text{Gs} &= \text{wc} / \text{as} \\
 &= 2116.86 / 0.10332 \\
 &= 20488.279 \text{ lb/j ft}^2
 \end{aligned}$$

Reynold Number Shell:

$$\begin{aligned}
 \text{Res} &= \frac{\text{De} \cdot \text{Gs}}{\mu} \\
 &= \frac{0.045 \cdot 20488.3}{1.1180} \\
 &= 830
 \end{aligned}$$

Asumsi  $h_o = 300 \text{ BTU/j sqft F}$   
 $h_{io} = 1500$

$$t_c = (306.26 + 306.26)/2 = 306.26 \text{ F}$$

$$T_c = 338.00$$

$$\begin{aligned}
 tw &= tc + hio / (ho+hio) (Tc - tc) \\
 &= 306.26 + 1500 / ( 300.00 + 1500.0) (338.00 - 306.26) \\
 &= 332.71 \text{ F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 tf &= (tw - tc) \\
 &= (332.71 - 306.26) \\
 &= 26.45 \text{ F}
 \end{aligned}$$

Dari fig. 15.11 diperoleh  $ho = 300$

$$hio \cdot ho$$

$$\begin{aligned}
 Uc &= \frac{hio \cdot ho}{hio + ho} \\
 &= \frac{1500.0 \cdot 300.0}{1500.0 + 300.0}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Uc &= 250 \text{ Btu / j ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \\
 &= (Uc - Ud)
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Rd &= \frac{Uc \cdot Ud}{Uc - Ud} \\
 &= \frac{250.0 \cdot 127.8}{250.0 - 127.76}
 \end{aligned}$$

$$Rd = 0.00383$$

$$\begin{aligned}
 Rd \text{ min light organic} &= 0.001 \\
 Rd \text{ min Steam} &= 0.001 \\
 Rd \text{ min total} &= 0.002
 \end{aligned}$$

Jadi  $Rd > Rd \text{ min} \longrightarrow$  bisa digunakan

## 12. Pressure Drop

### a. Shell

$$de = 0.045 \text{ ft}$$

$$Res = 830.46$$

$$\text{spgr} = 0.870$$

Dari fig.29 Kern diperoleh :

$$f = 0.0014000$$

$$\begin{aligned} \text{Dp shell} &= \frac{f \cdot Gs^2 \cdot Ds}{2 \cdot g \cdot \text{Dens} \cdot De} \\ &= \frac{0.00140 \cdot 20488.3^2 \cdot 17.25}{5.22E+10 \cdot 0.87 \cdot 0.045} \\ &= 0.0049 \text{ psi} \end{aligned}$$

b. Pipa

$$\begin{aligned} d &= 0.052 \text{ ft} \\ \text{Ret} &= 389687.7 \\ \text{spgr} &= 0.62 \end{aligned}$$

Dari fig.26 Kern diperoleh :

$$f = 0.0012500$$

$$\begin{aligned} \text{Dp tube} &= \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{2 \cdot g \cdot \text{Dens}^2 \cdot De'} \\ &= \frac{0.00125 \cdot 25553.5^2 \cdot 12.00 \cdot 4}{5.22E+10 \cdot 0.62^2 \cdot 0.052} \\ &= 0.0058309 \text{ psi} \end{aligned}$$

## SEPARATOR ( SP – 01 )

Tugas : Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk dalam vaporizer (VP -01)

Tipe Alat : Vertical Drum Separator

Kondisi Operasi : Suhu 152,37 °C dan tekanan 6 atm

Neraca massa di sekitar separator :

Komponen	Umpan Masuk		Hasil Atas		Hasil Bawah	
	Kg/j	Kmol/j	Kg/j	Kmol/j	Kg/j	Kmol/j
C6H6	4408,973	56,5253	3527,178	45,220	881,794	11,3051
C7H8	4,413	0,0480	3,531	0,038	0,883	0,0096
	4413,386		3530,709		882,677	

### A. Dimensi Separator

#### 1. Kecepatan massa cairan

$$W1 = 882,677 \frac{kg}{j} \times \frac{2,2 lb/kg}{3600 dt/j}$$

$$= 0,539 lb/dt$$

$$Rhol = 49,546 lb/cuft$$

#### 2. Kecepatan massa uap

$$Wv = 3530,709 \frac{kg}{j} \times \frac{2,2 lb/kg}{3600 dt/j}$$

$$= 2,158 lb/dt$$

$$rhov = \frac{Pt \times BM}{R \times T}$$

$$= \frac{6,0 \times 92,0}{82,06 \times 425,4} \times 62,4$$

$$= 0,98679 lb/cuft$$

#### 3. Pemisahan factor gas – cairan

$$Fsv = \frac{W1}{Wv} \times \left[ \frac{rhov}{Rhol} \right]^{0,5}$$

$$= \frac{0,539}{2,158} \times \left[ \frac{0,987}{49,546} \right]^{0,5}$$

$$= 0,035$$

#### 4. Maksimum Vapor Velocity

Dari fig. 5-1 Evans, diperoleh harga  $K_v = 0,122$

$$\begin{aligned}U_v (Max) &= K_v \times \left[ \frac{R_{hol} - r_{hov}}{r_{hov}} \right]^{0,5} \\&= 0,122 \times \left[ \frac{49,55 - 0,987}{0,987} \right]^{0,5} \\&= 0,856 \text{ ft/dt}\end{aligned}$$

#### 5. Kecepatan Volume Uap

$$\begin{aligned}Q_v &= \frac{2,158 \text{ lb/dt}}{0,987 \text{ lb/cuft}} \\&= 2,187 \text{ cuft}\end{aligned}$$

#### 6. Luas Penampang Shell

$$\begin{aligned}A_s &= \frac{Q_v}{U_v (max)} \\&= \frac{2,187 \text{ cuft}}{0,856 \text{ ft/dt}} = 2,555 \text{ sqft}\end{aligned}$$

#### 7. Diameter shell minimum

$$\begin{aligned}D_{min} &= \left[ \frac{4 \times A_s}{\pi} \right]^{0,5} \\&= \left[ \frac{4 \times 2,555}{\pi} \right]^{0,5} = 1,804 \text{ ft}\end{aligned}$$

### B. Mencari Ukuran Separator

Diambil diameter separator = 2,30ft dengan (H/D) = 3

Waktu tinggal cairan dalam operator = 0,33 jam = 1200 detik

#### 1. Kecepatan volume cairan

$$\begin{aligned}\text{kecepatan vol. cairan} &= \frac{0,539 \text{ lb/dt}}{49,55 \text{ lb/cuft}} \\&= 0,01089 \text{ cuft/dt}\end{aligned}$$

Volume cairan = 0,01089 cuft/dt x 1200 dt

$$= 13,06 \text{ cuft}$$

2. Tinggi cairan dalam separator

$$H1 = \frac{\text{Volume cairan}}{\text{Luas penampang}}$$
$$= \frac{13,065 \text{ cuft}}{\frac{3,14 \times 2,304^2}{4}} = 3,14 \text{ ft}$$

3. Tinggi separator total

Tinggi separator total untuk (h/d) = 3,00

$$\text{tinggi separator} = 3,000 \times 2,304 \text{ ft}$$
$$= 3,14 \text{ ft}$$

4. Tinggi ruang kosong dalam separator

$$\text{tinggi ruang kosong} = \text{tinggi separator (Ht)} - \text{Tinggi cairan (H1)}$$
$$= 6,912 - 3,155 \text{ ft}$$
$$= 3,777 \text{ ft}$$

5. Ukuran separator

Diperoleh ukuran separator =

$$\text{Diameter (D)} = 2,304 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi (H)} = 6,912 \text{ ft}$$

- Tinggi cairan = 3,135 ft

- Tinggi ruang kosong = 3,777 ft

- C. Tebal Shell

Menggunakan bahan plate steels SA 169 grade 3

$$\text{Tekanan design (p)} = 264,60 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable stress} = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi sambungan} = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Jari - jari tangka} = 13,82 \text{ in}$$

Tebal shell :

$$t \text{ shell} = \frac{p \times r_i}{S \times (e - 0,4) \times p} + c$$



$$t_{shell} = \frac{264,60 \times 13,82}{18750,00 \times (0,85 - 0,4) \times 264,60} + 0,125$$

$$= 0,357 \text{ in}$$

Sehingga tebal shell yang dipakai adalah 3/8 in

#### D. Menghitung tebal head

Bentuk head	= Elliptical Dished Head
Bahan	= Carbon steel SA 178 grade C
Tekanan design (p)	= 264,60 psi
Allowable stress	= 18750 psi
Efisiensi sambungan	= 0,85
Faktor korosi	= 0,125 in
Jari-jari tangka	= 13,82 in

Tebal head :

$$t_{head} = \frac{0,885 \times p \times d}{2 \times S \times (e - 0,2) \times p} + c$$

$$t_{head} = \frac{0,885 \times 264,60 \times 27,65}{2 \times 18750,00 \times (0,85 - 0,2) \times 264,60} + c$$

$$= 0,328 \text{ in}$$

Sehingga dipilih tebal head yang dipakai adalah 3/8 in

## SEPARATOR (SP – 02)

Tugas : memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk di dalam Condenser (CD – 01) pada suhu 54,8 °C tekanan 2 atm

Type alat : Horizontal Drum Separator

Kondisi Operasi :

Suhu : 54,8 °C

Tekanan : 2 atm

Neraca massa :

### 1. Neraca massa di sekitar Separator

Komponen	Umpan Masuk		Hasil Atas		Hasil Bawah	
	Kg/j	Kmol/j	Kg/j	Kmol/j	Kg/j	Kmol/j
H <sub>2</sub>	93,160	46,580	93,160	46,58	0,000	0,000
CH <sub>4</sub>	244,590	15,287	244,590	15,29	0,000	0,000
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	35,274	0,452	0,351	0,00	34,923	0,448
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	3786,787	45,081	37,825	0,45	3748,962	44,630
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	3,540	0,038	0,009	0,00	3,531	0,038
	4163,351		375,935		3787,416	

### A. Dimensi Separator

#### 1. Kecepatan massa cairan

$$W1 = 3787,416 \frac{kg}{j} \times \frac{2,2 lb/kg}{3600 dt/j}$$

$$= 2,315 lb/dt$$

$$Rhol = 55,236 lb/cuft$$

#### 2. Kecepatan massa uap

$$Wv = 375,935 \frac{kg}{j} \times \frac{2,2 lb/kg}{3600 dt/j}$$

$$= 0,230 lb/dt$$

$$\begin{aligned}
 rhov &= \frac{Pt \times BM}{R \times T} \\
 &= \frac{2,0 \times 6,03}{82,06 \times 273} \times 62,4 \\
 &= 0,03360 \text{ lb/cuft}
 \end{aligned}$$

3. Pemisahan factor gas – cairan

$$\begin{aligned}
 Fsv &= \frac{W1}{Wv} \times \left[ \frac{rhov}{Rhol} \right]^{0,5} \\
 &= \frac{2,315}{0,230} \times \left[ \frac{0,034}{55,24} \right]^{0,5} \\
 &= 0,248
 \end{aligned}$$

Dari fig. 5-1, Evans diperoleh harga Kv = 0,125

Maksimum Vapor Velocity :

Untuk Horizontal vessel Kh = 1,25 Kv

$$= 1,25 \times 0,125$$

$$= 0,1563$$

Dari fig. 5-1 Evans, diperoleh harga Kv = 0,122

$$\begin{aligned}
 Uv (Max) &= Kv \times \left[ \frac{Rhol - rhov}{rhov} \right]^{0,5} \\
 &= 0,156 \times \left[ \frac{55,24 - 0,034}{0,034} \right]^{0,5} \\
 &= 6,333 \text{ ft/dt}
 \end{aligned}$$

4. Kecepatan Volume Uap

$$\begin{aligned}
 Qv &= \frac{0,230 \text{ lb/dt}}{0,034 \text{ lb/cuft}} \\
 &= 6,837 \text{ cuft}
 \end{aligned}$$

5. Luas Penampang Shell

$$As = \frac{Qv}{Uv (max)}$$

$$= \frac{6,837 \text{ cuft}}{6,333 \text{ ft/dt}} = 1,080 \text{ sqft}$$

Separator berisi 80% cairan dan 20 % uap maka :

$$\begin{aligned} A_{total} &= A_{min}/\% \text{ area kosong} \\ &= 1,0795/1 - 0,80 \\ &= 5,398 \text{ ft} \end{aligned}$$

6. Diameter shell minimum

$$\begin{aligned} D \text{ min} &= \left[ \frac{4 \times A_{total}}{\pi} \right]^{0,5} \\ &= \left[ \frac{4 \times 5,398}{\pi} \right]^{0,5} = 2,622 \text{ ft} \end{aligned}$$

B. Mencari Ukuran Separator

Diambil diameter separator = 3,12 ft

Waktu tinggal cairan dalam operator = 0,50 jam = 1800 detik

1. Kecepatan volume cairan

$$\begin{aligned} \text{kecepatan vol. cairan} &= \frac{2,315 \text{ lb/dt}}{55,24 \text{ lb/cuft}} \\ &= 0,042 \text{ cuft/dt} \end{aligned}$$

Volume cairan = 0,042 cuft/dt x 1200 dt

$$= 75,42 \text{ cuft}$$

$$\text{Volume tangki separator} = \frac{75,424}{0,8}$$

$$= 94,280 \text{ cuft}$$

$$\text{Panjang separator} = \frac{94,280 \text{ cuft}}{7,652 \text{ sqft}}$$

$$= 12,320 \text{ ft}$$

$$L/D = 12,320 / 3,122$$

$$= 3,946$$

L/D yang disyaratkan :  $3 < L/D < 5$

Untuk volume cairan = 80 % volume separator diperoleh

$$Ad / (r^2) = 2,51200 \text{ (Tabel Perry table 1-19a)}$$

$$\text{Sudut} = 162$$

$$h / r = 0,42700$$

Tinggi ruang kosong dalam separator =  $0,427 * 1,561 \text{ ft}$

$$= 0,667 \text{ ft}$$

Tinggi cairan dalam separator = Diameter – tinggi ruang kosong

$$= 3,122 - 0,667 \text{ ft}$$

$$= 2,456 \text{ ft}$$

## 2. Menghitung tebal shell

Digunakan bahan stainless steel SA 167 grade C

$$\text{Tekanan design (p)} = 29,40 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable stress} = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi sambungan} = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Jari – jari tangki} = 18,73 \text{ in}$$

Tebal shell

$$\begin{aligned} t_{shell} &= \frac{p \cdot r_i}{S \cdot e - 0,4 \cdot p} + c \\ &= \frac{29,40 \cdot 18,73}{18750 \cdot 0,85 - 0,4 \cdot 29,40} + 0,125 \\ &= 0,160 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai tebal shell 3/16 in

## 3. Menghitung tebal head

Bentuk head : Elliptical Dished Head

Digunakan bahan stainless steel SA 167 grade C

Tekanan design ( $p$ ) = 29,40 psi

Allowable stress = 18750 psi

Efisiensi sambungan = 0,85

Faktor korosi = 0,125 in

Jari – jari tangki = 18,73 in

Tebal head :

$$\begin{aligned}t_{head} &= \frac{0,885 \cdot p \cdot d}{2 \cdot S \cdot e - 0,2 \cdot p} + c \\&= \frac{0,885 \cdot 29,40 \cdot 37,47}{2 \cdot 18750 \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 29,40} + 0,125 \\&= 0,156 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipilih tebal head 3/16 in

## COMPRESSOR ( C – 01)

Tugas : Menaikkan tekanan gas umpan reactor dari 6,00 atm menjadi tekanan 26,50 atm dengan kecepatan umpan = 3530,71

Type alat : Centrifugal compressor

Komposisi umpan :

Komponen	Kgmol/j	y	Cp	Cv	Cp/Cv
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	45,2202	0,9992	8,8047	6,8177	1,2914
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0384	0,0008	7,9969	6,0099	1,3306

BM rata – rata = 78,01187

Cp/Cv rata – rata = 1,291482

Jumlah gas yang akan ditekan :

$$W = 3530,708 \text{ Kg/j}$$

$$= 7767,558 \text{ lb/j}$$

$$= 129,459 \text{ lb/ men}$$

Densitas gas = 0,0134 kg/lt

$$= 0,8368 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Volume gas} = \frac{7767.558 \text{ lb /j}}{0.83675 \text{ lb / cuft } 60 \text{ men / j}}$$

$$= 154.716 \text{ cuft /men}$$

Dari fig. 12.52 Ludwig diperoleh :

$$\frac{(n - 1)}{n} = 0.29$$

Effisiensi Polythropic :

Dari pers. 12.45 Ludwig :

$$ep = \frac{\frac{k-1}{k}}{\frac{n-1}{n}}$$

$$= \frac{\frac{1.291-1}{1.291}}{0.290}$$

$$= 0.778$$

Tekanan kritis dan suhu kritis rata-rata:

$$T_c \text{ rata-rata} = 562.19 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$P_c \text{ rata-rata} = 71.586 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan Reduce (Pr)} = \frac{6,00}{71,59 \text{ atm}}$$

$$= 0.08 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu Reduce (Tr)} = \frac{425,37}{562,19}$$

$$= 0,76 \text{ atm}$$

Sehingga dari fig. 3.12 Smith Vanes

diperoleh harga  $z_1 = 0.956$

Pressure Ratio :

Untuk menaikkan tekanan dari 6.00 atm menjadi 26.50 atm diperoleh :

$$Rc = \left[ \frac{P_2}{P_1} \right] = \left[ \frac{26,50}{6,00} \right]^{\frac{1}{1}} = 4,42$$

Range Rc yang baik (1.05 - 7) E.E.Ludwig, 1964  
maka digunakan Single Stage Compressor

Jumlah stage : 1



Head Compressor :

$$\begin{aligned}
 hp &= \frac{1545 \cdot Z1 \cdot T1}{BM} \left[ \frac{n}{n-1} \right] \left[ \left[ \frac{P2}{P1} \right]^{\frac{(n-1)}{n \cdot s}} - 1 \right] \\
 &= \frac{1545 \cdot 0.956 \cdot 425,4}{78,0} \left[ \frac{1}{0.29} \right] \left[ \left[ \frac{26,50}{6,00} \right]^{\frac{0.29}{1}} - 1 \right] \\
 &= 14952,81 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Wheel Selection :

- |                             |                     |
|-----------------------------|---------------------|
| 1. Intake Volume            | = 154.72 cuft / men |
| 2. Nominal speed            | = 9800 rpm          |
| Maximum speed               | = 10870 rpm         |
| 3. Nominal Polythropic head | = 8200 ft           |
| 4. Jumlah Wheel per stage   | = 14952,81 / 8200   |
|                             | = 2 wheel /stage    |

Brake Horse Power ( BHP ) :

- |                             |                        |
|-----------------------------|------------------------|
| Weight Flow                 | = 129,459 lb / men     |
| Total head                  | = 14952,813 ft / stage |
| Effisiensi Polythropic (ep) | = 0,778                |
| Mechanical HP loss          | = 12.5 hp ( asumsi )   |

$$\begin{aligned}
 BHP &= \frac{W \cdot HP}{33000 \cdot ep} + \text{Mechanical HP loss} \\
 &= \frac{129,459 \cdot 14952,813}{33000 \cdot 0,778} + 12.5 \\
 &= 87,87 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Mechanical Hp loss : ( 1 - 3 ) %  
 diambil mechanical Hp loss = 3 %

$$\begin{aligned}
 \text{BHP shaft} &= \frac{\text{BHP}}{(1 - 0.03)} \\
 &= \frac{87,873}{(1 - 0.03)}
 \end{aligned}$$

$$= 90,591 \text{ hp}$$

$$\begin{aligned} \text{BHP total} &= \text{BHP shaft} \cdot s \\ &= 90,59 \cdot 1 \\ &= 90,59 \end{aligned}$$

Digunakan Motor penggerak = 100.00 Hp

Spesific Speed :

$$\begin{aligned} \text{Putaran Compressor (n)} &= 9800 \\ \text{Nominal polytropic Head (H)} &= 8200.0 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_s &= \frac{n \cdot (V)^{0.5}}{(H)^{0.75}} \\ &= \frac{9800 \cdot 154,72^2}{8200.00^{0.75}} \\ &= 141,4599 \end{aligned}$$

( Harga  $N_s$  yang baik  $50 < N_s < 1500$  )

Suhu gas Keluar tiap stage :

$$T_2 = T_1 \cdot \left[ \frac{P_2}{P_1} \right]^{\frac{n-1}{n}}$$

$$T_2 = 425,4 \cdot \left[ \frac{26,50}{6,00} \right]^{\frac{0.29}{1}}$$

$$= 654,40 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$= 381,40 \text{ } ^\circ\text{C}$$

## COMPRESSOR -02

Tugas : Menaikkan tekanan gas hasil atas Separator dari 1,00 atm menjadi tekanan 26,50 atm dengan kecepatan umpan = 375,95 Kg/j

Type alat : Centrifugal compressor

Komposisi umpan :

Komponen	Kgmol/j	y	Cp	Cv	Cp/Cv
H <sub>2</sub>	46,5801	0,7474	6,7991	4,8121	1,4129
CH <sub>4</sub>	15,2874	0,2453	8,1550	6,1680	1,3221
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,0045	0,0001	17,8058	15,8188	1,1256
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	0,4503	0,0072	23,5276	21,5406	1,0922
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,0001	0,0000	22,9142	20,9272	1,0949

$$\text{BM rata - rata} = 6,032372$$

$$\text{Cp/Cv rata - rata} = 1,388316$$

Jumlah gas yang akan ditekan :

$$W = 375,952 \text{ Kg/j}$$

$$= 827,095 \text{ lb/j}$$

$$= 13,785 \text{ lb/ men}$$

$$\text{Densitas gas} = 0,0002 \text{ kg/lt}$$

$$= 0,0140 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Volume gas} = \frac{827,095 \text{ lb /j}}{0,01399 \text{ lb / cuft 60 men / j}}$$

$$= 985,141 \text{ cuft /men}$$

Dari fig. 12.52 Ludwig diperoleh :

$$\frac{(n - 1)}{n} = 0.29$$

Effisiensi Polythropic :

Dari pers. 12.45 Ludwig :

$$\begin{aligned} ep &= \frac{\frac{k-1}{k}}{\frac{n-1}{n}} \\ &= \frac{1.388-1}{\frac{1.388}{0.290}} \\ &= 0.964 \end{aligned}$$

Tekanan kritis dan suhu kritis rata-rata:

$$T_c \text{ rata-rata} = 53,42 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$P_c \text{ rata-rata} = 14,398 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan Reduce (Pr)} = \frac{1,00}{14,40 \text{ atm}}$$

$$\begin{aligned} &= 0,07 \text{ atm} \\ \text{Suhu Reduce (Tr)} &= \frac{327,82}{53,42} \end{aligned}$$

$$= 6,14 \text{ atm}$$

Sehingga dari fig. 3.12 Smith Vanes

diperoleh harga  $z_1 = 0.956$

Pressure Ratio :

Untuk menaikkan tekanan dari 1.00 atm menjadi 26.50 atm diperoleh :

$$Rc = \left[ \frac{P_2}{P_1} \right] = \left[ \frac{26,50}{1,00} \right]^{\frac{1}{2}} = 5,15$$

Range Rc yang baik (1.05 - 7) E.E.Ludwig, 1964  
maka digunakan Single Stage Compressor

Jumlah stage : 2

Head Compressor :

$$\begin{aligned}
 hp &= \frac{1545 \cdot Z1 \cdot T1}{BM} \left[ \frac{n}{n-1} \right] \left[ \left[ \frac{P2}{P1} \right]^{\frac{(n-1)}{n \cdot s}} - 1 \right] \\
 &= \frac{1545 \cdot 0.956 \cdot 327,8}{6,0} \left[ \frac{1}{0.29} \right] \left[ \left[ \frac{26,50}{1,00} \right]^{\frac{0.29}{1}} - 1 \right] \\
 &= 168369,33 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Wheel Selection :

- |                             |                     |
|-----------------------------|---------------------|
| 1. Intake Volume            | = 985,14 cuft / men |
| 2. Nominal speed            | = 9800 rpm          |
| Maximum speed               | = 10870 rpm         |
| 3. Nominal Polythropic head | = 8200 ft           |
| 4. Jumlah Wheel per stage   | = 168369,33 / 8200  |
|                             | = 21 wheel /stage   |

Brake Horse Power ( BHP ) :

- |                             |                         |
|-----------------------------|-------------------------|
| Weight Flow                 | = 13,785 lb / men       |
| Total head                  | = 168369,328 ft / stage |
| Effisiensi Polythropic (ep) | = 0,964                 |
| Mechanical HP loss          | = 12.5 hp ( asumsi )    |

$$\begin{aligned}
 BHP &= \frac{W \cdot HP}{33000 \cdot ep} + \text{Mechanical HP loss} \\
 &= \frac{13,785 \cdot 168369,328}{33000 \cdot 0,964} + 12.5 \\
 &= 85,42 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Mechanical Hp loss : ( 1 - 3 ) %  
diambil mechanical Hp loss = 3 %

$$\begin{aligned}
 \text{BHP shaft} &= \frac{\text{BHP}}{(1 - 0.03)} \\
 &= \frac{85,421}{(1 - 0.03)}
 \end{aligned}$$

$$= 88,063 \text{ hp}$$

$$\begin{aligned} \text{BHP total} &= \text{BHP shaft} \cdot s \\ &= 88,06 \cdot 2 \\ &= 176,13 \end{aligned}$$

Digunakan Motor penggerak = 200.00 Hp

Spesific Speed :

$$\begin{aligned} \text{Putaran Compressor (n)} &= 9800 \\ \text{Nominal polythropic Head (H)} &= 8200.0 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N_s &= \frac{n \cdot (V)^{0.5}}{(H)^{0.75}} \\ &= \frac{9800 \cdot 985,14^2}{8200.00^{0.75}} \\ &= 356,9562 \end{aligned}$$

( Harga  $N_s$  yang baik  $50 < N_s < 1500$  )

Suhu gas Keluar tiap stage :

$$T_2 = T_1 \cdot \left[ \frac{P_2}{P_1} \right]^{\frac{n-1}{n}}$$

$$T_2 = 327,8 \cdot \left[ \frac{26,50}{1,00} \right]^{\frac{0.29}{2}}$$

$$= 527,24 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$= 254,24 \text{ } ^\circ\text{C}$$

## Turbin

Tugas = Menurunkan tekanan gas hasil reaksi dari 25 atm menjadi tekanan 1.30 atm dengan kecepatan umpan = 4160.29 Kg/j

Tipe alat = Centrifugal

A. Komposisi umpan :

Komponen	Kgmol/j	y	Cp	Cv	Cp/Cv
H2	46.5801	0.4335	6.7991	4.8121	1.4129
CH4	15.2874	0.1423	8.1550	6.1680	1.3221
C6H6	0.4522	0.0042	17.8058	15.8188	1.1256
C6H12	45.0864	0.4196	23.5276	21.5406	1.0922
C7H8	0.0385	0.0004	22.9142	20.9272	1.0949

- BM rata – rata = 38.72033
- Cp/Cv rata – rata = 1.264119
- Jumlah gas yang akan ditekan :

$$W = 4160.290 \text{ kg/j}$$

$$= 9152.639 \text{ lb/j}$$

$$= 152.544 \text{ lb/men}$$

- Densitas gas = 0.0259 kg/lt  
= 1.6177 lb/cuft

- Volume gas =

$$\text{Volume gas} = \frac{9152.639 \text{ lb/j}}{1.61775 \frac{\text{lb}}{\text{cuft}} \cdot 60 \frac{\text{men}}{\text{j}}}$$

Dari fig. 12.52 Ludwig diperoleh :

$$\frac{n-1}{n} = 0.09$$

B. Tekanan Kritis dan Suhu Kritis Rata-rata

$$T_c \text{ rata - rata} = 225.76^\circ\text{K}$$

$$P_c \text{ rata - rata} = 9.538 \text{ atm}$$

– Tekanan Reduce ( Pr )

$$Pr = \frac{25.00}{9.54 \text{ atm}} = 2.63 \text{ atm}$$

– Suhu Reduce (Tr )

$$Tr = \frac{455.01}{225.76} = 2.02 \text{ atm}$$

Sehingga dari fig 3.12 Smith Vanes dipergoleh harga  $z_1 = 0.956$

– Suhu gas keluar tiap stage

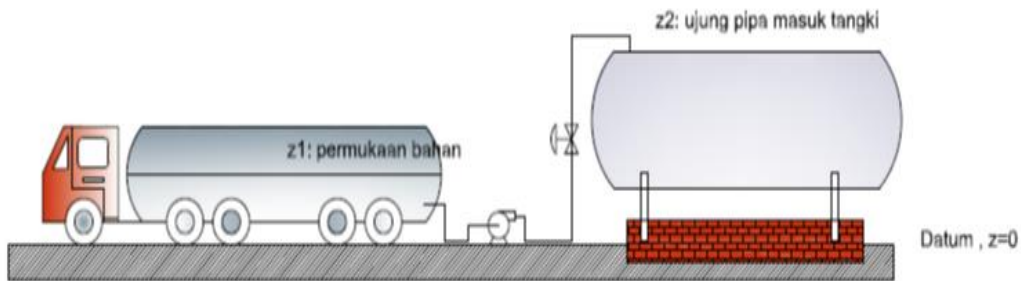
$$\begin{aligned} T_2 &= T_1 \times \left[ \frac{P_2}{P_1} \right]^{\frac{(n-1)}{ns}} \\ &= 455.0 \times \left[ \frac{1.30}{25.00} \right]^{\frac{0.9}{1}} \\ &= 353.90^\circ\text{K} = 80.90^\circ\text{C} \end{aligned}$$



## POMPA 01 (P-01)

Tugas : mengalirkan bahan baku Benzene ( $C_6H_6$ ) dari mobil tangki menuju tangki penyimpanan (T-01) dengan laju alir 3530,709 kg/jam.

Jenis : *centrifugal pump*



### 1. Data umpan masuk

Volume mobil tangki = 32000 Lt

Bahan yang dipompa :

komponen	BM	Massa (kg/jam)	Fraksi massa
$C_6H_6$	78	3527,1782	0,999
$C_7H_8$	92	3,5307	0,001
Total		3530,7090	1,000

Viskositas fase cair

$$\log_{10} n_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Diperoleh dari Chapter 22, Yaws

Dimana :

$n_{liq}$  : viskositas fase cair (cp)

T : suhu (K)

A, B, C, D : konstanta

Komponen	A	B	C	D
$C_6H_6$	-7,4005	1,1815E+03	1,4888E-02	-1,3713E-05
$C_7H_8$	-5,1649	8,1068E+02	1,0454E-02	-1,0488E-05

Viskositas = 0,56349 cp  
 = 0,00056349 kg/m s  
 = 2,0285952 kg/m jam

Rapat massa (densitas) fase cair

$$\rho = A B^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Diperoleh dari Chapter 8, Yaws

Dimana :

$\rho$  : densitas (g/ml)

T : suhu (K)

T<sub>c</sub> : suhu kritis (K)

A, B dan n : konstanta

Komponen	A	B	n	T <sub>c</sub>
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	0,30090	0,26770	0,28180	562,16
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	0,29999	0,27108	0,29889	591,79

Densitas = 868,089369 kg/m<sup>3</sup>  
 = 54.1946 lb/ft<sup>3</sup>

## 2. Kapasitas pompa

Dirancang : waktu pengosongan tangki 20 menit

Kecepatan volume cairan

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{\text{volume mobil tangki unit pembelian}}{\text{waktu pengosongan}} \\
 &= \frac{32000 \text{ L}}{20 \text{ menit}} \times \frac{\text{menit}}{60 \text{ s}} \times \frac{0,001 \text{ m}^3}{\text{L}} \\
 &= 0,0267 \text{ m}^3/\text{s} \\
 &= 0,937 \text{ ft}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Untuk menghitung Head pompa dibutuhkan penentuan titik pepompaan, sebagai berikut :

Titik 1 *suction* : berada pada permukaan cairan unit pembelian

Tekanan *suction head*, P<sub>1</sub> : 1 MPa = 1,013 bar

Tinggi *suction head*, z<sub>1</sub> : 1 m

Kecepatan linear, v<sub>1</sub> : ~ 0 m/s (kecepatan penurunan permukaan cairan dalam tangki unit pembelian)

Titik 2 *discharge* : berada pada ujung pipa masuk tangki penyimpanan C<sub>6</sub>H<sub>6</sub> (T-01)

Tekanan discharge head,  $P_2 : 1 = 1,013 \text{ bar}$

Tinggi discharge head,  $z_2 : 10 \text{ m}$

3. Diameter pipa

Ukuran diameter pipa optimum didapat dari persamaan :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 3,9 \cdot (0,937 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \cdot (54,1946 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13}$$

$$= 6,3644 \text{ in}$$

(Peters and Timmerhaus, 2003 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, 4<sup>th</sup> ed, halaman 496)

Keterangan :

$D_{opt}$  = diameter pipa optimum (in)

$Q$  = Kecepatan volume fluida ( $\text{ft}^3/\text{s}$ )

$\rho$  = Rapat massa fluida ( $\text{lb}/\text{ft}^3$ )

Dipilih ukuran standard berdasarkan tabel 10-22 (Perry Chemical Hand Book)

**PROCESS PLANT PIPING 10-79**

**TABLE 10-22 Properties of Steel Pipe (Continued)**

Nominal pipe size, in	Outside diameter, in	Schedule no.	Wall thickness, in	Inside diameter, in	Cross-sectional area		Circumference, ft, or surface, ft <sup>2</sup> /ft of length		Capacity at 1-ft/s velocity		Weight of plain-end pipe, lb/ft
					Metal, in <sup>2</sup>	Flow, ft <sup>2</sup>	Outside	Inside	U.S. gal/min	lb/h water	
8	5.563	80XS, 80S	.337	3.826	4.41	.077986	1.178	1.002	35.8	17.900	14.98
		120	0.438	3.624	6.58	0.07179	1.178	0.949	32.2	16.100	19.00
		160	.531	3.438	6.62	0.06647	1.178	0.900	28.9	14.450	22.51
		XX	.674	3.152	8.10	.05419	1.178	0.825	24.3	12.150	27.54
		5S	.109	5.345	1.87	.1858	1.456	1.309	60.0	34.950	6.36
		10S	.134	5.295	2.29	.1529	1.456	1.396	68.6	34.300	7.77
		40ST, 40S	.258	5.047	4.30	.1300	1.456	1.321	62.3	31.150	14.62
		80XS, 80S	.375	4.813	6.11	.1263	1.456	1.260	57.7	28.850	20.78
		120	.500	4.563	7.95	.1136	1.456	1.195	51.0	25.500	27.04
		160	.625	4.313	9.70	.1015	1.456	1.129	45.5	22.750	32.06
		XX	.750	4.063	11.34	.0900	1.456	1.064	40.4	20.200	38.25
		6	6.625	5S	.109	6.407	2.23	.2239	1.734	1.677	100.5
10S	.134			6.357	2.73	.2204	1.734	1.664	98.9	49.450	9.29
40ST, 40S	.280			6.065	5.28	.2006	1.734	1.588	90.0	45.000	18.07
80XS, 80S	.432			5.761	8.40	.1810	1.734	1.508	81.1	40.550	28.27
120	.560			5.501	10.70	.1650	1.734	1.440	73.9	36.950	36.39
160	.719			5.187	13.34	.1467	1.734	1.398	65.9	32.950	45.34
XX	.864			4.897	15.64	.1308	1.734	1.282	58.7	29.350	53.16
5S	.109			8.407	2.915	.3255	2.258	2.201	173.0	86.500	9.93
10S	.148			8.329	3.941	.3784	2.258	2.180	169.8	84.900	13.40
20	.250			8.125	6.578	.3601	2.258	2.157	161.5	80.750	22.26
30	.377			8.071	7.265	.3553	2.258	2.113	159.4	79.700	24.70
40ST, 40S	.522			7.981	8.309	.3474	2.258	2.089	155.7	77.850	28.25
8	8.625	80XS, 80S	.500	7.813	10.458	.3329	2.045	149.4	74.700	35.64	
		100	.594	7.437	14.99	.3017	2.258	1.947	135.4	67.700	50.95
		120	.719	7.187	17.86	.2817	2.258	1.892	126.4	63.200	60.71
		140	.812	7.001	19.93	.2673	2.258	1.833	120.0	60.000	71.76
		XX	.875	6.875	21.30	.2578	2.258	1.800	115.7	57.850	72.42
		160	.906	6.813	21.97	.2532	2.258	1.784	113.5	56.750	74.69
		5S	.134	10.482	4.47	.5963	2.814	2.714	269.0	134.500	15.10
		10S	.165	10.429	5.49	.6422	2.814	2.728	265.8	132.900	18.68
		20	.250	10.250	8.25	.5731	2.814	2.685	257.0	128.500	28.04
		30	.307	10.136	10.07	.5603	2.814	2.625	252.0	126.000	34.24
		40ST, 40S	.500	9.925	11.91	.5475	2.814	2.600	246.0	123.000	40.48
		80S, 60XS	.500	9.750	16.10	.5185	2.814	2.550	233.0	116.500	54.74
10	10.75	80	.594	9.562	18.95	.4987	2.814	2.503	223.4	111.700	64.43
		100	.719	9.312	22.66	.4729	2.814	2.438	212.3	106.150	77.03
		120	.844	9.062	26.27	.4479	2.814	2.372	201.0	100.500	90.29
		140, XX	1.000	8.750	30.63	.4176	2.814	2.291	188.0	94.000	104.13
		160	1.125	8.500	34.02	.3941	2.814	2.225	177.0	88.500	115.64
		5S	0.186	12.438	6.17	.8438	3.338	3.28	378.7	189.350	20.98
		10S	0.180	12.300	7.11	.8373	3.338	3.24	375.8	187.900	24.17
		20	0.250	12.250	9.82	.8185	3.338	3.21	367.0	183.500	33.38
		30	0.330	12.000	12.88	.7972	3.338	3.17	358.0	179.000	43.77
		40	0.406	12.000	14.58	.7854	3.338	3.14	352.5	176.350	49.56
		ST, 40S	0.406	11.938	15.74	.7773	3.338	3.13	349.0	174.500	53.52
		80S, 80S	0.590	11.750	19.24	.7530	3.338	3.08	338.0	169.000	65.42
60	0.565	11.625	21.52	.7478	3.338	3.04	331.0	165.500	73.18		
80	0.688	11.374	26.07	.7095	3.338	2.98	316.7	158.350	88.63		
100	0.844	11.062	31.57	.6674	3.338	2.90	299.6	149.800	107.32		
120, XX	1.000	10.750	36.91	.6303	3.338	2.81	283.0	141.000	125.49		
140	1.125	10.500	41.09	.6013	3.338	2.75	270.0	135.000	139.67		
160	1.312	10.126	47.14	.5692	3.338	2.65	251.0	125.500	160.27		
14	14	5S	0.156	13.688	6.78	1.0219	3.665	3.598	459	229.500	23.07
		10S	0.188	13.624	8.16	1.0125	3.665	3.57	454	227.000	27.73
		10	0.250	13.500	10.80	0.9640	3.665	3.53	446	223.000	36.71
		20	0.312	13.376	13.42	0.9750	3.665	3.50	438	219.000	45.61
		30, ST	0.375	13.250	16.05	0.9575	3.665	3.47	430	215.000	54.57
		40	0.438	13.124	18.66	0.9307	3.665	3.44	422	211.000	63.44
		XS	0.500	13.000	21.21	0.9218	3.665	3.40	414	207.000	72.09
		60	0.594	12.812	25.02	0.8957	3.665	3.35	402	201.000	85.05
		80	0.750	12.500	31.22	0.8225	3.665	3.27	382	191.000	106.13
		100	0.938	12.124	38.49	0.8017	3.665	3.17	360	180.000	130.85
		120	1.094	11.812	44.36	0.7610	3.665	3.09	342	171.000	150.79
		140	1.250	11.500	50.07	0.7213	3.665	3.01	324	162.000	170.21
160	1.406	11.188	55.63	0.6827	3.665	2.93	306	153.000	189.11		
16	16	5S	0.165	15.670	8.21	1.3203	4.180	4.10	601	300.500	27.90
		10S	0.188	15.624	9.34	1.3314	4.180	4.09	598	299.000	31.75
		10	0.250	15.500	12.37	1.3104	4.180	4.06	587	293.500	42.05

IPS = 6  
 Schedule No. = 10  
 Diameter luar (OD) = 6,625 in = 0,1682 m  
 Diameter dalam (ID) = 6,357 in = 0,1614 m  
 Luas penampang (at) = 0,2204 ft<sup>2</sup> = 0,0204 m<sup>2</sup>

#### 4. Head pompa

##### a. Pemilihan bahan konstruksi

Material	Condition	$\epsilon$		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.007	2.0	± 50
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	± 50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	± 60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	± 60
	Rough	0.007	2.0	± 50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	± 60
Wood	Stave	0.0016	0.5	± 40

Dipilih jenis baja stainless

Dimana nilai kekasaran ( $\epsilon$ ) = 0,000007 ft  
 = 0,000007 ft x 0,3048 m/ft  
 = 0,0000021336 m

(White, "Fluid Mechanics", 5<sup>th</sup> ed, halaman 349)

Kekasaran relatif ( $e_r$ )

$$e_r = \frac{\epsilon}{ID} = \frac{0,0000021336 \text{ m}}{0,1614 \text{ m}} = 0,00001321$$

##### b. Kecepatan linier ( $v_2$ )

A pipa =  $(3,14 \times 0,1614^2) / 4 = 0,0204 \text{ m}^2$

$$V = \frac{Q}{A_p} = \frac{0,0267 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,0204 \text{ m}^2} = 1,3088 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

##### c. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho \cdot ID \cdot v}{\mu}$$

$$= \frac{868,08936 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,1614 \text{ m} \cdot 1,3088 \text{ m/s}}{0,00056349 \text{ kg/m s}}$$

$$= 325428,0896$$

Keterangan :

ID : Diameter dalam (m)

Re : Bilangan Reynold

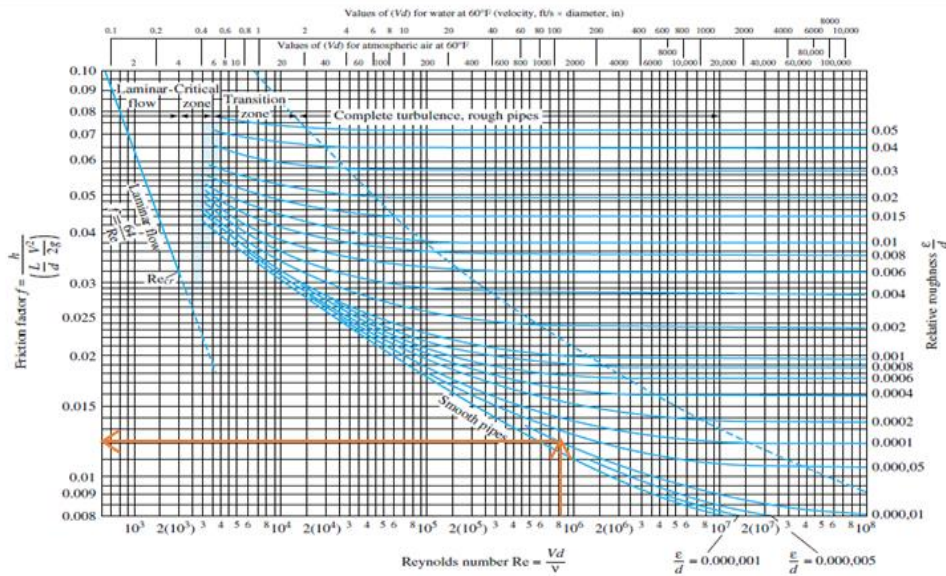
v : Kecepatan linear fluida (m/s)

$\mu$  : Viskositas fluida (kg/m s)

$\rho$  : Rapat massa fluida (kg/m<sup>3</sup>)

d. Faktor friksi

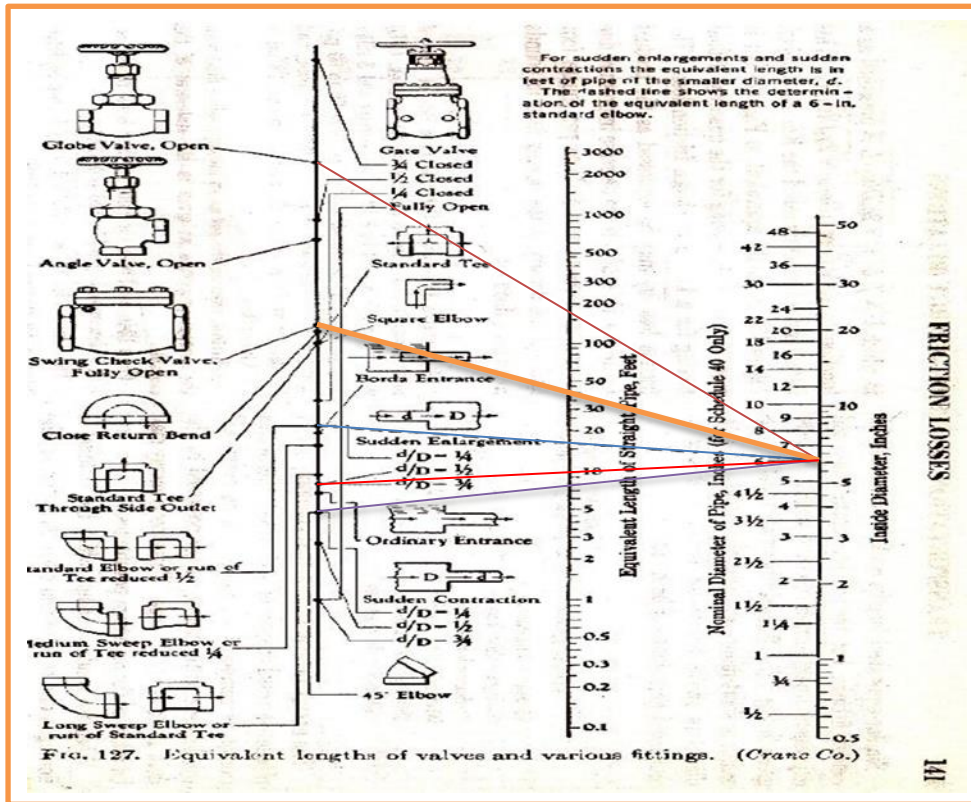
Menggunakan diagram Moody Fig. 6.13 (White, "Fluid Mechanics" halaman 370) didapatkan faktor friksi (f) yaitu 0,0145



5. Rencana pemipaan

Panjang pipa lurus (L) dibuat sepanjang 20 m

Penentuan panjang Ekivalen ( $L_e$ ) didapat dari Brown fig.127 sebagai berikut :



Equivalent length	$L_e$ (ft)	Jumlah	$\Sigma l_e$ (ft)	$\Sigma l_e$ (m)
sudden enlargement	10	1	10	3,048
sudden contraction	8	1	8	2,4384
check valve	40	1	40	12,192
globe valve, open	174	2	328	99,9744
standard elbow	17	9	153	46,6344
Total				164,2872

Maka :

$$L + \Sigma L_e = 20 \text{ m} + 164,2872 \text{ m} = 184,2872 \text{ m}$$

6. Penentuan head pompa karena faktor friksi

Head pompa karena faktor friksi dapat dihitung dengan pers. *Darcy Weisbach* yaitu :

$$\begin{aligned}
 hf &= f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{v^2}{2g} \\
 &= 0,0145 \cdot \frac{184,2872 \text{ m}}{0,1614 \text{ m}} \cdot \frac{(1,3088 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 1,4469 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dimana :

hf = Head karena faktor friksi

f = fraktor friksi

L = panjang pipa (m)

ID = diameter dalam pipa (m)

v = kecepatan linier fluida (m/s)

g = gaya gravitasi (32,1 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,8 m/s<sup>2</sup>)

(Karrasik, J.I *Pump Handbook* 2001, page 8.34)

#### 7. Head pompa

Head pompa dapat dihitung dengan persamaan Bernoulli sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 H &= hf + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{v^2}{2g} + z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{v^2}{2g} + z \right)_1 \\
 &= 1,4469 \text{ m} + \left( \frac{1,0134 \text{ bar}}{868,089369 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + \frac{(1,3088 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + 10 \right)_2 \\
 &\quad - \left( \frac{1,0134 \text{ bar}}{868,089369 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + \frac{(0 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + 1 \right)_1 \\
 &= 11,533 \text{ m}
 \end{aligned}$$

(White, "Fluid Mechanics" halaman 715)

#### 8. Kecepatan spesifik

Penentuan kecepatan spesifik didapat dari Buku Pump Handbook 3<sup>rd</sup> ed., 2001 by Karrasik, J.I page 1.5 yaitu sebagai berikut :

$$N_s = \frac{N \sqrt{\frac{Q_L}{\text{suction}}}}{g \cdot \left( \frac{H}{\text{stage}} \right)^{0,75}} \times 2733$$

Dimana :

Ns : kecepatan spesifik (antara 0,1-1 rad)

- N : kecepatan putar (rad/s)  
 Q<sub>L</sub> : laju alir pompa (m<sup>3</sup>/s)  
 g : gaya gravitasi (32,1 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,8 m/s<sup>2</sup>)  
*suction*: jumlah *suction*  
*stage* : jumlah *stage*  
 H : Head pompa (m)

menentukan kecepatan putar

penentuan kecepatan putar didapat dari buku *Design for Chemical and Petrochemical Plant* by Ludwig. E. E Vol 3 3<sup>rd</sup> ed., Tab. 14.2 page 624 yaitu :

Table 14-2  
 Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50 Rpm	60 Rpm	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} practical as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Dipilih kecepatan putar sebesar 1000 rpm

Faktor slip berkisar 5-13% dipilih faktor slip 5%

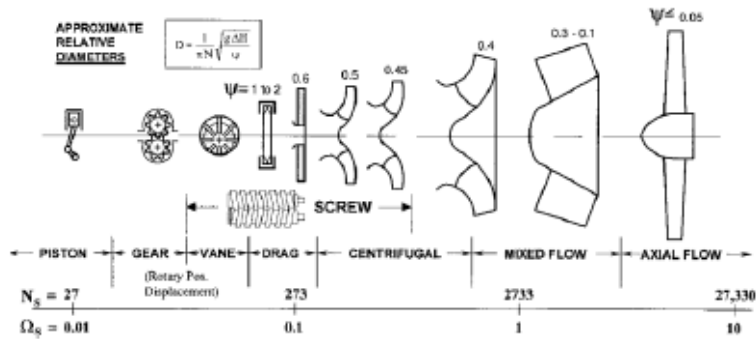
Maka :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan putar (N)} &= 1000 \text{ rpm} \times 95\% \\ &= 950 \text{ rpm} \\ &= 99,43 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka kecepatan spesifik (Ns) adalah :

$$N_s = \frac{99,43 \text{ rad/s} \sqrt{\frac{0,0267 \text{ m}^3/\text{s}}{1}}}{9,8 \text{ m/s}^2 \cdot \left(\frac{11,533 \text{ m}}{1}\right)^{0,75}} \times 2733 = 723,985 \text{ rpm}$$





Nilai  $N_s$  harus  $0,1 < N_s < 1$ , jika tidak bernilai tersebut maka perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa, stage pada pompa yang dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada didalam pompa.

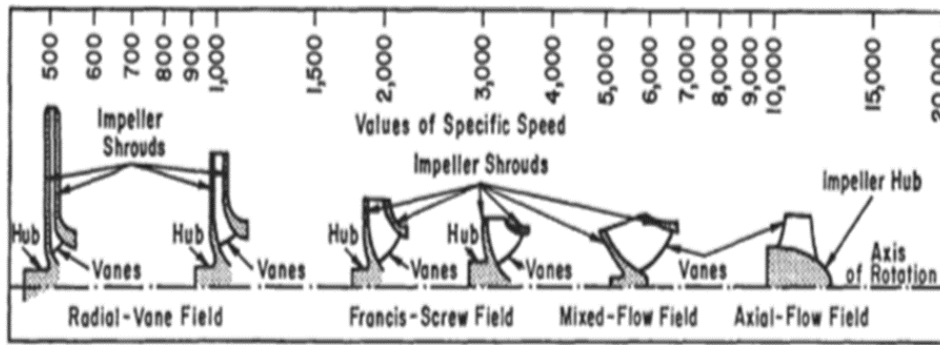


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Berdasarkan *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant* halaman 194 dengan *Specific speed* 731,2652 rpm maka dipakai jenis pompa sentrifugal dengan tipe **Radial-Vane Field**.

## 9. Net Positive Suction Head (NPSH)

### a. Net Positive Suction Head yang tersedia ( $NPSH_A$ )

Penentuan *Net Positive Suction Head* (NPSH) didapat dari buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant* pers. 3.15, halaman 190 yaitu sebagai berikut :

$$NPSH = S + (P_a - P_{vp}) \frac{1}{\gamma} - h_{sl}$$

Dimana :

$NPSH_A$  : NPSH yang tersedia

$P_a$  : tekanan operasi

$P_{vp}$  : tekanan uap murni

$S$  : suction head (z1)

$h_{sl}$  : kerugian *head* didalam pipa hisap / *friction loss* (m)

Menentukan Head karena faktor friksi pada titik 1 daerah hisap (hsl)

- Panjang pipa lurus  
Panjang pipa lurus pada daerah hisap adalah 4 m
- Panjang Ekuivalen

Perihal	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma le$ (ft)	$\Sigma le$ (m)
sudden contraction	8	1	8	2,4384
globe valve, open	174	1	174	53,0352
standard elbow	17	1	17	5,1816
Total				60,6552

$$L + \Sigma Le = 4 \text{ m} + 60,6552 \text{ m} = 64,6552 \text{ m}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 hsl &= f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{v^2}{2g} \\
 &= 0,0145 \cdot \frac{64,6552 \text{ m}}{0,1614 \text{ m}} \cdot \frac{(1,3088 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 0,5076 \text{ m}
 \end{aligned}$$

b. Menentukan tekanan uap fluida

$$P_{uap} = \Sigma y_i \cdot P_{uap i}$$

Dimana :

- $P_{uap}$  : tekanan uap fluida yang dipompa (bar)
- $y_i$  : fraksi mol komponen
- $P_{uap i}$  : tekanan uap masing-masing komponen (bar)

Tekanan uap masing-masing komponen didapat dengan menggunakan persamaan Antoine.

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

Diperoleh dari Chapter 7, Yaws

Dimana :

- $P$  : tekanan (mmHg)
- $T$  : suhu (K)
- $A, B, C, D, E$  : konstanta

komp	A	B	C	D	E
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	31,7718	-2,7254E+03	-8,4443E+00	-5,3534E-09	2,7187E-06
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	34,0775	-3,0379E+03	-9,1635E+00	1,0289E-11	2,7035E-06

komponen	BM	xi	Kmol	Yi	P uap	yi . P <sup>o</sup>
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	78	0,999	0,012808	0,99915	0,0886	0,0885
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	92	0,001	0,0000109	0,00085	0,0484	0,00004114
Total			0,0128189	1		0,08854114

$$P \text{ uap} = 0,08854114$$

Maka :

$$NPSH = 1 \text{ m} + \frac{(16,1 - 0,08854114) \text{ bar} \times \frac{10^5 \text{ N}}{\frac{\text{m}^2}{\text{bar}}}}{868,089369 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - 0,5076 \text{ m} = 188,7014 \text{ m}$$

NPSH terhitung positif maka tidak terjadi kavitasi

c. Menghitung NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3} \\ &= \left(\frac{1000 \text{ rpm}}{1200}\right)^{4/5} \times \left(0,0267 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right)^{2/3} \\ &= 0,0772 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diperoleh NPSH yang tersedia (188,7014 m) NPSH yang diperlukan (0,0772 m) maka pompa dapat bekerja tanpa mengalami kavitasi.

10. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

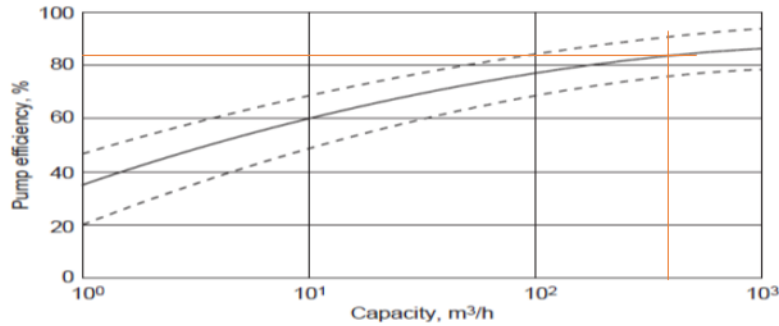
$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{\eta}$$

(Persama 3-6 Ludwig vol 1, hal 130)

Dimana :

H : Head pompa (m)

- $Q$  : kapasitas pompa ( $\text{ft}^3/\text{s}$ )  
 $\text{BHP}$  : Daya penggerak poros (Hp)  
 $\eta$  : efisiensi pompa  
 $\rho$  : rapat massa ( $\text{lb}/\text{ft}^3$ )



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 10.63 Towler and Sinnott, 2008, “*Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design*”, halaman 625.

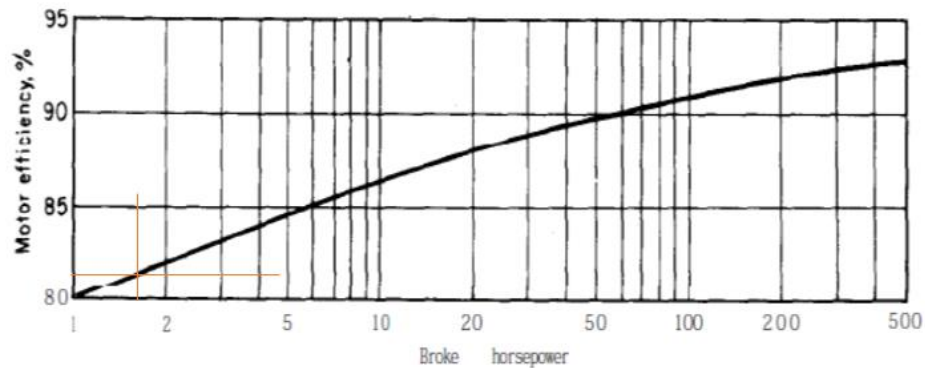
Untuk kapasitas,  $Q_1 = 0,0267 \text{ m}^3/\text{s} \times (3600 \text{ s/jam}) = 96,12 \text{ m}^3/\text{jam}$

Diperoleh eff = 87 %

Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{BHP} &= \frac{0,937 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \cdot 37,837 \text{ ft} \cdot 54,1946 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{87\%} \\
 &= 2208,477853 \text{ lb. ft/s} \\
 &= 4,0154 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Menentukan motor standar



**FIGURE 1438**  
Efficiencies of three-phase motors.

Efisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 Peters and Timmerhaus, 1991, “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, ed. IV, halaman 521 yaitu sebesar 83%.

Maka :

$$Daya = \frac{BHP}{\eta_{motor}} = \frac{4,0154Hp}{83\%} = 4,8378 Hp$$

Dipilih daya motor standar sebesar 5 Hp.

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1\frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7\frac{1}{2}$ , 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

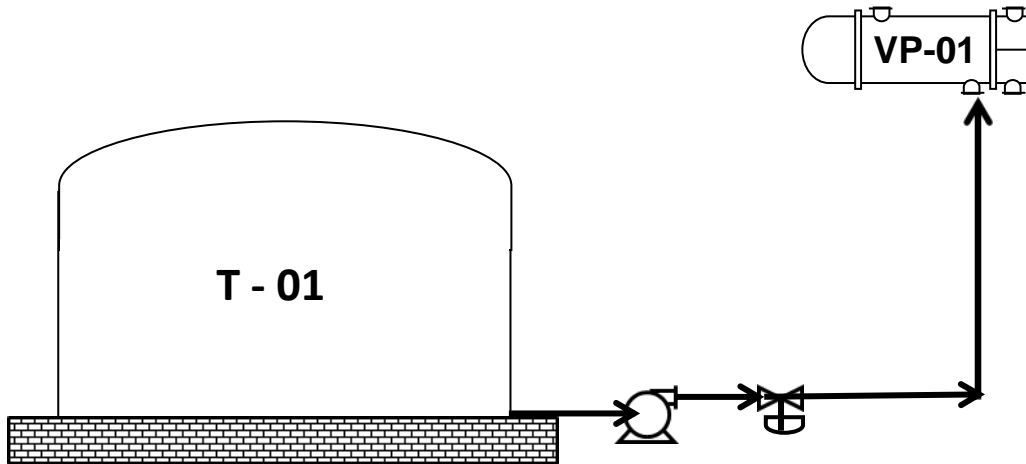
Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

(Ludwig, 2001, “*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*”, ed. III., vol III, halaman 628).

## POMPA (P – 02)

Fungsi : Mengalirkan  $C_6H_6$  dari tangki penyimpanan (T - 01) menuju vaporizer (VP-01) untuk diuapkan dengan kecepatan umpan 3530.709 kg/j

Type : Pompa centrifugal



### 1. Data umpan masuk

Bahan yang dipompa :

Komponen	BM	Kmol/Jam	Kg/jam	Fraksi massa
$C_6H_6$	78	45,2202	3527.1782	0,999
$C_7H_8$	92	0,0383	3.5307	0,001
TOTAL		45,2585	3530.7090	1,000

Suhu umpan = 109,10°C

Tekanan = 1 atm = 1,0132 bar

Viskositas fase cair

$$\log_{10} n_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Diperoleh dari Chapter 22, Yaws

Dimana :

$n_{liq}$  : viskositas fase cair (cp)

T : suhu (K)

A, B, C, D : konstanta

Komponen	A	B	C	D
C6H6	-7,4005	-1,1815E+03	1,4888E-02	1,3713E-05
C7H8	-5,1649	8,1068E+02	1,0454E-05	-1,0488E-05

Viskositas = 0,7900 cp  
 = 1.91108 lb/ft.h  
 = 0.00079 kg/m.s  
 = 2.844 kg/m.h

Rapat massa (densitas) fase cair

$$\rho = A B^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Diperoleh dari Chapter 8, Yaws

Dimana :

$\rho$  : densitas (g/ml)

T : suhu (K)

Tc : suhu kritis (K)

A, B dan n : konstanta

Komponen	A	B	n	Tc	rho	rho.Xi
C6H6	0,30090	0,26770	0,28180	562,16	0.86809	0.86722
C7H8	0,29999	0,27108	0,29889	591,79	0.86018	8,6018E-04

Densitas = 0,86808 gr/ml  
 = 0,86808 kg/lt  
 = 54.1925 lb/ft<sup>3</sup>  
 = 868.081 kg/m<sup>3</sup>

## 2. Kapasitas pompa

$$\text{massa, } m = 3530,7090 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} = 0,9808 \text{ kg/s}$$

Kecepatan volume cairan

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{m}{\rho} \\
 &= \frac{0,9808 \text{ kg/s}}{868,081 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,001129 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

$$= 0,03987 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Untuk menghitung Head pompa dibutuhkan penentuan titik pepompaan, sebagai berikut :

Titik 1 *suction*

Tekanan *suction head*,  $P_1$  : 1 atm = 1,0133 bar

Tinggi *suction head*,  $z_1$  : 1 m

Kecepatan linear,  $v_1$  : ~ 0 m/s (kecepatan penurunan permukaan cairan)

Titik 2 *discharge*

Tekanan *discharge head*,  $P_2$  : 6 atm = 6,0798 bar

Tinggi *discharge head*,  $z_2$  : 4 m

### 3. Diameter pipa

Ukuran diameter pipa optimum didapat dari persamaan :

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ D_{opt} &= 3,9 \cdot (0,03987 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \cdot (54.1925 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13} \\ &= 1,5373 \text{ in} \end{aligned}$$

(Peters and Timmerhaus, 2003 "*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*", 4<sup>th</sup> ed, halaman 496)

Keterangan :

$D_{opt}$  = diameter pipa optimum (in)

$Q$  = Kecepatan volume fluida ( $\text{ft}^3/\text{s}$ )

$\rho$  = Rapat massa fluida ( $\text{lb}/\text{ft}^3$ )



Dipilih ukuran standard dari Appendix K item 2 hal 387 Brownell

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20‡	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20‡	21.25	355	5.747	5.58	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.253	6.09	94.7

\* Commonly known as standard.  
 † Commonly known as extra heavy.  
 ‡ Approximately.

- IPS = 1,5 in
- Schedule No. = 80
- Diameter luar (OD) = 1,90 in = 0,04826 m
- Diameter dalam (ID) = 1,500 in = 0,0381 m
- Luas penampang (at) = 0,0122 ft<sup>2</sup> = 0,001133 m<sup>2</sup>

4. Head pompa  
 a. Pemilihan bahan konstruksi

Material	Condition	$\epsilon$		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	$\pm 60$
	Stainless, new	0.000007	0.002	$\pm 50$
	Commercial, new	0.00015	0.046	$\pm 30$
	Riveted	0.01	3.0	$\pm 70$
	Rusted	0.007	2.0	$\pm 50$
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	$\pm 50$
	Wrought, new	0.00015	0.046	$\pm 20$
	Galvanized, new	0.0005	0.15	$\pm 40$
	Asphalted cast	0.0004	0.12	$\pm 50$
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	$\pm 50$
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	$\pm 60$
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	$\pm 60$
	Rough	0.007	2.0	$\pm 50$
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	$\pm 60$
Wood	Stave	0.0016	0.5	$\pm 40$

Dipilih jenis baja stainless

Dimana nilai kekasaran ( $\epsilon$ ) = 0,000007 ft  
 = 0,000007 ft x 0,3048 m/ft  
 = 0,0000021336 m  
 (White, "Fluid Mechanics", 5<sup>th</sup> ed, halaman 349)

Kekasaran relatif ( $e_r$ )

$$e_r = \frac{\epsilon}{ID} = \frac{0,0000021336 \text{ m}}{0,0381 \text{ m}} = 0,000056$$

- b. Kecepatan linier ( $v_2$ )

$$A \text{ pipa} = (3,14 \times 0,0381^2) / 4 = 0,0011395 \text{ m}^2$$

$$V = \frac{Q}{Ap} = \frac{0,001129 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0011395 \text{ m}^2} = 0,9907 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

- c. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho \cdot ID \cdot v}{\mu}$$

$$= \frac{868.081 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,0381 \text{ m} \cdot 0,9907 \text{ m/s}}{0.00079 \text{ kg/m s}}$$

$$= 41476,3278$$

Keterangan :

ID : Diameter dalam (m)

Re : Bilangan Reynold

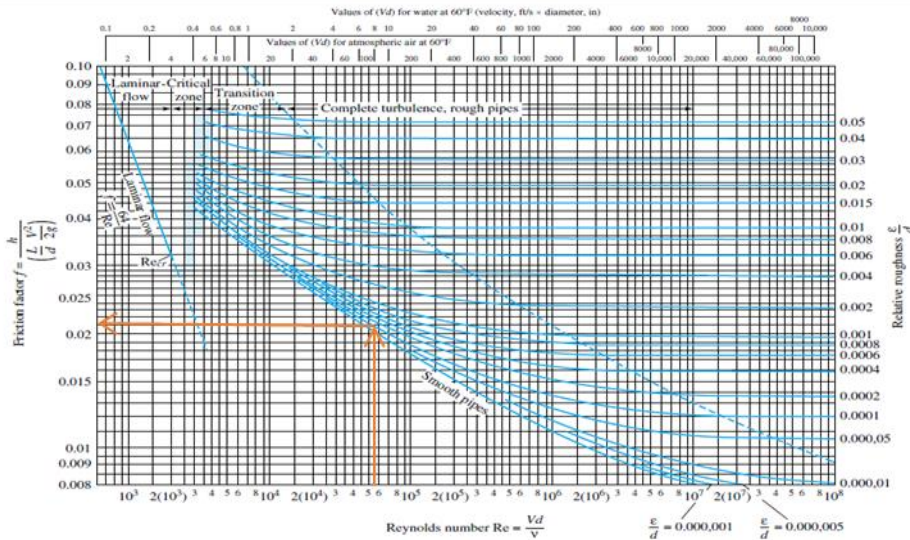
v : Kecepatan linear fluida (m/s)

$\mu$  : Viskositas fluida (kg/m s)

$\rho$  : Rapat massa fluida (kg/m<sup>3</sup>)

d. Faktor friksi

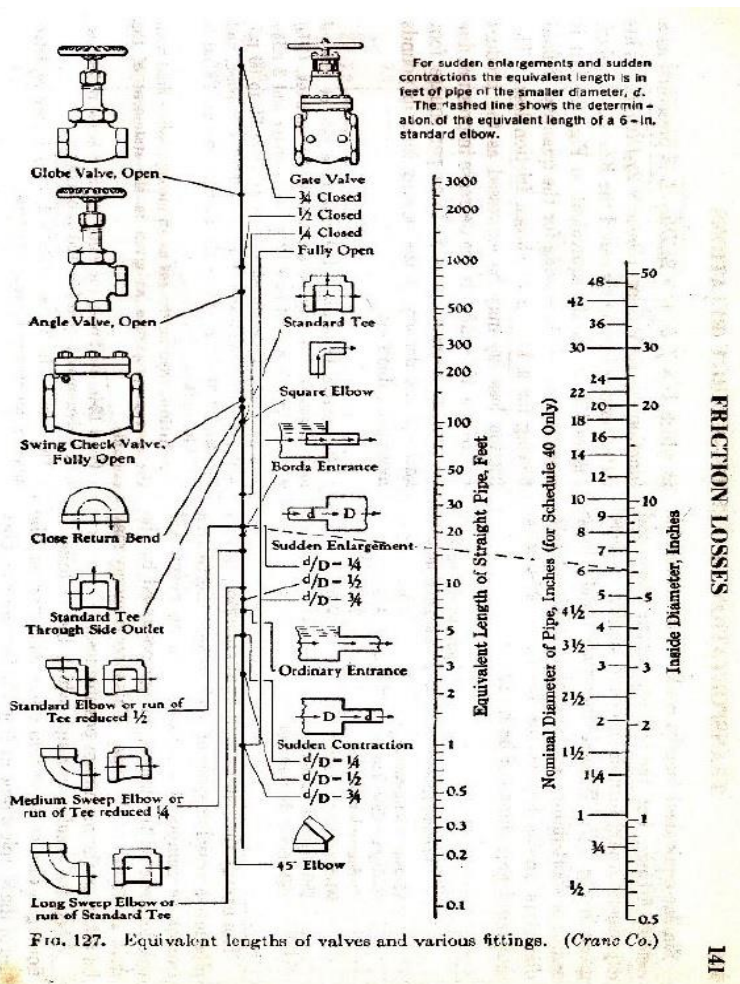
Menggunakan diagram Moody Fig. 6.13 (White, "Fluid Mechanics" halaman 370) didapatkan faktor friksi (f) yaitu 0,013



5. Rencana pemipaan

Panjang pipa lurus (L) dibuat sepanjang 20 m

Penentuan panjang Ekvivalen ( $L_e$ ) didapat dari Brown fig.127 sebagai berikut :



Equivalent length	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma$ le (ft)	$\Sigma$ le (m)
sudden enlargement	2,5	1	2,5	0,762
sudden contraction	2	1	2	0,6096
check valve	10	1	10	3,048
globe valve, open	40	1	40	12,192
standard elbow	4	1	4	1,2192
Total				17,8308

Maka :

$$L + \Sigma Le = 20 \text{ m} + 17,8308 \text{ m} = 37,8308 \text{ m}$$

6. Penentuan head pompa karena faktor friksi

Head pompa karena faktor friksi dapat dihitung dengan pers. *Darcy Weisbach* yaitu :

$$\begin{aligned}
 hf &= f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{v^2}{2g} \\
 &= 0,021 \cdot \frac{37,8308 \text{ m}}{0,0381 \text{ m}} \cdot \frac{(0,9927 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 1,0483 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dimana :

hf = Head karena faktor friksi

f = fraktor friksi

L = panjang pipa (m)

ID = diameter dalam pipa (m)

v = kecepatan linier fluida (m/s)

g = gaya gravitasi (32,1 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,8 m/s<sup>2</sup>)

(Karrasik, *J.I Pump Handbook* 2001, page 8.34)

7. Head pompa

Head pompa dapat dihitung dengan persamaan Bernoulli sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 H &= hf + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{v^2}{2g} + z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{v^2}{2g} + z \right)_1 \\
 &= 1,0483 \text{ m} + \left( \frac{6,0798 \text{ bar}}{868,081 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + \frac{(0,9907 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + 4 \right)_2 \\
 &\quad - \left( \frac{1,0133 \text{ bar}}{868,081 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + \frac{(0 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + 1 \right)_1 \\
 &= 4,7753 \text{ m}
 \end{aligned}$$

(White, "*Fluid Mechanics*" halaman 715)

8. Kecepatan spesifik

Penentuan kecepatan spesifik didapat dari Buku Pump Handbook 3<sup>rd</sup> ed., 2001 by Karrasik, J.I page 1.5 yaitu sebagai berikut :

$$N_s = \frac{N \sqrt{\frac{Q_L}{suction}}}{g \cdot \left(\frac{H}{stage}\right)^{0,75}} \times 2733$$

Dimana :

- Ns : kecepatan spesifik (antara 0,1-1 rad)
- N : kecepatan putar (rad/s)
- Q<sub>L</sub> : laju alir pompa (m<sup>3</sup>/s)
- g : gaya gravitasi (32,1 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,8 m/s<sup>2</sup>)
- suction: jumlah suction
- stage : jumlah stage
- H : Head pompa (m)

menentukan kecepatan putar

penentuan kecepatan putar didapat dari buku *Design for Chemical and Petrochemical Plant* by Ludwig. E. E Vol 3 3<sup>rd</sup> ed., Tab. 14.2 page 624 yaitu :

Table 14-2  
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50 Rpm	60 Rpm	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} any practical hp   same   as   above 
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$rpm = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Dipilih kecepatan putar sebesar 3000 rpm

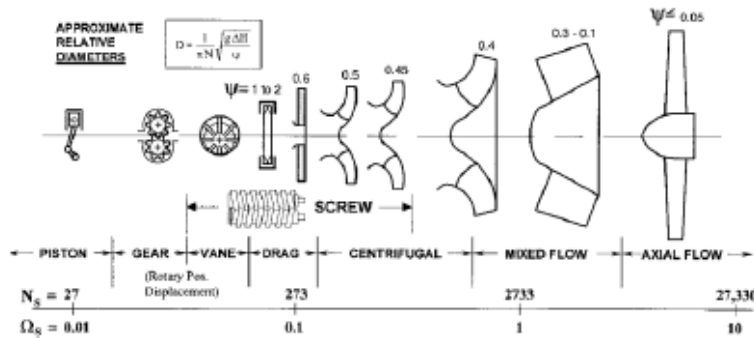
Faktor slip berkisar 5-13% dipilih faktor slip 5%

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan putar (N)} &= 3000 \text{ rpm} \times 95\% \\ &= 2850 \text{ rpm} \\ &= 298,3 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka kecepatan spesifik (Ns) adalah :

$$N_s = \frac{298,3 \text{ rad/s} \sqrt{\frac{0,001129 \text{ m}^3/\text{s}}{1}}}{9,8 \text{ m/s}^2 \cdot \left(\frac{4,7753 \text{ m}}{1}\right)^{0,75}} \times 2733 = 865,2931 \text{ rpm}$$



Nilai  $N_s$  harus  $0,1 < N_s < 1$ , jika tidak bernilai tersebut maka perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa, stage pada pompa yang dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada didalam pompa.

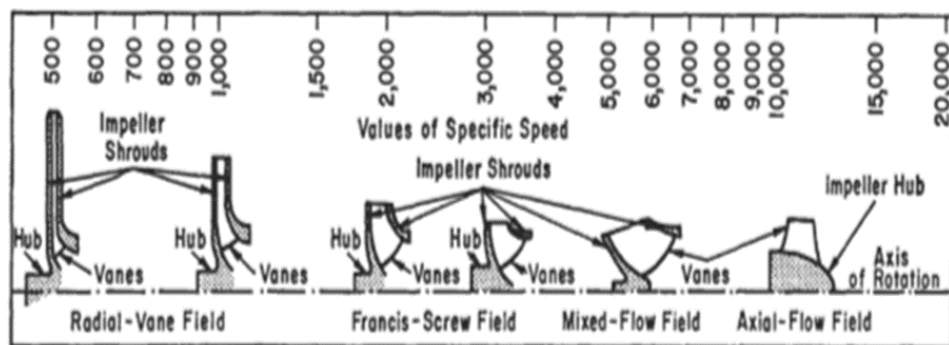


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17]. *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Berdasarkan *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant* halaman 194 dengan *Specific speed* 292,6733 rpm maka dipakai jenis pompa sentrifugal dengan tipe **Radial-Vane Field**.

## 9. Net Positive Suction Head (NPSH)

### a. Net Positive Suction Head yang tersedia (NPSH<sub>A</sub>)

Penentuan *Net Positive Suction Head* (NPSH) didapat dari buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant* pers. 3.15, halaman 190 yaitu sebagai berikut :

$$NPSH = S + (P_a - P_{vp}) \frac{1}{\gamma} - hsl$$

Dimana :

NPSH<sub>A</sub> : NPSH yang tersedia

- Pa : tekanan operasi
- Pvp : tekanan uap murni
- S : suction head (z1)
- hsl : kerugian head didalam pipa hisap / friction loss (m)

Menentukan Head karena faktor friksi pada titik 1 daerah hisap (hsl)

- Panjang pipa lurus  
 Panjang pipa lurus pada daerah hisap adalah 4 m
- Panjang Ekuivalen

Perihal	Le (ft)	Jumlah	Σle (ft)	Σle (m)
sudden contraction	2	1	2	0,6096
globe valve, open	40	1	40	12,192
standard elbow	4	1	4	1,2192
Total				14,0208

$$L + \Sigma Le = 4 \text{ m} + 14,0208 \text{ m} = 18,0208 \text{ m}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 hsl &= f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{v^2}{2g} \\
 &= 0,021 \cdot \frac{18,0208 \text{ m}}{0,0381 \text{ m}} \cdot \frac{(0,9907 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 1,0093 \text{ m}
 \end{aligned}$$

b. Menentukan tekanan uap fluida

$$P_{uap} = \Sigma y_i \cdot P_{uap\ i}$$

Dimana :

- P uap : tekanan uap fluida yang dipompa (bar)
- y<sub>i</sub> : fraksi mol komponen
- P uap i : tekanan uap masing-masing komponen (bar)

Tekanan uap masing-masing komponen didapat dengan menggunakan persamaan Antoine.

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

Diperoleh dari Chapter 7, Yaws

Dimana :

- P : tekanan (mmHg)
- T : suhu (K)
- A, B, C, D, E : konstanta

komp	A	B	C	D	E
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	31,7718	-2,7254E+03	-8,4443E+00	-5,3534E-09	2,7187E-06
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	34,0775	-3,0379E+03	-9,1635E+00	1,0289E-11	2,7035E-06

komponen	BM	xi	Kmol	Yi	P uap	yi . P <sup>o</sup>
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	78	0,999	0,012808	0,99915	0,0886	0,0885
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	92	0,001	0,0000109	0,00085	0,0484	0,00004114
Total			0,0128189	1		0,08854114

$$P \text{ uap} = 0,08854114$$

Maka :

$$NPSH = 1 \text{ m} + \frac{(1,0133 - 0,08854114) \text{ bar} \times \frac{10^5 \text{ N}}{\text{bar}} \frac{\text{m}^2}{\text{bar}}}{868,081 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - 1,0093 \text{ m} = 10,86101 \text{ m}$$

NPSH terhitung positif maka tidak terjadi kavitas

c. Menghitung NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)

$$\begin{aligned} \frac{NP}{SH_R} &= \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3} \\ &= \left(\frac{3000 \text{ rpm}}{1200}\right)^{4/5} \times (0,001129 \frac{\text{m}^3}{\text{s}})^{2/3} \\ &= 0,0225 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diperoleh NPSH yang tersedia (7,5216 m) NPSH yang diperlukan (0,0174 m) maka pompa dapat bekerja tanpa mengalami kavitas.

1. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{\eta}$$

(Persama 3-6 Ludwig vol 1, hal 130)

Dimana :

H : Head pompa (m)

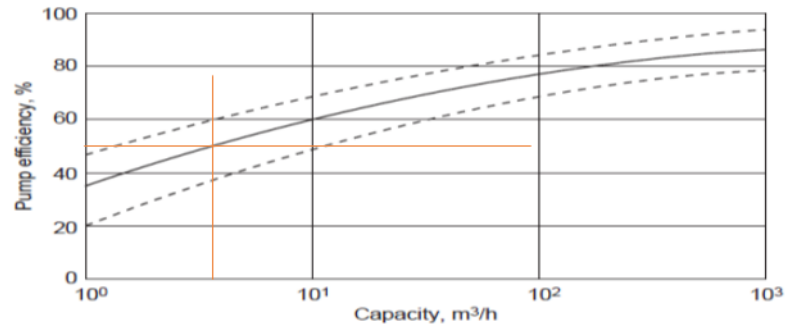
Q : kapasitas pompa (ft<sup>3</sup>/s)

BHP : Daya penggerak poros (Hp)

η : efisiensi pompa

ρ : rapat massa (lb/ft<sup>3</sup>)





**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 10.63 Towler and Sinnott, 2008, “*Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design*”, halaman 625.

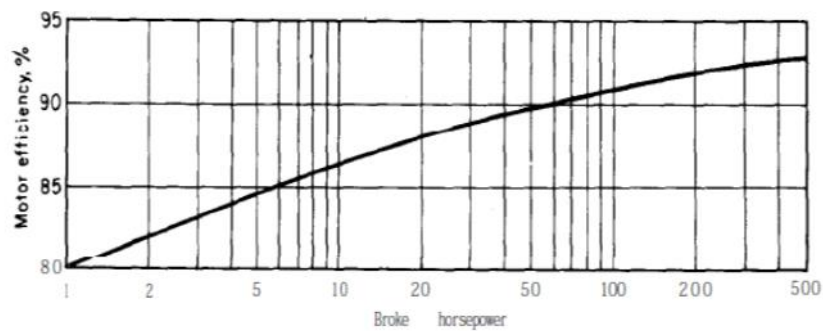
Untuk kapasitas,  $Q_1 = 0,001129 \text{ m}^3/\text{s} \times (3600 \text{ s/jam}) = 4,0644 \text{ m}^3/\text{jam}$

Diperoleh eff = 50 %

Maka :

$$\begin{aligned}
 BHP &= \frac{0,03987 \frac{ft^3}{s} \cdot 15,666 ft \cdot 54.1925 \frac{lb}{ft^3}}{50\%} \\
 &= 67,697 lb.ft/s \\
 &= 0,123085 Hp
 \end{aligned}$$

Menentukan motor standar



**FIGURE 1438**  
Efficiencies of three-phase motors.

Efisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 Peters and Timmerhaus, 1991, “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, ed. IV, halaman 521 yaitu sebesar 80%.

Maka :

$$Daya = \frac{BHP}{\eta_{motor}} = \frac{0,123085 Hp}{80\%} = 0,15385 Hp$$

Dipilih daya motor standar sebesar 0,5 Hp.

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1\frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7\frac{1}{2}$ , 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

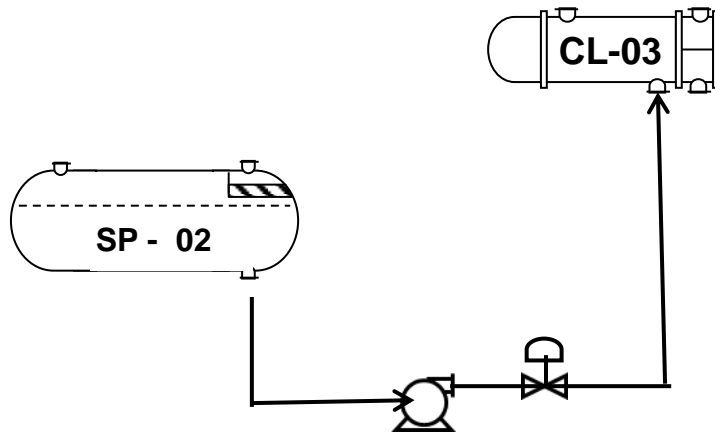
(Ludwig, 2001, “*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*”, ed. III., vol III, halaman 628).

## POMPA ( P – 03 )

Fungsi : Mengalirkan hasil bawah separator menuju tangka penyimpanan produk ( T – 03 )

dengan kecepatan 3787,88 kg/j

Tipe : Pompa centrifugal



### 1. Data umpan masuk

Bahan yang dipompa :

Komponen	BM	Kmol/Jam	Kg/jam	X mass
C6H6	78	0,4477	34,9222	0,009
C6H12	84	44,6360	3749,4309	0,990
C7H8	92	0,0383	3,5266	0,001
TOTAL		45,122	3787,8797	1,000

Suhu = 109,10°C

Tekanan = 1 atm = 1,0132 bar

Viskositas fase cair

$$\log_{10} n_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Diperoleh dari Chapter 22, Yaws

Dimana :

$\mu_{liq}$  : viskositas fase cair (cp)

T : suhu (K)

A, B, C, D : konstanta

Komponen	A	B	C	D
C6H6	-7.4005	-1.1815E+03	1.4888E-02	1.3713E-05
C6H12	4.7423	-2.5322E+02	-1.6927E-02	1.2472E-05
C7H8	-5.1649	8.1068E+02	1.0454E-02	-1.0488E-05

$$\begin{aligned}\text{Viskositas} &= 0,829199 \text{ Cp} \\ &= 1.91108 \text{ lb/ft.h} \\ &= 0.00079 \text{ kg/m.s} \\ &= 2.844 \text{ kg/m.h}\end{aligned}$$

Rapat massa (densitas) fase cair

$$\rho = A B^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Diperoleh dari Chapter 8, Yaws

Dimana :

$\rho$  : densitas (g/ml)

T : suhu (K)

$T_c$  : suhu kritis (K)

A, B dan n : konstanta

Densitas

Komponen	A	B	n	$T_c$	rho	rho.Xi
C6H6	0,30090	0,26770	0,28180	562,16	0.86809	0.86722
C6H12	0,27376	0,24708	0,28511	553,54	1,10178	1,09076
C7H8	0,29999	0,27108	0,29889	591,79	0.86018	8,6018E-04

$$\begin{aligned}\text{Densitas} &= 0,8117 \text{ gr/ml} \\ &= 0,8117 \text{ kg/lt} \\ &= 50.6728 \text{ lb/ft}^3 \\ &= 811.7 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

## 2. Kapasitas pompa

$$\text{massa, } m = 3787,8796 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} = 1,0522 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Kecepatan volume cairan

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{1,0522 \text{ kg/s}}{811,7 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,00129 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,04555 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Untuk menghitung Head pompa dibutuhkan penentuan titik pepompaan, sebagai berikut :

Titik 1 *suction*

Tekanan *suction head*,  $P_1$  : 1 atm = 1,0133 bar

Tinggi *suction head*,  $z_1$  : 1 m

Kecepatan linear,  $v_1$  : ~ 0 m/s (kecepatan penurunan permukaan cairan)

Titik 2 *discharge*

Tekanan *discharge head*,  $P_2$  : 1 atm = 1,0133 bar

Tinggi *discharge head*,  $z_2$  : 12 m

## 3. Diameter pipa

Ukuran diameter pipa optimum didapat dari persamaan :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 3,9 \cdot (0,04555 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \cdot (50.6728 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

$$= 1,6180 \text{ in}$$

(Peters and Timmerhaus, 2003 “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”,  
4<sup>th</sup> ed, halaman 496)

Keterangan :

$D_{opt}$  = diameter pipa optimum (in)

$Q$  = Kecepatan volume fluida ( $\text{ft}^3/\text{s}$ )

$\rho$  = Rapat massa fluida ( $\text{lb/ft}^3$ )

Dipilih ukuran standard dari Appendix K item 2 hal 387 Brownell

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/4	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1 1/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.43
1 1/2	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
2	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
2 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
3	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
3 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
4	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
6	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
8	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
10	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
12	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
14	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
16	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
18	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
20	18.0	20‡	17.25	234	4.712	4.52	72.7
22	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
24	22.0	20‡	21.25	355	5.747	5.56	84.0
	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

\* Commonly known as standard.  
 † Commonly known as extra heavy.  
 ‡ Approximately.

Maka dipakai pipa standart (KERN, 1983):

IPS = 1,5 in

Schedule No. = 40

Diameter Luar ( OD) = 1,9 in = 0,04826 meter

Diameter dalam (ID) = 1,610 in = 0,040894 meter

Luas penampang (at) = 2,04 in<sup>2</sup> = 0,01416 ft<sup>2</sup> = 0,00131 m<sup>2</sup>

4. Head pompa

a. Pemilihan bahan konstruksi

Material	Condition	$\epsilon$		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
Iron	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.007	2.0	± 50
	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
Brass	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
Plastic	Drawn, new	0.000007	0.002	± 50
	Drawn tubing	0.000005	0.0015	± 60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	± 60
	Rough	0.007	2.0	± 50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	± 60
Wood	Stave	0.0016	0.5	± 40

Dipilih jenis baja stainless

$$\begin{aligned} \text{Dimana nilai kekasaran } (\epsilon) &= 0,000007 \text{ ft} \\ &= 0,000007 \text{ ft} \times 0,3048 \text{ m/ft} \\ &= 0,0000021336 \text{ m} \end{aligned}$$

(White, "Fluid Mechanics", 5<sup>th</sup> ed, halaman 349)

Kekasaran relatif ( $e_r$ )

$$e_r = \frac{\epsilon}{ID} = \frac{0,0000021336 \text{ m}}{0,040894 \text{ m}} = 0,00005217$$

b. Kecepatan linier ( $v_2$ )

$$A \text{ pipa} = (3,14 \times 0,040894^2) / 4 = 0,00131 \text{ m}^2$$

$$V = \frac{Q}{Ap} = \frac{0,00129 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00131 \text{ m}^2} = 0,9847 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

c. Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho \cdot ID \cdot v}{\mu} \\ &= \frac{811,7 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,040894 \text{ m} \cdot 0,9847 \text{ m/s}}{0,00079 \text{ kg/m s}} \\ &= 41374,42634 \end{aligned}$$

Keterangan :

ID : Diameter dalam (m)

Re : Bilangan Reynold

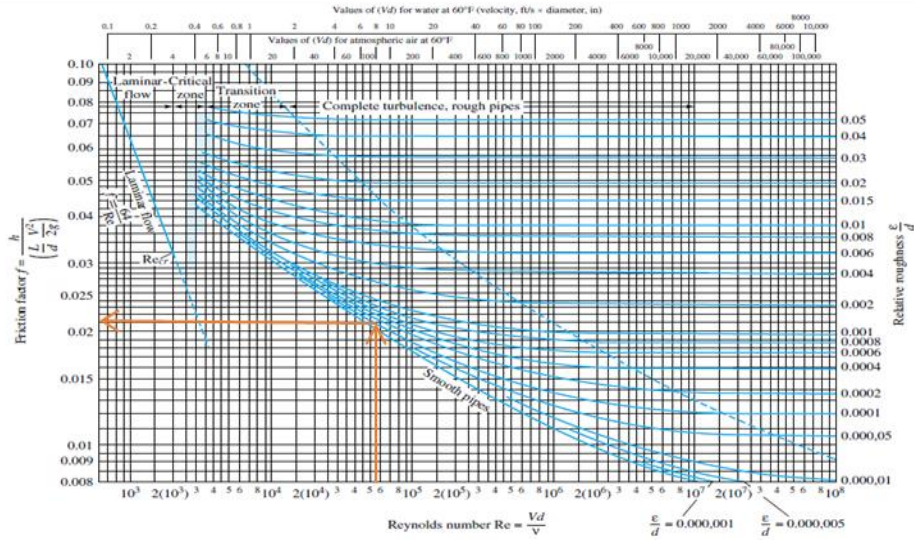
v : Kecepatan linear fluida (m/s)

$\mu$  : Viskositas fluida (kg/m s)

$\rho$  : Rapat massa fluida (kg/m<sup>3</sup>)

d. Faktor friksi

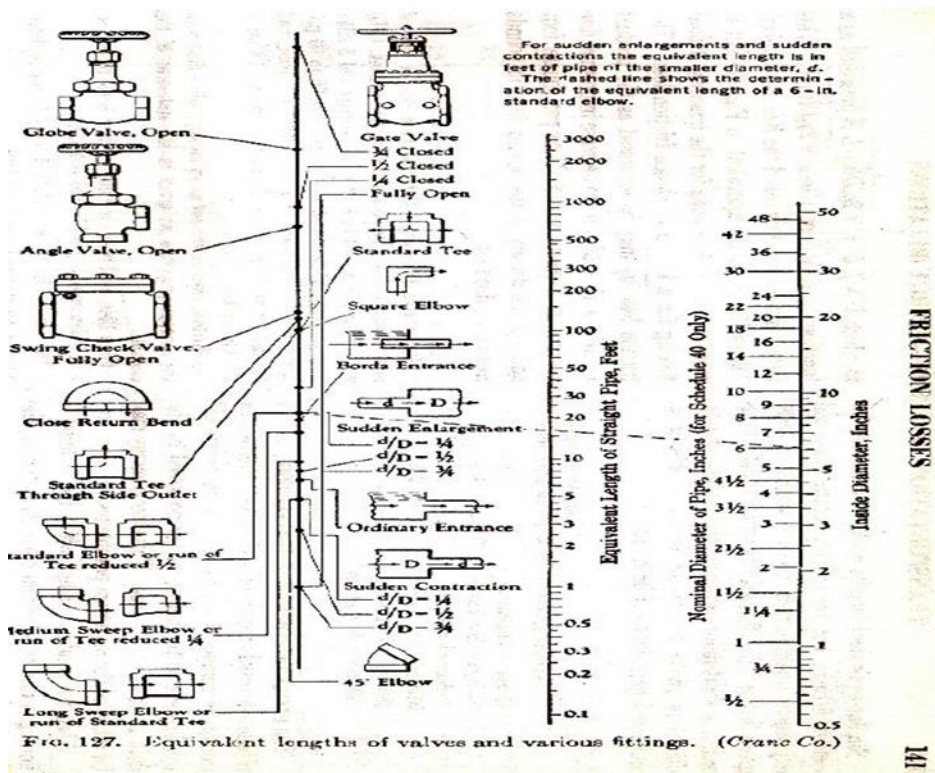
Menggunakan diagram Moody Fig. 6.13 (White, "Fluid Mechanics" halaman 370) didapatkan faktor friksi (f) yaitu 0,023



5. Rencana pemipaan

Panjang pipa lurus (L) dibuat sepanjang 20 m

Penentuan panjang Ekvivalen ( $L_e$ ) didapat dari Brown fig.127 sebagai berikut :





Equivalent length	Le (ft)	Jumlah	Σle (ft)	Σle (m)
sudden enlargement	5	1	5	1,524
sudden contraction	1,5	1	1,5	0,4572
check valve	12	1	12	3,6576
globe valve, open	50	1	50	15,24
standard elbow	10	2	20	6,096
Total				26,9748

Maka :

$$L + \Sigma Le = 20 \text{ m} + 26,9748 \text{ m} = 46,9748 \text{ m}$$

1. Penentuan head pompa karena faktor friksi

Head pompa karena faktor friksi dapat dihitung dengan pers. *Darcy Weisbach* yaitu :

$$\begin{aligned}
 hf &= f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{v^2}{2g} \\
 &= 0,023 \cdot \frac{46,9748 \text{ m}}{0,040894 \text{ m}} \cdot \frac{(0,9847 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 1,3070 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dimana :

hf = Head karena faktor friksi

f = fraktor friksi

L = panjang pipa (m)

ID = diameter dalam pipa (m)

v = kecepatan linier fluida (m/s)

g = gaya gravitasi (32,1 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,8 m/s<sup>2</sup>)

(Karrasik, J.I *Pump Handbook* 2001, page 8.34)

2. Head pompa

Head pompa dapat dihitung dengan persamaan Bernoulli sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 H &= hf + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{v^2}{2g} + z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{v^2}{2g} + z \right)_1 \\
 &= 1,3070 \text{ m} + \left( \frac{1,0133 \text{ bar}}{811,7 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + \frac{(0,9847 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + 12 \right)_2 \\
 &\quad - \left( \frac{1,0133 \text{ bar}}{811,7 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + \frac{(0 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + 1 \right)_1
 \end{aligned}$$

$$= 12,3564m$$

(White, "Fluid Mechanics" halaman 715)

### 8. Kecepatan spesifik

Penentuan kecepatan spesifik didapat dari Buku Pump Handbook 3<sup>rd</sup> ed., 2001 by Karrasik, J.I page 1.5 yaitu sebagai berikut :

$$N_s = \frac{N \sqrt{\frac{Q_L}{suction}}}{g \cdot \left(\frac{H}{stage}\right)^{0,75}} \times 2733$$

Dimana :

- Ns : kecepatan spesifik (antara 0,1-1 rad)
- N : kecepatan putar (rad/s)
- Q<sub>L</sub> : laju alir pompa (m<sup>3</sup>/s)
- g : gaya gravitasi (32,1 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,8 m/s<sup>2</sup>)
- suction : jumlah suction
- stage : jumlah stage
- H : Head pompa (m)

menentukan kecepatan putar

penentuan kecepatan putar didapat dari buku *Design for Chemical and Petrochemical Plant* by Ludwig. E. E Vol 3 3<sup>rd</sup> ed., Tab. 14.2 page 624 yaitu :

Table 14-2  
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50	60	Induction	Synchronous
	Rpm			
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} practical any same as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

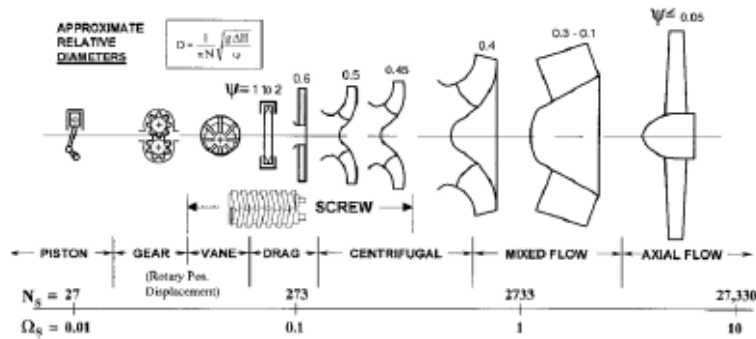
$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Dipilih kecepatan putar sebesar 3000 rpm  
 Faktor slip berkisar 5-13% dipilih faktor slip 5%  
 Maka :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan putar (N)} &= 3000 \text{ rpm} \times 95\% \\ &= 2850 \text{ rpm} \\ &= 298,3 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka kecepatan spesifik (Ns) adalah :

$$N_s = \frac{298,3 \text{ rad/s} \sqrt{\frac{0,00129 \text{ m}^3/\text{s}}{1}}}{9,8 \text{ m/s}^2 \cdot \left(\frac{12,3564 \text{ m}}{1}\right)^{0,75}} \times 2733 = 453,3594 \text{ rpm}$$



Nilai Ns harus  $0,1 < N_s < 1$ , jika tidak bernilai tersebut maka perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa, stage pada pompa yang dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada didalam pompa.

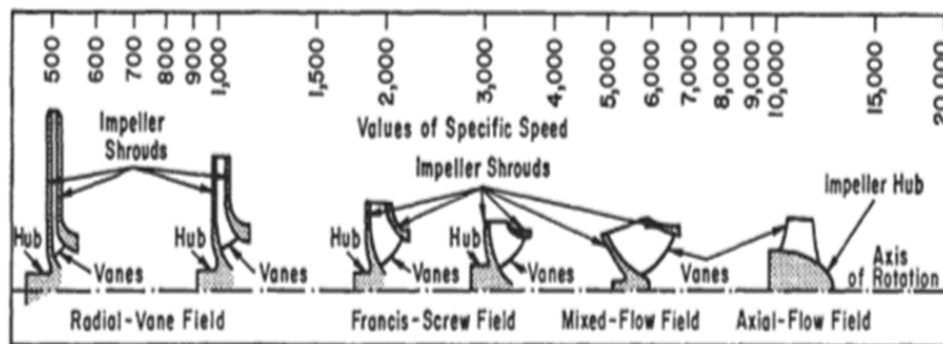


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Berdasarkan *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant* halaman 194 dengan *Spesific speed* 289,661 rpm maka dipakai jenis pompa sentrifugal dengan tipe **Radial-Screw Field**.

9. *Net Positive Suction Head* (NPSH)

a. *Net Positive Suction Head* yang tersedia (NPSH<sub>A</sub>)

Penentuan *Net Positive Suction Head* (NPSH) didapat dari buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant* pers. 3.15, halaman 190 yaitu sebagai berikut :

$$NPSH = S + (P_a - P_{vp}) \frac{1}{\gamma} - hsl$$

Dimana :

NPSH<sub>A</sub> : NPSH yang tersedia

P<sub>a</sub> : tekanan operasi

P<sub>vp</sub> : tekanan uap murni

S : suction head (z1)

hsl : kerugian *head* didalam pipa hisap / *friction loss* (m)

Menentukan Head karena faktor friksi pada titik 1 daerah hisap (hsl)

- Panjang pipa lurus

Panjang pipa lurus pada daerah hisap adalah 4 m

- Panjang Ekuivalen

Perihal	Le (ft)	Jumlah	Σle (ft)	Σle (m)
sudden contraction	1,5	1	1,5	0,4572
globe valve, open	50	1	50	15,24
standard elbow	10	1	10	3,048
Total				18,7452

$$L + \Sigma Le = 4 \text{ m} + 18,7452 \text{ m} = 22,7452 \text{ m}$$

Maka :

$$\begin{aligned} hsl &= f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{v^2}{2g} \\ &= 0,023 \cdot \frac{22,7452 \text{ m}}{0,040894 \text{ m}} \cdot \frac{(0,9847 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\ &= 0,6328 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Menentukan tekanan uap fluida

$$P_{uap} = \Sigma y_i \cdot P_{uap_i}$$

Dimana :

$P_{\text{uap}}$  : tekanan uap fluida yang dipompa (bar)  
 $y_i$  : fraksi mol komponen  
 $P_{\text{uap } i}$  : tekanan uap masing-masing komponen (bar)

Tekanan uap masing-masing komponen didapat dengan menggunakan persamaan Antoine.

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

Diperoleh dari Chapter 7, Yaws

Dimana :

$P$  : tekanan (mmHg)  
 $T$  : suhu (K)  
 $A, B, C, D, E$  : konstanta

komponen	A	B	C	D	E
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	31.7718	-2.7254E+03	-8.4443E+00	-5.3534E-09	2.7187E-06
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	48.5529	-3.0874E+03	-1.5521E+01	7.3830E-03	6.3563E-12
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	34.0775	-3.0379E+03	-9.1635E+00	1.0289E-11	2.7035E-06

komponen	BM	Kmol	$y_i$	$P_{\text{uap}}$	$y_i \cdot P^{\circ}$
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	78	0,4477	0,009921	0,9984	0,0099051
C <sub>6</sub> H <sub>12</sub>	84	44,6360	0,98923	0,99879	0,9880
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	92	0,0383	0,000849	0,99826	0,0008475
Total		45,122	1		0,998753

$$P_{\text{uap}} = 0,998753$$

Maka :

$$NPSH = 1 \text{ m} + \frac{(1,0133 - 0,998753) \text{ bar} \times \frac{10^5 \text{ N}}{\text{bar}}}{811,7 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - 0,6328 \text{ m} = 0,5500 \text{ m}$$

NPSH terhitung positif maka tidak terjadi kavitasi

c. Menghitung NPSH yang diperlukan ( $NPSH_R$ )

$$\begin{aligned}
 NPSH_R &= \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/5} \times Q^{2/3} \\
 &= \left( \frac{3000 \text{ rpm}}{1200} \right)^{4/5} \times \left( 0,00129 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \right)^{2/3}
 \end{aligned}$$

$$= 0,02467 \text{ m}$$

Dari hasil perhitungan diperoleh NPSH yang tersedia (0,5500 m) NPSH yang diperlukan (0,02467 m) maka pompa dapat bekerja tanpa mengalami kavitasi.

### 3. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{\eta}$$

(Persama 3-6 Ludwig vol 1, hal 130)

Dimana :

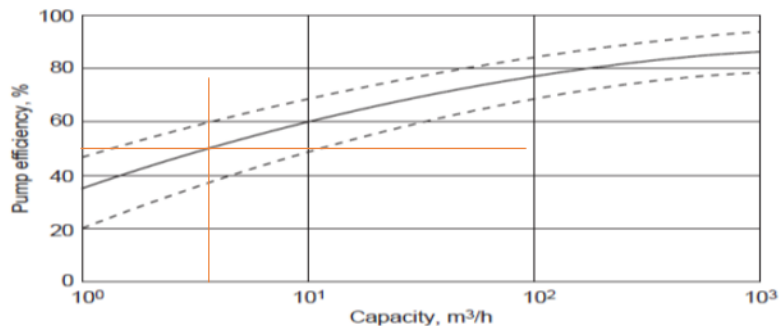
H : Head pompa (m)

Q : kapasitas pompa (ft<sup>3</sup>/s)

BHP : Daya penggerak poros (Hp)

$\eta$  : efisiensi pompa

$\rho$  : rapat massa (lb/ft<sup>3</sup>)



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 10.63 Towler and Sinnott, 2008, “*Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design*”, halaman 625.

Untuk kapasitas,  $Q_1 = 0,00129 \text{ m}^3/\text{s} \times (3600 \text{ s/jam}) = 4,644 \text{ m}^3/\text{jam}$

Diperoleh eff = 50 %

Maka :

$$BHP = \frac{0,04555 \frac{ft^3}{s} \cdot 40,539 ft \cdot 50.6728 \frac{lb}{ft^3}}{50\%}$$

$$= 187,1398 \text{ lb. ft/s}$$

$$= 0,340254 \text{ Hp}$$

Menentukan motor standar

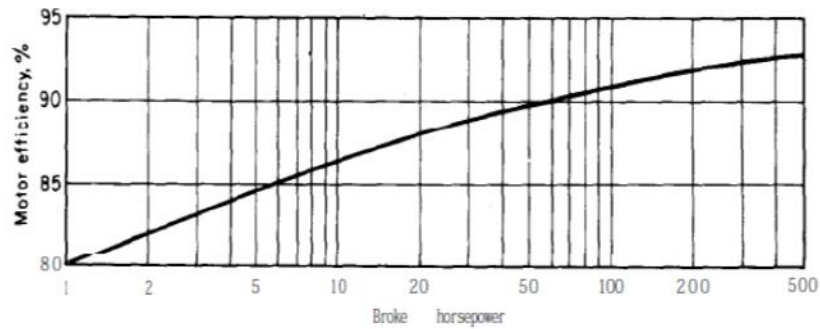


FIGURE 1438  
Efficiencies of three-phase motors.

Efisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 Peters and Timmerhaus, 1991, “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, ed. IV, halaman 521 yaitu sebesar 80%.

Maka :

$$Daya = \frac{BHP}{\eta_{motor}} = \frac{0,340254 Hp}{80\%} = 0,4253175 Hp$$

Dipilih daya motor standar sebesar 0,5 Hp.

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1\frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7\frac{1}{2}$ , 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

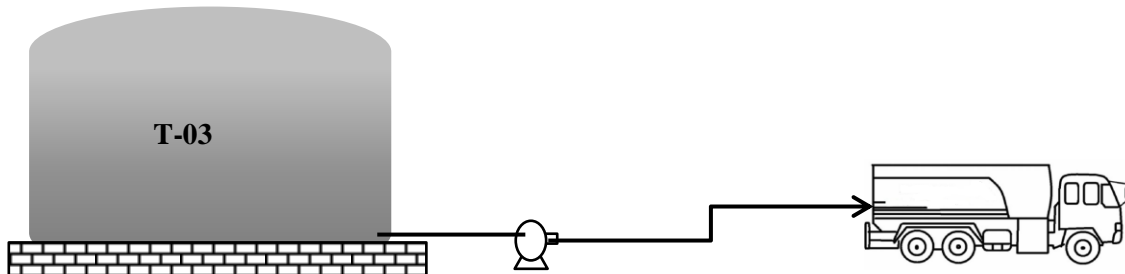
Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

(Ludwig, 2001, “*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*”, ed. III., vol III, halaman 628).

## POMPA ( P – 04 )

Fungsi : Mengalirkan produk akhir Cyclohexane tangki penyimpanan (T - 03) menuju mobil konsumen dengan kecepatan 3787.879 kg/j

Type : Pompa centrifugal



1. Data umpan masuk

Volume mobil tangki = 32000 Lt

Bahan yang dipompa :

Komponen	BM	Kmol/Jam	Kg/jam	X mass
C6H6	78	0,4477	34,9222	0,009
C6H12	84	44,6360	3749,4309	0,990
C7H8	92	0,0383	3,5266	0,001
TOTAL		45,122	3787,8797	1,000

Viskositas fase cair

$$\log_{10} n_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Diperoleh dari Chapter 22, Yaws

Dimana :

$n_{liq}$  : viskositas fase cair (cp)

T : suhu (K)

A, B, C, D : konstanta

Komponen	A	B	C	D
C6H6	-7,4005	-1,1815E+03	1,4888E-02	1,3713E-05
C6H12	4,7423	-2,5322E+02	-1,6927E-02	1,2472E-05
C7H8	-5,1649	8,1068E+02	1,0454E-05	-1,0488E-05

Viskositas = 0,7250 cp  
 = 1.75384 lb/jam.ft  
 = 0.000725 kg/m.s



$$= 2.61 \text{ kg/m.h}$$

Rapat massa (densitas) fase cair

$$\rho = A B^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Diperoleh dari Chapter 8, Yaws

Dimana :

- $\rho$  : densitas (g/ml)
- T : suhu (K)
- T<sub>c</sub> : suhu kritis (K)
- A, B dan n : konstanta

Komponen	A	B	n	T <sub>c</sub>	rho	rho.Xi
C6H6	0,30090	0,26770	0,28180	562,16	0.86809	0.86722
C6H12	0,27376	0,24708	0,28511	553,54	1,10178	1,09076
C7H8	0,29999	0,27108	0,29889	591,79	0.86018	8,6018E-04

Densitas = 0,8107 gr/ml  
 = 0,8107 kg/lt  
 = 50.6103 lb/ft<sup>3</sup>  
 = 810.699 kg/m<sup>3</sup>

## 2. Kapasitas pompa

Dirancang : waktu pengosongan tangki 20 menit

Kecepatan volume cairan

$$Q = \frac{\text{volume mobil tangki unit pembelian}}{\text{waktu pengosongan}}$$

$$= \frac{32000 \text{ L}}{20 \text{ menit}} \times \frac{\text{menit}}{60 \text{ s}} \times \frac{0,001 \text{ m}^3}{\text{L}}$$

$$= 0,02667 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$= 0,9423 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Untuk menghitung Head pompa dibutuhkan penentuan titik pepompaan, sebagai berikut :

Titik 1 *suction*

Tekanan *suction head*, P<sub>1</sub> : 1 atm = 1,0133 bar

Tinggi *suction head*, z<sub>1</sub> : 1 m

Kecepatan linear, v<sub>1</sub> : ~ 0 m/s (kecepatan penurunan permukaan cairan)

Titik 2 *discharge*

Tekanan *discharge head*, P<sub>2</sub> : 1 atm = 1,0133 bar

Tinggi *discharge head*, z<sub>2</sub> : 5 m

### 3. Diameter pipa

Ukuran diameter pipa optimum didapat dari persamaan :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$$
$$D_{opt} = 3,9 \cdot (0,9423 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \cdot (50.6103 \text{ lb}/\text{ft}^3)^{0,13}$$
$$= 6,3241 \text{ in}$$

(Peters and Timmerhaus, 2003 “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, 4<sup>th</sup> ed, halaman 496)

Keterangan :

$D_{opt}$  = diameter pipa optimum (in)

$Q$  = Kecepatan volume fluida ( $\text{ft}^3/\text{s}$ )

$\rho$  = Rapat massa fluida ( $\text{lb}/\text{ft}^3$ )

Dipilih ukuran standard berdasarkan tabel 10-22 (Perry Chemical Hand Book)

TABLE 10-22 Properties of Steel Pipe (Continued)

Nominal pipe size, in	Outside diameter, in	Schedule no.	Wall thickness, in	Inside diameter, in	Cross-sectional area		Circumference, ft, or surface, ft <sup>2</sup> /ft of length		Capacity at 1-ft/s velocity		Weight of plain-end pipe, lb/ft
					Metal, in <sup>2</sup>	Flow, ft <sup>2</sup>	Outside	Inside	U.S. gal/min	H <sub>2</sub> O water	
5	5.563	80XS, 80S	.337	3.826	4.41	.07086	1.178	1.002	35.8	17,900	14.98
		120	0.438	3.624	5.58	0.07170	1.178	0.949	32.2	16,100	19.00
		160	.531	3.438	6.62	.06647	1.178	0.900	28.9	14,450	22.51
		XX	.674	3.152	8.10	.05419	1.178	0.825	24.3	12,150	27.54
		5S	.109	5.345	1.87	.1558	1.456	1.399	69.9	34,950	6.36
		10S	.134	5.295	2.29	.1529	1.456	1.386	68.6	34,300	7.77
		40ST, 40S	.258	5.047	4.39	.1390	1.456	1.321	62.3	31,150	14.82
		80XS, 80S	.375	4.813	6.11	.1263	1.456	1.260	57.7	28,850	20.78
		120	.500	4.563	7.95	.1136	1.456	1.195	51.0	25,500	27.04
		160	.625	4.313	9.70	.1015	1.456	1.129	45.5	22,750	32.06
6	6.625	XX	.750	4.063	11.34	.0900	1.456	1.064	40.4	20,200	38.55
		5S	.109	6.407	2.23	.2230	1.734	1.677	109.5	50,250	7.60
		10S	.134	6.357	2.73	.2204	1.734	1.664	98.9	49,450	9.29
		40ST, 40S	.280	6.065	5.58	.2006	1.734	1.588	90.0	45,000	18.97
		80XS, 80S	.432	5.761	8.40	.1810	1.734	1.508	81.1	40,550	28.57
		120	.562	5.501	10.70	.1650	1.734	1.440	73.9	36,950	36.39
		160	.719	5.187	13.34	.1467	1.734	1.358	65.9	32,950	45.34
		XX	.864	4.897	15.64	.1308	1.734	1.282	58.7	29,350	53.16
		5S	.109	8.407	2.915	.3855	2.258	2.201	173.0	86,500	9.93
		10S	.148	8.329	3.941	.3784	2.258	2.180	169.8	84,900	13.40
8	8.625	20	.250	8.125	6.578	.5691	3.258	3.127	161.5	80,750	22.36
		30	.377	8.074	7.265	.5253	3.258	3.113	159.4	79,700	24.79
		40ST, 40S	.322	7.981	8.390	.5474	3.258	3.089	185.7	77,850	28.85
		60	.406	7.813	10.48	.5329	3.258	3.045	149.4	74,700	35.64
		80XS, 80S	.500	7.625	12.76	.5171	3.258	3.066	142.3	71,150	43.39
		100	.594	7.437	14.99	.5017	3.258	3.047	135.4	67,700	50.95
		120	.719	7.187	17.86	.4817	3.258	3.026	126.4	63,200	60.71
		140	.812	7.001	19.93	.4673	3.258	3.033	120.0	60,000	67.76
		XX	.875	6.875	21.30	.4578	3.258	3.000	115.7	57,850	72.42
		160	.906	6.813	21.97	.4532	3.258	3.000	113.5	56,750	74.69
10	10.75	5S	.134	10.482	4.47	.5903	3.814	3.744	269.0	134,500	15.19
		10S	.165	10.420	5.49	.5622	3.814	3.728	265.8	132,900	18.65
		20	.250	10.250	8.25	.5731	3.814	3.685	257.0	128,500	28.04
		30	.307	10.136	10.07	.5603	3.814	3.655	252.0	126,000	34.24
		40ST, 40S	.365	10.029	11.91	.5475	3.814	3.629	246.0	123,000	40.48
		80XS, 80S	.500	9.750	16.10	.5185	3.814	3.550	233.0	116,500	54.74
		80	.594	9.562	18.95	.4987	3.814	3.503	223.4	111,700	64.43
		100	.719	9.312	22.66	.4729	3.814	3.438	212.3	106,150	77.03
		120	.844	9.062	26.27	.4479	3.814	3.372	201.0	100,500	89.29
		140, XX	1.000	8.750	30.63	.4176	3.814	3.291	188.0	94,000	104.13
12	12.75	160	1.125	8.500	34.02	.3941	3.814	3.225	177.0	88,500	115.64
		5S	0.156	12.438	6.17	.8438	3.338	3.26	378.7	189,350	20.98
		10S	0.180	12.390	7.11	.8373	3.338	3.24	375.8	187,900	24.17
		20	0.250	12.250	9.82	.8185	3.338	3.21	367.0	183,500	33.38
		30	0.330	12.090	12.88	.7972	3.338	3.17	358.0	179,000	43.77
		ST, 40S	0.375	12.000	14.58	.7854	3.338	3.14	352.5	176,250	49.56
		40	0.406	11.938	15.74	.7773	3.338	3.13	349.0	174,500	53.52
		XS, 80S	0.500	11.750	19.24	.7530	3.338	3.08	338.0	169,000	65.42
		60	0.562	11.626	21.52	.7372	3.338	3.04	331.0	165,500	73.15
		80	0.688	11.374	26.07	.7056	3.338	2.98	316.7	158,350	88.63
100	0.844	11.062	31.57	.6674	3.338	2.90	299.6	149,800	107.32		
14	14	120, XX	1.000	10.750	36.91	.6303	3.338	2.81	283.0	141,500	125.49
		140	1.125	10.500	41.09	.6013	3.338	2.75	270.0	135,000	139.67
		160	1.312	10.126	47.14	.5592	3.338	2.65	251.0	125,500	160.27
		5S	0.156	13.688	6.78	1.0219	3.665	3.58	459	229,500	23.07
		10S	0.188	13.624	8.16	1.0125	3.665	3.57	454	227,000	27.73
		20	0.250	13.500	10.80	0.9940	3.665	3.53	446	223,000	36.71
		30	0.312	13.376	13.42	0.9750	3.665	3.50	438	219,000	45.61
		40	0.375	13.250	16.05	0.9575	3.665	3.47	430	215,000	54.57
		XS	0.438	13.124	18.66	0.9397	3.665	3.44	422	211,000	63.44
		XS	0.500	13.000	21.21	0.9218	3.665	3.40	414	207,000	72.99
16	16	40	0.594	12.812	25.02	0.8957	3.665	3.35	402	201,000	83.05
		80	0.750	12.500	31.22	0.8522	3.665	3.27	382	191,000	106.13
		100	0.938	12.124	38.49	0.8017	3.665	3.17	360	180,000	130.85
		120	1.094	11.812	44.36	0.7610	3.665	3.09	342	171,000	150.79
		140	1.250	11.500	50.07	0.7213	3.665	3.01	324	162,000	170.21
		160	1.406	11.188	55.63	0.6827	3.665	2.93	306	153,000	189.11
		5S	0.165	15.670	8.21	1.3293	4.189	4.10	601	300,500	27.90
		10S	0.188	15.624	9.34	1.3314	4.189	4.09	598	299,000	31.75
		20	0.250	15.500	12.37	1.3104	4.189	4.06	587	293,500	42.05

IPS = 6  
 Schedule No. = 40  
 Diameter luar (OD) = 6,625 in = 0,168275 m  
 Diameter dalam (ID) = 6,065 in = 0,154051 m  
 Luas penampang (at) = 0,2006 ft<sup>2</sup> = 0,01864 m<sup>2</sup>

4. Head pompa  
 a. Pemilihan bahan konstruksi

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.007	2.0	± 50
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	± 50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	± 60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	± 60
	Rough	0.007	2.0	± 50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	± 60
Wood	Stave	0.0016	0.5	± 40

Dipilih jenis baja stainless

Dimana nilai kekasaran (ε) = 0,000007 ft  
 = 0,000007 ft x 0,3048 m/ft  
 = 0,0000021336 m  
 (White, "Fluid Mechanics", 5<sup>th</sup> ed, halaman 349)

Kekasaran relatif (e<sub>r</sub>)

$$e_r = \frac{\epsilon}{ID} = \frac{0,0000021336 \text{ m}}{0,154051 \text{ m}} = 0,00001385$$

- b. Kecepatan linier (v<sub>2</sub>)

$$A \text{ pipa} = (3,14 \times 0,154051^2) / 4 = 0,01864 \text{ m}^2$$

$$V = \frac{Q}{Ap} = \frac{0,02667 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0,01864 \text{ m}^2} = 1,4308 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

- c. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho \cdot ID \cdot v}{\mu} = \frac{810,699 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,154051 \text{ m} \cdot 1,4308 \text{ m/s}}{0,000725 \text{ kg/m s}} = 246470,5783$$

Keterangan :

ID : Diameter dalam (m)

Re : Bilangan Reynold

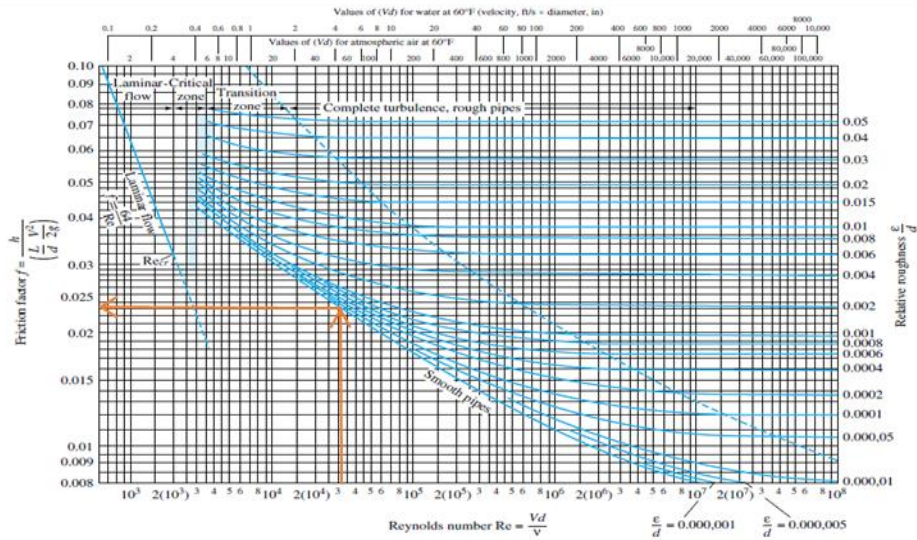
v : Kecepatan linear fluida (m/s)

μ : Viskositas fluida (kg/m s)

ρ : Rapat massa fluida (kg/m<sup>3</sup>)

d. Faktor friksi

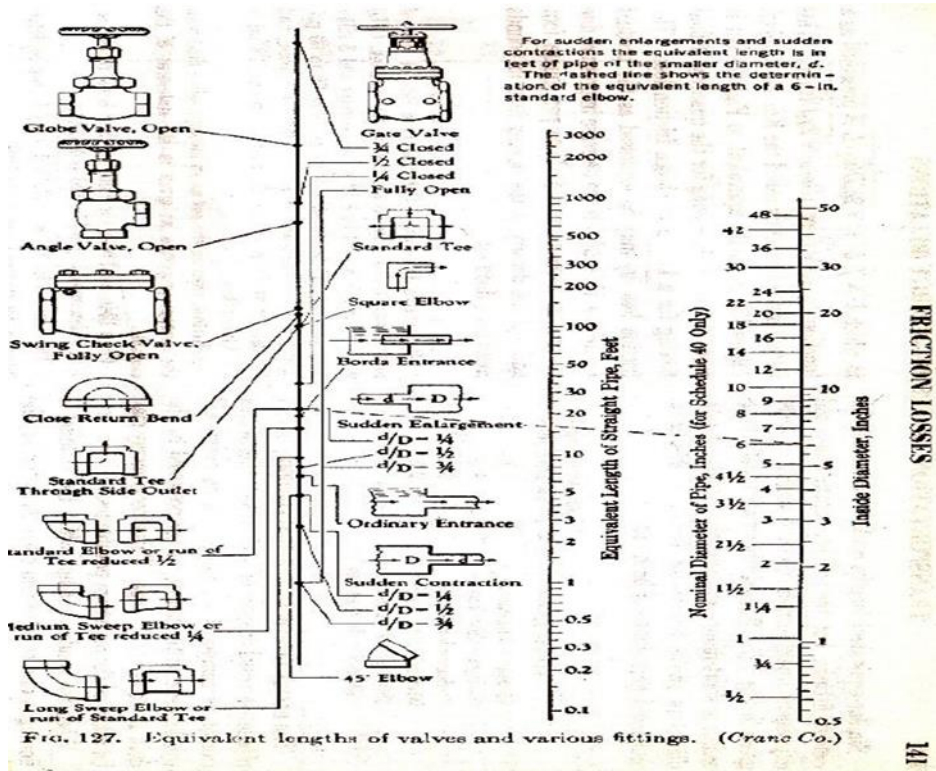
Menggunakan diagram Moody Fig. 6.13 (White, "Fluid Mechanics" halaman 370) didapatkan faktor friksi (f) yaitu 0,011



5. Rencana pemipaan

Panjang pipa lurus (L) dibuat sepanjang 50 m

Penentuan panjang Ekivalen ( $L_e$ ) didapat dari Brown fig.127 sebagai berikut :



Equivalent length	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma le$ (ft)	$\Sigma le$ (m)
sudden enlargement	10	1	10	3,084
sudden contraction	8	1	8	2,4384
check valve	40	1	40	12,192
globe valve, open	174	1	174	99,9744
standard elbow	17	2	34	10,3632
Total				128,052

Maka :

$$L + \Sigma Le = 20 \text{ m} + 128,052 \text{ m} = 148,052 \text{ m}$$

#### 6. Penentuan head pompa karena faktor friksi

Head pompa karena faktor friksi dapat dihitung dengan pers. *Darcy Weisbach* yaitu :

$$\begin{aligned}
 hf &= f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{v^2}{2g} \\
 &= 0,011 \cdot \frac{148,052 \text{ m}}{0,154051 \text{ m}} \cdot \frac{(1,4308 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 1,1042 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dimana :

hf = Head karena faktor friksi

f = fraktor friksi

L = panjang pipa (m)

ID = diameter dalam pipa (m)

v = kecepatan linier fluida (m/s)

g = gaya gravitasi (32,1 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,8 m/s<sup>2</sup>)

(Karrasik, *J.I Pump Handbook* 2001, page 8.34)

#### 7. Head pompa

Head pompa dapat dihitung dengan persamaan Bernoulli sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 H &= hf + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{v^2}{2g} + z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{v^2}{2g} + z \right)_1 \\
 &= 1,1042 \text{ m} + \left( \frac{1,0133 \text{ bar}}{868,089369 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + \frac{(1,4308 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + 10 \right)_2 \\
 &\quad - \left( \frac{1,0133 \text{ bar}}{868,089369 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + \frac{(0 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + 1 \right)_1 \\
 &= 11,533 \text{ m}
 \end{aligned}$$

(White, "Fluid Mechanics" halaman 715)

8. Kecepatan spesifik

Penentuan kecepatan spesifik didapat dari Buku Pump Handbook 3<sup>rd</sup> ed., 2001 by Karrasik, J.I page 1.5 yaitu sebagai berikut :

$$N_s = \frac{N \sqrt{\frac{Q_L}{suction}}}{g \cdot \left(\frac{H}{stage}\right)^{0,75}} \times 2733$$

Dimana :

Ns : kecepatan spesifik (antara 0,1-1 rad)

N : kecepatan putar (rad/s)

Q<sub>L</sub> : laju alir pompa (m<sup>3</sup>/s)

g : gaya gravitasi (32,1 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,8 m/s<sup>2</sup>)

suction: jumlah suction

stage : jumlah stage

H : Head pompa (m)

menentukan kecepatan putar

penentuan kecepatan putar didapat dari buku *Design for Chemical and Petrochemical Plant* by Ludwig. E. E Vol 3 3<sup>rd</sup> ed., Tab. 14.2 page 624 yaitu :

Table 14-2  
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles Rpm		Standard Horsepower	
	50	60	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} practical as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Dipilih kecepatan putar sebesar 1500 rpm

Faktor slip berkisar 5-13% dipilih faktor slip 5%

Maka :

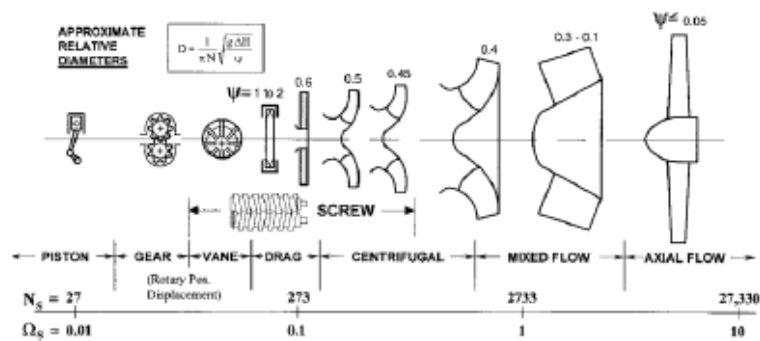
Kecepatan putar (N) = 1500 rpm x 95%

= 1425 rpm

= 149,15 rad/s

Maka kecepatan spesifik ( $N_s$ ) adalah :

$$N_s = \frac{149,15 \text{ rad/s} \sqrt{\frac{0,0267 \text{ m}^3/\text{s}}{1}}}{9,8 \text{ m/s}^2 \cdot \left(\frac{11,533 \text{ m}}{1}\right)^{0,75}} \times 2733 = 1086,014754 \text{ rpm}$$



Nilai  $N_s$  harus  $0,1 < N_s < 1$ , jika tidak bernilai tersebut maka perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa, stage pada pompa yang dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada didalam pompa.

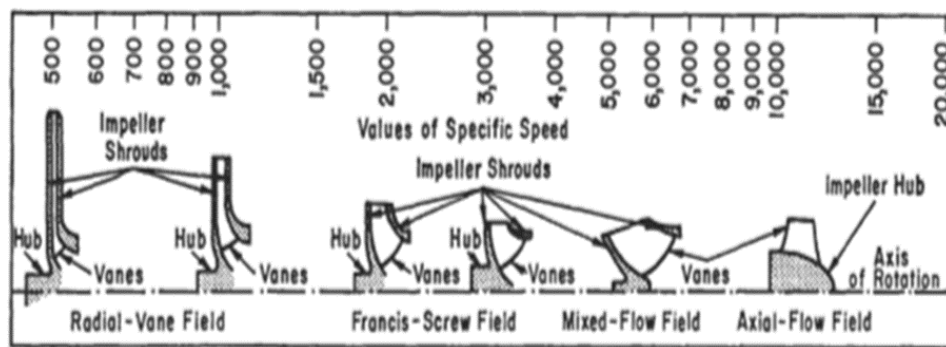


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Berdasarkan *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant* halaman 194 dengan *Specific speed* 1086,014 rpm maka dipakai jenis pompa sentrifugal dengan tipe **Radial-Vane Field**.

9. *Net Positive Suction Head* (NPSH)

a. *Net Positive Suction Head* yang tersedia (NPSH<sub>A</sub>)



Penentuan *Net Positive Suction Head* (NPSH) didapat dari buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant* pers. 3.15, halaman 190 yaitu sebagai berikut :

$$NPSH = S + (P_a - P_{vp}) \frac{1}{\gamma} - hsl$$

Dimana :

NPSH<sub>A</sub> : NPSH yang tersedia

P<sub>a</sub> : tekanan operasi

P<sub>vp</sub> : tekanan uap murni

S : suction head (z1)

hsl : kerugian *head* didalam pipa hisap / *friction loss* (m)

Menentukan Head karena faktor friksi pada titik 1 daerah hisap (hsl)

- Panjang pipa lurus

Panjang pipa lurus pada daerah hisap adalah 4 m

- Panjang Ekivalen

Perihal	Le (ft)	Jumlah	Σle (ft)	Σle (m)
sudden contraction	6	1	6	1,8288
globe valve, open	145	1	145	44,1960
standard elbow	14	1	14	4,2672
Total				50,2920

$$L + \Sigma Le = 4 \text{ m} + 50,2920 \text{ m} = 54,2920 \text{ m}$$

Maka :

$$\begin{aligned} hsl &= f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{v^2}{2g} \\ &= 0,011 \cdot \frac{54,2920 \text{ m}}{0,154051 \text{ m}} \cdot \frac{(1,4308 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\ &= 0,4049 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Menentukan tekanan uap fluida

$$P_{uap} = \Sigma y_i \cdot P_{uap i}$$

Dimana :

P<sub>uap</sub> : tekanan uap fluida yang dipompa (bar)

y<sub>i</sub> : fraksi mol komponen

P<sub>uap i</sub> : tekanan uap masing-masing komponen (bar)

Tekanan uap masing-masing komponen didapat dengan menggunakan persamaan Antoine.

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

Diperoleh dari Chapter 7, Yaws

Dimana :

P : tekanan (mmHg)  
 T : suhu (K)  
 A, B, C, D, E : konstanta

Komponen	A	B	C	D	E
C6H6	31,7718	-2,7254E+03	-8,4443E+00	-5,3534E-09	2,7178E-09
C6H12	48,5529	-3,0874E+03	-1,5521E+01	7,3830E-03	6,3536E-12
C7H8	34,0775	-3,0379E+03	-9,1635E+00	1,0289E-11	2,7035E-06

Komponen	BM	xi	Kmol	yi	Puap	yi.P°
C6H6	78	0,009	0,0001	0,0097	0,0886	0,0009
C6H12	84	0,990	0,0118	0,9894	0,1620	0,1603
C7H8	92	0,001	1,0870E-05	9,1249E-04	0,0484	4,4180E-05
			0,0119	1,000		0,1612

P uap = 0,1612

Maka :

$$NPSH = 1 \text{ m} + \frac{(1,0133 - 0,1612) \text{ bar} \times \frac{10^5 \text{ N}}{\text{m}^2} \cdot \frac{\text{m}^2}{\text{bar}}}{868,089369 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - 0,4049 \text{ m} = 10,6113 \text{ m}$$

NPSH terhitung positif maka tidak terjadi kavitasasi

c. Menghitung NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3} \\ &= \left(\frac{1500 \text{ rpm}}{1200}\right)^{4/5} \times \left(0,0267 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right)^{2/3} \\ &= 0,1068 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diperoleh NPSH yang tersedia (11,2561 m) NPSH yang diperlukan (0,0589 m) maka pompa dapat bekerja tanpa mengalami kavitasasi.

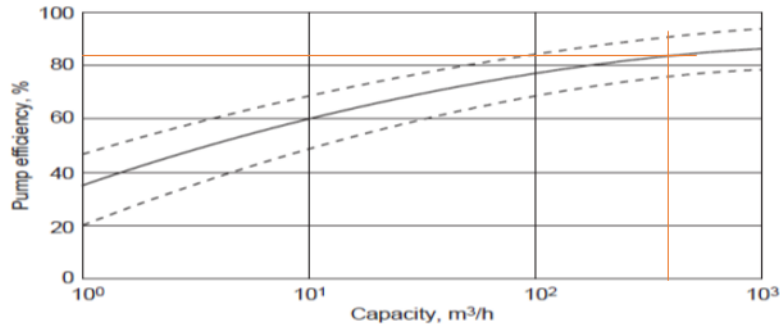
10. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{\eta}$$

(Persama 3-6 Ludwig vol 1, hal 130)

Dimana :

- H : Head pompa (m)  
 Q : kapasitas pompa (ft<sup>3</sup>/s)  
 BHP : Daya penggerak poros (Hp)  
 η : efisiensi pompa  
 ρ : rapat massa (lb/ft<sup>3</sup>)



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 10.63 Towler and Sinnott, 2008, “*Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design*”, halaman 625.

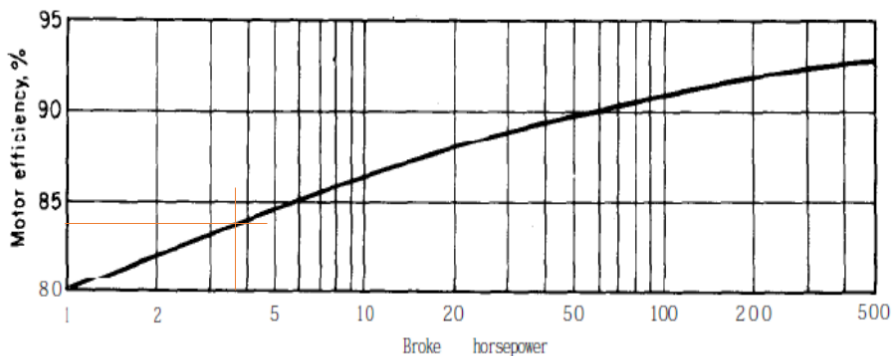
Untuk kapasitas,  $Q_1 = 0,0267 \text{ m}^3/\text{s} \times (3600 \text{ s/jam}) = 96,12 \text{ m}^3/\text{jam}$

Diperoleh eff = 84 %

Maka :

$$\begin{aligned}
 BHP &= \frac{0,9423 \frac{ft^3}{s} \cdot 37.838 ft \cdot 50.6103 \frac{lb}{ft^3}}{84\%} \\
 &= 2148,2113 lb \cdot ft/s \\
 &= 3,905838 Hp
 \end{aligned}$$

Menentukan motor standar



**FIGURE 1438**  
 Efficiencies of three-phase motors.

Efisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 Peters and Timmerhaus, 1991, “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, ed. IV, halaman 521 yaitu sebesar 84%.

Maka :

$$\text{Daya} = \frac{BHP}{\eta_{\text{motor}}} = \frac{3,905838 \text{ Hp}}{84\%} = 4,6498 \text{ Hp}$$

Dipilih daya motor standar sebesar 5 Hp.

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1\frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7\frac{1}{2}$ , 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

(Ludwig, 2001, “*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*”, ed. III., vol III, halaman 628).

## TANGKI BENZENE (T -01)

Tugas : Menyimpan  $C_6H_6$  pada suhu  $30\text{ }^\circ\text{C}$  dengan tekanan  $1\text{ atm}$  dengan waktu tinggal  $2$  minggu.

Type alat : Tangki silinder Vertical

Kondisi Operasi :

$$\text{Suhu} = 30\text{ }^\circ\text{C}$$

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

Perhitungan dimensi alat :

Kapasitas untuk waktu tinggal =  $2$  minggu

Umpan  $C_6H_6$  :

Komponen	Kg/jam
$C_6H_6$	3527,1782
$C_7H_8$	3,5307
Jumlah	3530,7090

Kapasitas Massa :

$$= 3530,71 \times 2\text{ minggu}$$

$$= 3530,71 \times 360\text{ jam}$$

$$= 1271055,25\text{ kg}$$

Densitas Cairan :  $0,884982$

Jumlah tangki :  $2$  tangki

$$\begin{aligned}\text{Volume Cairan} &= \frac{W/n}{\text{Rhol}} \\ &= \frac{1271055,25}{1 \cdot 0,885} \\ &= 1436249,875\text{ lt} \\ &= 1436,250\text{ cub . m}\end{aligned}$$

Over design : 20 %

$$\begin{aligned}\text{Volume tangki (Vt)} &= 1723,500 \text{ cub . m} \\ &= 455521,000 \text{ gallon}\end{aligned}$$

$$Vt = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4}$$

Apabila diambil (H / D) = 0,50

$$Vt = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot (h/d) \cdot D}{4}$$

Atau :

$$\text{Diameter (D)} = \left[ \frac{4 \cdot Vt}{\pi \cdot (h/d)} \right]^{1/3}$$

$$\text{Diameter (D)} = \left[ \frac{4 \cdot 1723,500}{\pi \cdot 0,50} \right]^{1/3}$$

$$\text{Diameter (D)} = 16,371 \text{ m}$$

$$\text{Diameter (D)} = 56 \text{ ft}$$

Maka :

$$\begin{aligned}\text{Tinggi (H)} &= (h/d) \cdot D \text{ m} \\ &= 0,50 \cdot 16,37 \\ &= 8,185 \text{ m} \\ &= 32 \text{ ft}\end{aligned}$$

Maka diperoleh ukuran tangki :

$$\text{Diameter} = 16,371 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 8,185 \text{ m}$$

Tebal tangki :

Dari Brownell & Young persamaan 3.18 untuk Hydrostatic test

Digunakan bahan baja Stainless steel SA 167 grade 3

Tekanan design (p) = 14,70 psi

Allowable stress = 18750 psi

Efisiensi sambungan = 0,85

Faktor korosi = 0,125 in

Jari – jari tangki = 322,26

Tebal Shell :

Tekanan Hidrostatik pada kedalaman 32.00 ft dari dasar = 11,89 psi

$$t_{shell} = \frac{\rho \cdot (H - 1) \cdot 12 \cdot D}{2 \cdot S \cdot e \cdot 144} + c$$

$$t_{shell} = \frac{55,22 \cdot (32,00 - 1) \cdot 12 \cdot 56,00}{2 \cdot 18750,00 \cdot 0,85 \cdot 144} + 0,125$$

$$t_{shell} = 0,00014437 \cdot H \cdot D + 0,125$$

$$t_{shell} = 0,376 \text{ in}$$

Ht = 32,00 ft      ts = 0,376 in

Ht = 24,00 ft      ts = 0,311 in

Ht = 16,00 ft      ts = 0,246 in

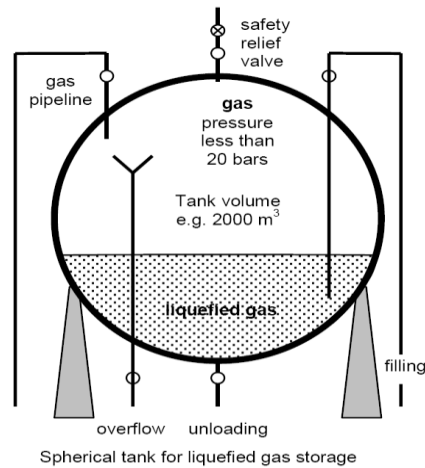
Ht = 8,00 ft      ts = 0,182 in

Ht = 0,00 ft      ts = 0,117 in

## TANGKI BOLA (T-02)

Tugas : menampung sementara gas hydrogen yang disimpan sebagai bahan baku yang disimpan dengan waktu tinggal = 1 jam

Type alat : Tangki Bola



Kondisi Operasi :

Suhu = 30 °C

Tekanan = 30 atm

Perhitungan alat :

### 1. Dimensi tangki bola

Kecepatan umpan tangki = 369,96 Kg/j

Densitas gas sintesa = 0,0029 Kg/lt

Waktu tinggal = 1 jam

Jumlah tangki bola = 2 tangki

Waktu tinggal per tangki = 0,5 jam

$Kapasitas\ Tangki = Fv \cdot \theta$

$$= 369,96 \frac{Kg}{j} \cdot 0,5 j$$

$$= 184,98 Kg$$



$$\begin{aligned}
 \text{Volume gas tertampung} &= \frac{Fv \cdot \theta}{den} \\
 &= \frac{184,98 \text{ kg}}{0,00292 \text{ kg/lit}} \\
 &= 63352,05 \text{ lt}
 \end{aligned}$$

Diambil over design = 20 % maka,

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Tangki} &= 1,2 \cdot \text{Vol} \\
 &= 76022,46 \text{ lt} \\
 &= 76,02 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$Vt = \frac{\pi \cdot D^3}{6}$$

Atau :

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter (D)} &= \left[ \frac{6 \cdot Vt}{\pi} \right]^{\frac{1}{3}} \\
 &= \left[ \frac{6 \cdot 76,02}{\pi} \right]^{\frac{1}{3}} \\
 &= 5,256 \text{ m} \\
 &= 17 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Maka :

Diameter Tangki Bola = 5,256 m

## 2. Menghitung tebal tangki

Digunakan bahan stainless steel SA 167 grade 3

Tekanan design (p) = 529,20 psi

Allowable stress = 18750 psi

Efisiensi sambungan = 0,85

Faktor korosi = 0,125 in

Jari – jari tangki = 103,46 in

Tebal Tangki :

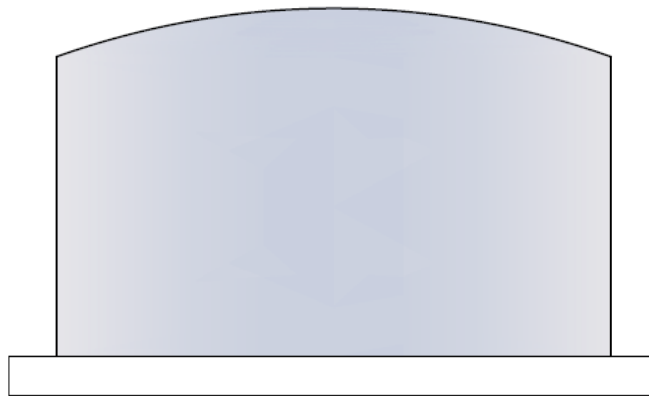
$$\begin{aligned}t_{shell} &= \frac{p \cdot r_i}{S \cdot e - 0,4 \cdot p} + c \\&= \frac{529,2 \cdot 103,46}{18750 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 103,46} + 0,125 \\&= 3,630 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipakai tebal shell 3 5/8 in

### Tangki C<sub>6</sub>H<sub>12</sub> (T-03)

Tugas : Menyimpan C<sub>6</sub>H<sub>12</sub> pada suhu 30 °C dengan tekanan 1 atm dengan waktu tinggal 1 bulan

Type alat : tangki silinder vertical



Kondisi operasi :

$$\text{Suhu} = 30$$

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

Perhitungan dimensi alat

Kapasitas untuk waktu tinggal 1 bulan

Umpan masuk C<sub>6</sub>H<sub>12</sub>

$$\text{C}_6\text{H}_6 = 34,9222 \text{ Kg/j}$$

$$\text{C}_6\text{H}_{12} = 3749,6406 \text{ Kg/j}$$

$$\text{C}_7\text{H}_8 = 3,5266 \text{ Kg/j}$$

$$\text{Jumlah} = 3788,0894 \text{ Kg/j}$$

$$\text{Kapasitas Massa} = 3788,09 \times 720 \text{ jam}$$

$$= 2727424,25 \text{ kg}$$

$$\text{Densitas cairan} = 0,876908$$

$$\text{Jumlah tangki} = 1 \text{ tangki}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Cairan} &= \frac{W/n}{Rhol} \\
 &= \frac{2727424,25}{1.0,877} \\
 &= 3110274,000 \text{ lt} \\
 &= 3110,274 \text{ cub . m}
 \end{aligned}$$

Over design 20%

$$\begin{aligned}
 \text{Volume Tangki (Vt)} &= 3732,329 \text{ cub . m} \\
 &= 986454,500 \text{ gallon}
 \end{aligned}$$

$$Vt = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot H}{4}$$

Apabila diambil (H / D) = 0,50

$$Vt = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot \left(\frac{h}{d}\right) \cdot D}{4}$$

Atau :

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter (D)} &= \left[ \frac{4 \cdot Vt}{\pi \cdot \left(\frac{h}{d}\right)} \right]^{\frac{1}{3}} \\
 &= \left[ \frac{4 \cdot 3732,329}{\pi \cdot 0,50} \right]^{\frac{1}{3}} \\
 &= 21,179 \text{ m} \\
 &= 72 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi (H)} &= \left(\frac{h}{d}\right) \cdot D \text{ m} \\
 &= 0,50 \cdot 21,18
 \end{aligned}$$

$$= 10,590$$

$$= 40 \text{ ft}$$

Maka diperoleh ukuran tangki :

$$\text{Diameter} = 21,179 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 10,590 \text{ m}$$

Tebal tangki :

Dari Brownell & Young persamaan 3.18 untuk Hydrostatic test digunakan bahan baja stainless steel SA 167 grade 3

$$\text{Tekanan design (p)} = 14,70 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable stress} = 18750 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi sambungan} = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Jari – jari Tangki} = 416,92 \text{ in}$$

Tebal Shell :

Tekanan Hidrostatik pada kedalaman 40 ft dari dasar = 14,82 psi

$$\begin{aligned} t_{shell} &= \frac{\rho \cdot (H - 1) 12 D}{2 \cdot S \cdot e \cdot 144} + c \\ &= \frac{54,72 \cdot (40 - 1) \cdot 12 \cdot 72}{2 \cdot 18750 \cdot 0,85 \cdot 144} + 0,125 \\ &= 0,00014306 H \cdot D + 0,125 \\ &= 0,527 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Ht} = 40.00 \text{ ft} \quad \text{ts} = 0.527 \text{ in}$$

$$\text{Ht} = 32.00 \text{ ft} \quad \text{ts} = 0.444 \text{ in}$$

$$\text{Ht} = 24.00 \text{ ft} \quad \text{ts} = 0.362 \text{ in}$$

Ht = 16.00 ft	ts = 0.280 in
Ht = 8.00 ft	ts = 0.197 in
Ht = 0.00 ft	ts = 0.115 in

## MANAJEMEN PERUSAHAAN

### A. Bentuk Badan Usaha

Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) yaitu perusahaan yang terdiri dari pemegang saham dan berbentuk badan hukum. Dasar pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas adalah sebagai berikut :

1. Kontinuitas perusahaan sebagai badan hukum lebih terjamin sebab tidak tergantung pada pemegang saham, di mana pemegang saham dapat berganti – ganti.
2. Pemegang saham memiliki tanggung jawab yang terbatas terhadap adanya hutang – hutang perusahaan. Ini berarti resiko pemegang saham hanya terbatas sampai besarnya modal yang disetorkan.
3. Dapat memperluas lapangan usaha karena lebih mudah memperoleh tambahan modal dengan menjual saham – saham baru.
4. Mudah memindahkan hak pemilik dengan menjual saham kepada orang lain.
5. Manajemen dan sosialisasi yang baik memungkinkan pengelolaan sumber – sumber modal secara efisien.
6. Pemegang saham melalui rapat umum dapat memilih Dewan Direksi yang cakap dan berkualitas untuk menjalankan perusahaan.

Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh direksi yang terdiri dari seorang direktur utama dan dibantu oleh manajer – manajer. Direktur dipilih oleh rapat umum anggota, yang dipilih menjadi direktur tidak selalu orang yang memiliki saham, dapat juga orang lain. Pekerjaan direksi sehari – hari diawasi oleh rapat umum para pemilik saham.

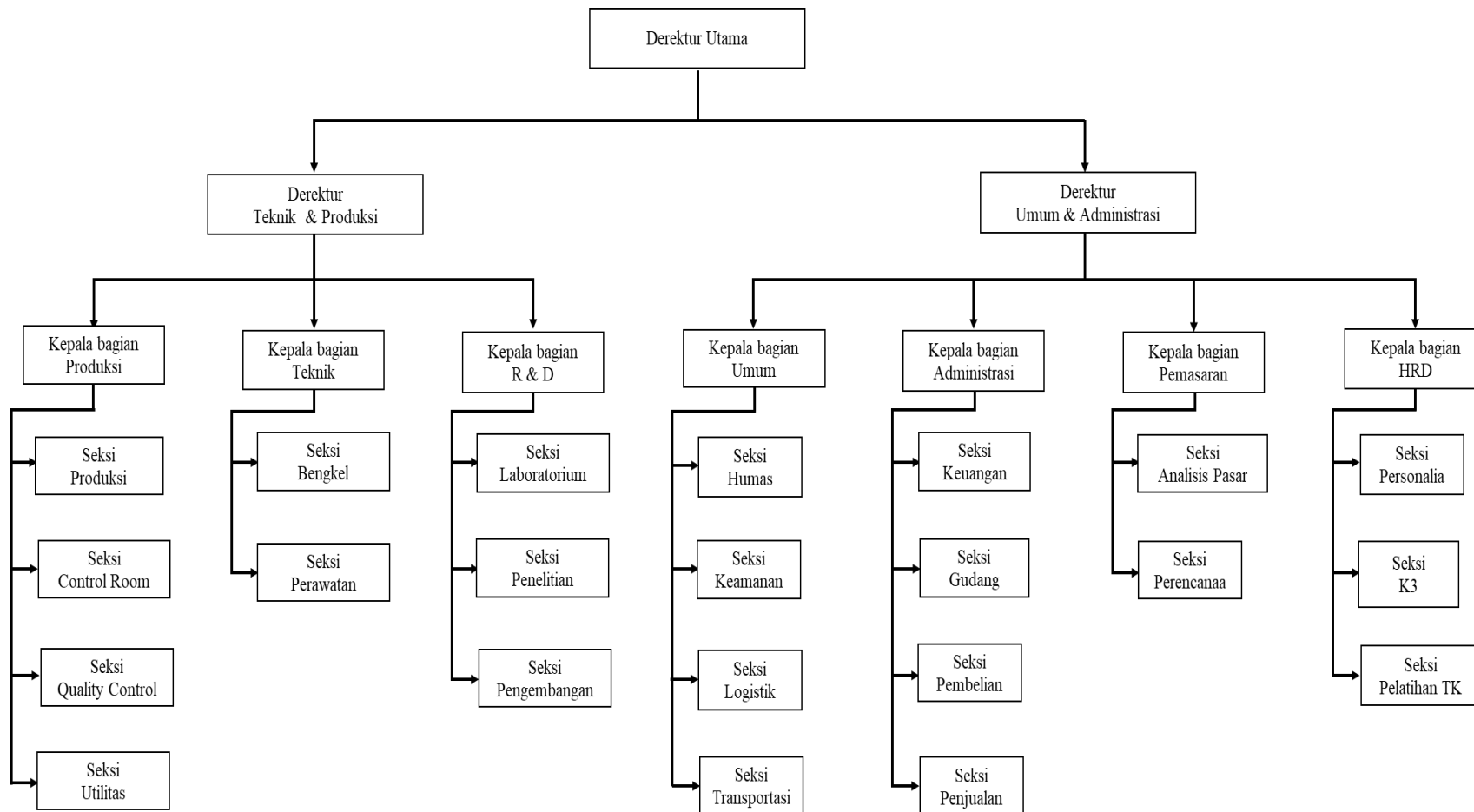
Dewan komisaris berhak mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu akuntan pabrik apabila perusahaan tidak berjalan sebagaimana mestinya. Direksi dan komisaris dipilih kembali oleh rapat umum pemilik saham setelah masa jabatan habis. Kekuasaan tertinggi dalam perseroan terbatas adalah rapat umum para pemilik saham yang biasanya dilakukan satu tahun sekali.

## **B. Struktur Organisasi**

Sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu sistem *staff and line organization* (sistem garis). Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas kerja, dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi dan kemudian ke kepala bagian, ke kepala seksi, diteruskan ke karyawan – karyawan dibawahnya dilengkapi dengan staff ahli yang bertugas memberi saran kepada direktur. Kelebihan pada sistem organisasi ini adalah sebagai berikut :

- Adanya kesatuan dalam pimpinan dari perintah karena adanya pembagian kewenangan dan kekuasaan yang jelas.
- Pimpinan dapat lebih cepat mengambil keputusan dan lebih cepat dalam pemberian perintah, sebab perintah tersebut dapat diberikan secara langsung kepada bawahan yang bersangkutan.
- Mengingat biaya, sebab pimpinan berbagai kegiatan hanya dipegang oleh satu orang saja.





**Gambar 1. Struktur Organisasi**

### C. Jadwal Kerja

Pabrik Cyclohexana direncanakan memiliki pekerja sebanyak 150 orang dan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja 330 hari selama setahun, sisa hari yang lain digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu :

#### a. Karyawan Non Produksi (*Non Shift*)

Karyawan *non shift* merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi, yang termasuk kelompok ini adalah:

1. Direktur
2. Kepala-kepala Bagian
3. Kepala-kepala Seksi
4. Karyawan bagian umum.

Jam kerja yang berlaku untuk karyawan *non* produksi dalam seminggu adalah 5 hari dengan jumlah kerja maksimum 45 jam selama seminggu dan selebihnya dihitung sebagai lembur. Dimana lembur untuk hari-hari biasa adalah 1,5 kali jam kerja sedangkan pada hari-hari besar (hari libur) adalah 2 kali jam kerja. Adapun jam kerja untuk karyawan *non* produksi dapat diatur dengan perincian sebagai berikut:

Hari Senin- Jumat : jam 08.00 – 17.00 WIB

Hari Sabtu & Minggu : Libur

Sedangkan untuk jam istirahat diatur sebagai berikut:

Selain hari Jumat : jam 12.00 – 13.00 WIB

Hari Jumat : jam 11.30 – 13.00 WIB

Untuk hari libur Nasional semua karyawan *non shift* libur.

#### a. Karyawan Produksi (*Shift*)

Merupakan karyawan yang secara langsung menangani dan terlibat dalam proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan pabrik serta kelancaran produksi.

Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian *shift* dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat - tempat pada proses

produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus. Pembagian *shift* dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran *shift* sedangkan 1 regu libur. Adapun jam kerja *shift* dalam 1 hari diatur dalam 3 *shift* sebagai berikut :

Shift I : Pukul 08:00 – 16:00 WIB

Shift II : Pukul 16:00 – 24:00 WIB

Shift III : Pukul 24:00 – 08:00 WIB

Masing – masing shift dikepalai oleh satu orang kepala shift. Jadwal kerja masing-masing regu ditabelkan sebagai berikut:

Tabel 1. Jadwal kerja karyawan *shift*

Regu \ Hari	Hari	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
	A	I	II	III	■	I	II	III	■	I	II	III	■	I	II	III
B	II	III	■	I	II	III	■	I	II	III	■	I	II	III	■	
C	III	■	I	II	III	■	I	II	III	■	I	II	III	■	I	
D	■	I	II	III	■	I	II	III	■	I	II	III	■	I	II	
Regu \ Hari	Hari	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
	A	■	I	II	III	■	I	II	III	■	I	II	III	■	I	II
B	I	II	III	■	I	II	III	■	I	II	III	■	I	II	III	
C	II	III	■	I	II	III	■	I	II	III	■	I	II	III	■	
D	III	■	I	II	III	■	I	II	III	■	I	II	III	■	I	

Keterangan :

A,B,C,D : kelompok kerja *shift*

■ : Libur

#### D. Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Diambil dari Tabel 21 Peter, M.S., K.D., Timmerhaus, and R.E. West., “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Ed. 4<sup>th</sup>, 2003.

Jumlah tenaga kerja yang direncanakan untuk pabrik Asam Formiat adalah:

a. Rincian jumlah karyawan *shift* :

1. Tenaga kerja untuk seksi keamanan

Tabel 2. Jumlah tenaga kerja seksi keamanan

lokasi	jumlah karyawan	jumlah regu	karyawan total
Gerbang masuk dan keluar	2	4	8

truk			
Gerbang masuk area proses	2	4	8
jumlah total			16

2. Tenaga kerja produksi dan utilitas

Tabel V.3 Jumlah tenaga bagian produksi

No	Nama Alat	Jumlah alat	Operator /unit	Jumlah tenaga kerja
1	Reaktor	1	0,5	0,5
2	Condensor	1	0,25	0,25
3	Reboiler	1	0,25	0,25
4	Cooler	3	0,25	0,75
5	Separator	2	0,25	0,5
6	Compressor	2	0,25	0,5
6	Vaporizer	1	0,25	0,25
7	Heater	1	0,25	0,25
8	Tangki penyimpanan	3	0,25	0,75
9	Pompa	4	0,25	1
Total tenaga kerja				5

(Aries Newton, 1955)

Tabel 4. Jumlah tenaga bagian utilitas

No	Nama Alat	Jumlah alat	Operator /unit	Jumlah tenaga kerja
1	Bak Air Bersih	1	0,25	0,25
2	Bak Air Kantor	1	0,25	0,25
3	Cooling Tower	1	0,25	0,25
4	Kation Exchanger	1	0,25	0,25
5	Anion Exchanger	1	0,25	0,25
6	Tangki Bahan Bakar	1	0,25	0,25
7	Boiler	1	0,25	0,25
8	Tangki Kondensat	1	0,25	0,25
9	Pompa Utilitas	6	0,25	1,5
Total				4

(Aries Newton, 1955)

$$\text{Total} = (5+4) \times 4 = 36 \text{ orang}$$

3. Tenaga kerja QC dan control room

Tabel 5. Jumlah Tenaga kerja QC dan control room

Bidang	jumlah tenaga kerja	jumlah grup	jumlah tenaga kerja total
control room	2	4	8
QC	2	4	8
Total			16

Total untuk tenaga kerja shift :

Tabel 6. Jumlah tenaga kerja *shift*

<b>No</b>	<b>Bagian</b>	<b>jumlah</b>
1	Keamanan	16
2	Proses dan utilitas	36
3	Control room dan QC	16
4	Office Boy	8
Total		76



b. Rincian jumlah karyawan non *shift* :

Tabel 7. Jumlah tenaga kerja non *shift*

<b>Jumlah Tenaga Kerja</b>		
<b>Karyawan Non Shift</b>		<b>Jumlah Karyawan</b>
<b>No./ Angka</b>	<b>Jabatan</b>	
<b>A.</b>	<b>Direktur Utama</b>	
1	Direktur Utama	1
2	Sekretaris Direktur Utama	1
<b>B.</b>	<b>Direktur</b>	
1	Direktur Produksi & Teknik	1
2	Sekretaris Direktur Produksi & Teknik	1
3	Direktur Umum & Administrasi	1
4	Sekretaris Direktur Umum & Administrasi	1
<b>C.</b>	<b>Kepala Bagian (Kabag)</b>	
1	Kabag Produksi	1
2	Kabag Teknik	1
3	Kabag R & D	1
4	Kabag Umum	1
5	Kabag Administrasi	1
6	Kabag Pemasaran	1
7	Kabag HRD	1
<b>D.</b>	<b>Kepala Seksi (Kasi)</b>	
1	Kasi Produksi	1
2	Kasi Control Room	1
3	Kasi Quality Control	1
4	Kasi Utilitas	1
5	Kasi Bengkel	1
6	Kasi Perawatan Pabrik	1
7	Kasi Penelitian	1
8	Kasi Pengembangan	1
9	Kasi Humas	1
10	Kasi Keamanan	1
11	Kasi Transportasi	1
12	Kasi Keuangan	1
13	Kasi Gudang	1
14	Kasi Pembelian	1
15	Kasi Analisis Pasar	1
16	Kasi Perencanaan	1
17	Kasi Penjualan	1
18	Kasi Personalia	1
19	Kasi K3	1
20	Kasi Pelatihan Tenaga Kerja	1
<b>E.</b>	<b>Staff</b>	
1	Staff Kasi Produksi	2

2	Staff Kasi Quality Control	1
3	Staff Kasi Utilitas	2
4	Staff Kasi Bengkel	1
5	Staff Kasi Perawatan Pabrik	2
6	Staff Kasi Penelitian	2
7	Staff Kasi Pengembangan	2
8	Staff Kasi Humas	2
9	Staff Kasi Keamanan	1
10	Staff Kasi Transportasi	1
11	Staff Kasi Keuangan	2
12	Staff Kasi Gudang	1
13	Staff Kasi Pembelian	2
14	Staff Kasi Analisi Pasar	1
15	Staff Kasi Perencanaan Pemasaran	2
16	Staff Kasi Penjualan	1
17	Staff Kasi Personalia	1
18	Staff Kasi K3	2
19	Staff Kasi Pelatihan Tenaga Kerja	2
<b>F.</b>	<b>Laboran, Kesehatan dan Driver</b>	
1	Laboran	3
2	Dokter	2
3	Perawat	2
4	Driver	4
<b>Jumlah Total</b>		<b>74</b>

$$\begin{aligned} \text{Total Karyawan} &= \text{Karyawan } \textit{shift} + \text{karyawan non } \textit{shift} \\ &= 76 \text{ orang} + 74 \text{ orang} = 150 \text{ orang} \end{aligned}$$

#### A. Sistem Penggajian Karyawan

Penggajian karyawan didasarkan atas pertimbangan sebagai berikut:

- Jabatan atau Golongan
- Tingkat Pendidikan
- Pengalaman Kerja
- Keahlian

Segi penggajian karyawan diberikan setiap awal bulan dan jumlah yang dibayarkan sesuai dengan jabatan/golongan ditambah dengan tunjangan-tunjangan yang menjadi haknya.

Tabel 8. Tabel penggajian karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji per Orang	Gaji per Bulan
1	Direktur Utama	1	Rp50.000.000	Rp50.000.000
2	Direktur	2	Rp40.000.000	Rp80.000.000
3	Sekretaris Direktur Utama	1	Rp30.000.000	Rp30.000.000
4	Sekretaris Direktur	2	Rp20.000.000	Rp40.000.000
6	Kepala Bagian	7	Rp15.000.000	Rp105.000.000
7	Kepala Seksi	20	Rp12.000.000	Rp240.000.000
8	Staff	29	Rp9.000.000	Rp261.000.000
9	Laboran	3	Rp7.000.000	Rp21.000.000
10	Dokter	2	Rp9.000.000	Rp18.000.000
11	Perawat	2	Rp5.000.000	Rp10.000.000
12	Driver	4	Rp3.000.000	Rp12.000.000
13	Keamanan	16	Rp4.000.000	Rp64.000.000
14	Operator Lapangan	36	Rp7.000.000	Rp252.000.000
15	Quality Control	8	Rp9.000.000	Rp72.000.000
16	Control Room	8	Rp8.000.000	Rp64.000.000
17	Office Boy	8	Rp3.000.000	Rp24.000.000
Total		150		Rp1.343.000.000

## B. Jaminan Sosial

Untuk meningkatkan kesejahteraan para karyawan maka perusahaan selain memberikan gaji bulanan juga memberikan fasilitas dan jaminan sosial sebagai berikut:

- a. Tunjangan istri/suami dan anak, antara lain :
  - Tunjangan istri/ suami sebesar 25% dari gaji pokok
  - Tunjangan anak sebesar 2 % dari gaji pokok
- b. Cuti selama 12 hari tiap tahun dan mendapatkan uang cuti sebesar 1 bulan gaji

- c. Fasilitas kesehatan bagi karyawan, istri atau suami dan anak karyawan berupa sebuah poliklinik. Jika penyakit memerlukan penanganan khusus akan dirujuk ke rumah sakit rujukan.
- d. Pakaian kerja 3 buah lengkap dengan alat-alat untuk perlindungan terhadap keselamatan kerja sebanyak 2 kali dalam setahun.
- e. Fasilitas pendidikan berupa kursus dan pelatihan yang diselenggarakan oleh perusahaan.
- f. Fasilitas peribadatan berupa masjid di lingkungan perusahaan.
- g. Uang bonus setiap tahun yang besarnya disesuaikan dengan keuntungan perusahaan dan uang tunjangan hari raya.
- h. Hak pensiun bagi karyawan yang telah memasuki masa pensiun.

## UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit pendukung dalam penyediaan air, downtherm, steam, udara tekan, listrik dan bahan bakar dimana keberadaannya sangat penting dan harus ada. Unit utilitas terdiri dari unit pengolahan air, unit penyedia downtherm, unit pembuatan steam, unit penyedia udara tekan, unit penyedia listrik dan bahan bakar.

### A. Kebutuhan Air

Air diperoleh dari PT. Air Liquide yang berlokasi di Jalan Australia 2, Kavling M1 KIEC, Samang Raya, Warnasari, Kec. Cilegon, Kota Cilegon, Banten.

Syarat – syarat kebutuhan air pada utilitas :

#### a. Syarat – syarat air pendingin

- Jernih (tidak ada partikel kasar seperti batu, kerikil, maupun pasir).
- Efek korosi sekecil mungkin.
- Tidak menyebabkan fouling akibat kotoran yang terikat air seperti pasir, mikroba, dan zat organik.
- Tidak mengandung bahan – bahan organik yang dapat mengganggu proses pertukaran panas dalam sistem pendingin maupun mengubah komposisi air karena bereaksi akibat perubahan suhu air.
- Mampu membawa panas sebagai panas sensible dan stabil dalam proses pendingin.

#### b. Syarat – syarat air layanan umum

- Jernih dan tidak berwarna
- Netral, pH sekitar 7
- Bersih dan sehat (bebas dari bakteri)
- Tidak mengandung logam berat dan zat organik
- Tidak berbau dan tidak berasa

Kebutuhan air dalam pabrik secara keseluruhan sebagai berikut :

#### 1. Air sebagai media pendingin

Cooler 3 (CL – 03)	= 1255,9070 kg/jam
<u>Condenser Partial 1 (CDP – 01)</u>	<u>= 27410,7070 kg/jam</u>
Total kebutuhan	= 28666,6133 kg/jam

2. Steam

Vaporizer 1 (VP – 01) = 962,2100 kg/jam

3. Air untuk kebutuhan layanan umum

a. Air sanitasi

- Air untuk karyawan non – shift

Air untuk kantor berkisar antara 50 – 150 liter/orang hari

Dirancang :

Kebutuhan air untuk kantor = 100 liter/orang hari

Jumlah karyawan non – shift = 74 orang

$$\begin{aligned} \text{kebutuhan air} &= \frac{74 \text{ orang} \times 100 \frac{\text{liter}}{\text{orang hari}}}{24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}}} \\ &= 308,3333 \frac{\text{liter}}{\text{jam}} \times 0,9956 \frac{\text{kg}}{\text{liter}} \\ &= 306,9766 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

- Air untuk karyawan shift

Air untuk kantor berkisar antara 50 – 150 liter/orang hari

Dirancang :

Kebutuhan air untuk kantor = 100 liter/orang hari

Jumlah karyawan shift = 76 orang

$$\begin{aligned} \text{kebutuhan air} &= \frac{76 \text{ orang} \times 100 \frac{\text{liter}}{\text{orang hari}}}{24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}}} \\ &= 316,6667 \frac{\text{liter}}{\text{jam}} \times 0,9956 \frac{\text{kg}}{\text{liter}} \\ &= 315,2734 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

- Air untuk taman

Kebutuhan air untuk taman sebanyak 1000 liter/hari

$$\begin{aligned}
\text{kebutuhan air} &= 1000 \frac{\text{liter}}{\text{hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\
&= 41,6667 \frac{\text{liter}}{\text{jam}} \times 0,9956 \frac{\text{kg}}{\text{liter}} \\
&= 41,4834 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}
\end{aligned}$$

- Laboratorium

Kebutuhan air untuk laboratorium sebanyak 100 liter/orang hari

$$\begin{aligned}
\text{kebutuhan air} &= 16 \text{ orang} \times \frac{100 \text{ liter}}{\text{orang hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\
&= 66,6667 \frac{\text{liter}}{\text{jam}} \times 0,9956 \frac{\text{kg}}{\text{liter}} \\
&= 66,3735 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}
\end{aligned}$$

- Kantin

Pengunjung kantin sebanyak 52 pengunjung dengan kebutuhan air rata – rata 10 liter/orang hari dengan pemakaian rata – rata 8 jam/hari.

$$\begin{aligned}
\text{kebutuhan air} &= 52 \text{ orang} \times \frac{10 \text{ liter}}{\text{orang hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{8 \text{ jam}} \\
&= 65 \frac{\text{liter}}{\text{jam}} \times 0,9956 \frac{\text{kg}}{\text{liter}} \\
&= 64,714 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}
\end{aligned}$$

- Poliklinik

Pengunjung poliklinik sebanyak 13 orang dengan kebutuhan air rata – rata 10 liter/orang hari dengan pemakaian rata – rata 8 jam/hari.

$$\begin{aligned}
\text{kebutuhan air} &= 13 \text{ orang} \times \frac{10 \text{ liter}}{\text{orang hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{8 \text{ jam}} \\
&= 16,25 \frac{\text{liter}}{\text{jam}} \times 0,9956 \frac{\text{kg}}{\text{liter}} \\
&= 16,1785 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}
\end{aligned}$$

- Masjid

Pengunjung masjid sebanyak 125 orang dengan kebutuhan air rata – rata 10 liter/orang hari dengan pemakaian rata – rata 8 jam/hari.

$$\begin{aligned}
 \text{kebutuhan air} &= 125 \text{ orang} \times \frac{10 \text{ liter}}{\text{orang hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{8 \text{ jam}} \\
 &= 156,25 \frac{\text{liter}}{\text{jam}} \times 0,9956 \frac{\text{kg}}{\text{liter}} \\
 &= 155,5625 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}
 \end{aligned}$$

b. Air hidran dan servis (bengkel)

- Air hidran

Kebutuhan air untuk pemadam kebakaran sebanyak 500.000 liter dengan waktu tinggal 3 bulan.

$$\begin{aligned}
 \text{kebutuhan air} &= \frac{500.000 \text{ liter}}{3 \text{ bulan}} \times \frac{1 \text{ bulan}}{30 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\
 &= 231,4815 \frac{\text{liter}}{\text{jam}} \times 0,9956 \frac{\text{kg}}{\text{liter}} \\
 &= 230,463 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}
 \end{aligned}$$

- Air servis

Kebutuhan air service 10% dari kebutuhan air sanitasi pabrik. Air servis digunakan untuk bengkel atau maintenance.

$$\begin{aligned}
 \text{kebutuhan air} &= 10\% \times 1033,6744 \text{ kg/jam} \\
 &= 103,3674 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Sehingga total kebutuhan air dalam pabrik sebagai berikut :

No.	Jenis air	Kebutuhan air (kg/jam)
1.	Air sebagai media pendingin	28666,6133
2.	Air untuk kebutuhan layanan umum	1300,3923
3.	Air sebagai media Pemanas	962,2100



Jumlah	30929,2156
--------	------------

Air yang telah dibeli tersebut diolah terlebih dahulu sebelum digunakan sesuai keperluannya sehingga memenuhi persyaratan.

Air Hilang :

Menentukan jumlah air yang hilang di Cooling Tower :

Umpan air pendingin = 28666,613 Kg/jam

Panas penguapan air pada suhu 122 °F = 569,0514 Kcal/kg

Pada suhu Dry bulb = 30 °F dari fig. 499 brown untuk kelembaban relative = 70% diperoleh kelembaban mutlak = 0,0190 kg H<sub>2</sub>O/ kg udara. Dirancang suhu udara keluar dari Cooling tower = 47,3 °C pada keadaan jenuh dengan kelembaban mutlak = 0,0635 kg H<sub>2</sub>O/ kg udara.

Neraca panas :

$$Q1 = M1 \text{ cp1 } (50 - 25)$$

$$Q2 = M2 \text{ cp2 } (30 - 25) + H_2O_{in} \text{ cp3 } (30 - 25) + H_2O_{in} \text{ hfg}$$

$$Q3 = (M1 - mv) \text{ cp1 } (30 - 25)$$

$$Q4 = M2 \text{ cp2 } (T - 25) + (H_2O_{in} + mv) \text{ cp3 } (T - 25) + (H_2O_{in} + mv) \text{ hfg}$$

$$\text{dicoba suhu keluar} = 47.30$$

$$\text{Kelembaban udara} = 0,0635 \text{ kg H}_2\text{O/ kg Ud.kering}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O dibawa udara} &= 19111,08 \text{ Kg} \cdot 0,063 \text{ Kg H}_2\text{O / kg Udara} \\ &= 1212,93 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air yang menguap} &= \text{H}_2\text{O out} - \text{H}_2\text{O in} \\ &= (1212,93 - 363,11) \text{ kg} \\ &= 849,82 \text{ kg} \end{aligned}$$

maka :

$$Q1 = 716665,31 \text{ Kcal/j}$$

$$Q2 = 231334,34 \text{ Kcal/j}$$

$$Q3 = 139083,97 \text{ Kcal/j}$$

$$Q4 = 808930,56 \text{ Kcal/j}$$

neraca panas :

$$(Q1 + Q2) = (Q3 + Q4)$$

$$(716665,31 + 231334,34) = (139083,97 + 808930,56) * 1968778.50 = 948014,50$$

Karena panas masuk = panas keluar maka jumlah air yang menguap dan suhu udara keluar sudah benar.

$$\text{Jumlah air menguap (Mv)} = 849,820 \text{ kg/j}$$

$$\text{Suhu udara} = 47.299 \text{ C}$$

$$\text{Kelembaban udara} = 0.0635 \text{ kg H}_2\text{O / kg udara kering}$$

- Air yang hilang pada saat blow down Cooling Tower :

$$\text{Air yang hilang} = 0,125 \cdot 1764,856 \text{ Kg/j ( 12.5 \% )}$$

$$= 106,23 \text{ Kg/j}$$

- Air yang hilang pada saat blow down Boiler :

$$\text{Air yang hilang} = 0,1 \cdot 962,210 \text{ Kg/j ( 10\% Steam )}$$

$$= 96,22 \text{ Kg/j}$$

Air make up sebelum blowdown Clarifier

$$= 849,82 + 96,22 + 106,23 + 0,00 + 2917,20 \text{ kg/j}$$

$$= 3969,47 \text{ kg/j}$$

- Air yang hilang pada saat blow down Clarifier

$$\text{Air yang hilang} = 0,025 \cdot 4250,718 \text{ Kg/j ( 2.5 \% )}$$

$$= 99,24 \text{ Kg/j}$$

Air yang tidak dapat direcycle (air make up):

$$= (849,820 + 96 + 106,23 + 0,00 + 2917,20 + 99,2) \text{ Kg/j}$$

$$= 4068,705 \text{ Kg/j}$$

$$= 4,069 \text{ M}^3/$$

1. Air untuk kebutuhan layanan umum

Air yang hilang karena digunakan untuk layanan umum sebesar 1300,3923kg/jam.

Kebutuhan total air untuk start up pabrik sebesar 30929,2156kg/jam

Kebutuhan total air untuk air make up pabrik sebesar :

No.	Jenis air	Kebutuhan air (kg/jam)
1.	Air <i>make up</i> unit cooling tower	3583,326663
2.	Air untuk kebutuhan layanan umum	1300,3923
	Jumlah	4883,718963

B. Kebutuhan dowtherm

Dowtherm A adalah fluida penghantar panas yang merupakan gabungan dari biphenyl ( $C_{12}H_{10}$ ) dan ( $C_{12}H_{10}O$ ). Komponen ini memiliki tekanan uap yang sama sehingga komponen ini dapat diperlakukan sebagai satu komponen yang sama. Kebutuhan dowtherm A yang digunakan sebesar 11148,86 kg/jam. Dowtherm A digunakan sebagai media pendingin pada reaktor (R-01) dan pada heater (HE-02) kemudian dimanfaatkan sebagai media pemanas dan pendingin.

C. Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk penggerak instrumen-instrumen kontrol. Udara tekan yang digunakan di dalam Pabrik Cyclohexane adalah 5 m<sup>3</sup>/jam untuk tiap alat kontrol. Kebutuhan udara tekan pada pabrik ini sebesar 66 m<sup>3</sup>/jam yang disimpan dalam tangki penyimpanan udara tekan pada tekanan 4 atm.

D. Kebutuhan listrik

Listrik digunakan untuk menggerakkan motor penggerak alat-alat proses dan utilitas misalnya pompa, *electric heater*, alat transportasi padat, dan alat-alat lainnya. Selain itu listrik digunakan juga untuk penerangan dan kebutuhan perkantoran.

- Kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas

Tabel 1. Kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas

No.	Nama Alat	Daya (Hp)
1	Pompa (P-01)	10,00
2	Pompa (P-02)	2,00
3	Pompa (P-03)	0,50
4	Pompa (P-04)	5,00
5	Compressor (C-01)	100,00
6	Compressor (C-02)	200,00
7	Pompa (PU-01)	0,50
8	Pompa (PU-02)	5,00
9	Pompa (PU-03)	5,00
10	Pompa (PU-04)	0,50
11	Pompa (PU-05)	0,50
12	Pompa (PU-06)	0,50
13	Blower CT (B-01)	5,00
	Total	334,50

Kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas sebesar 334,50 Hp = 324006 watt

- kebutuhan listrik untuk perkantoran

Dirancang : perkantoran terdiri dari 3 lantai yang mana setiap lantai terdapat 10 ruangan. Setiap ruangan terdiri dari 3 AC/350 watt, 3 komputer/250 watt, dan 6 lampu/40 watt.

Sehingga total listrik untuk perkantoran

AC = 3 lantai x 10 ruangan x 3 buah x 350 watt = 31500 watt

Komputer = 3 lantai x 10 ruangan x 3 buah x 250 watt = 22500 watt

Lampu = 3 lantai x 10 ruangan x 6 buah x 50 watt = 9000 watt

Total listrik untuk perkantoran = 63000 watt

- kebutuhan listrik untuk penerangan malam hari

untuk penerangan pada malam hari dirancang 500 lampu, dimana setiap lampu berukuran 70 watt.

Sehingga: = 500 lampu x 70 Watt = 35000 watt

Total kebutuhan listrik

- kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas = 324006 watt
  - kebutuhan listrik untuk perkantoran = 63000 watt
  - kebutuhan listrik untuk penerangan malam hari = 35000 watt
- Total = 226006 watt

Dengan demikian total kebutuhan listrik untuk pabrik Cyclohexane sebesar 226,006 kW. Daya listrik sebesar ini dipenuhi dari PLN sebesar 350 kW. Apabila terjadi pemadaman listrik oleh PLN atau hal-hal lain, maka digunakan generator cadangan.

#### A. Bahan Bakar

Generator cadangan berkekuatan 500 Hp dengan bahan bakar minyak diesel oil, digunakan untuk supply saat daya listrik dari PLN mati. Kebutuhan bahan bakar minyak diesel oil dihitung untuk kebutuhan bahan bakar generator cadangan dan furnace sbb :

Dianggap listrik padam 1x dalam satu bulan selama 3 jam

Effisiensi motor diesel = 80%

Effisiensi bahan bakar = 70%

Tenaga yang harus disediakan diesel :

$$= 450 \text{ Hp} / 0,8$$

$$= 562,500 \text{ Hp}$$

Tenaga yang harus disediakan bahan bakar :

$$= (562,500 \text{ Hp}/0,7) \times (0,7457 \text{ kW}/\text{Hp}) \times (0,9478 \text{ Btu}/\text{s}/\text{kVA})$$

$$= 567,944 \text{ Btu} / \text{s}$$

Spesifikasi minyak diesel oil :

$$\text{Heating value} = 144,000 \text{ Btu} / \text{gal}$$

$$^{\circ}\text{API} = 22 - 28 ^{\circ}\text{API}$$

$$\text{Densitas} = 0,9 \text{ kg} / \text{lt}$$

$$\mu = 1,2 \text{ cp}$$

Kebutuhan minyak diesel :

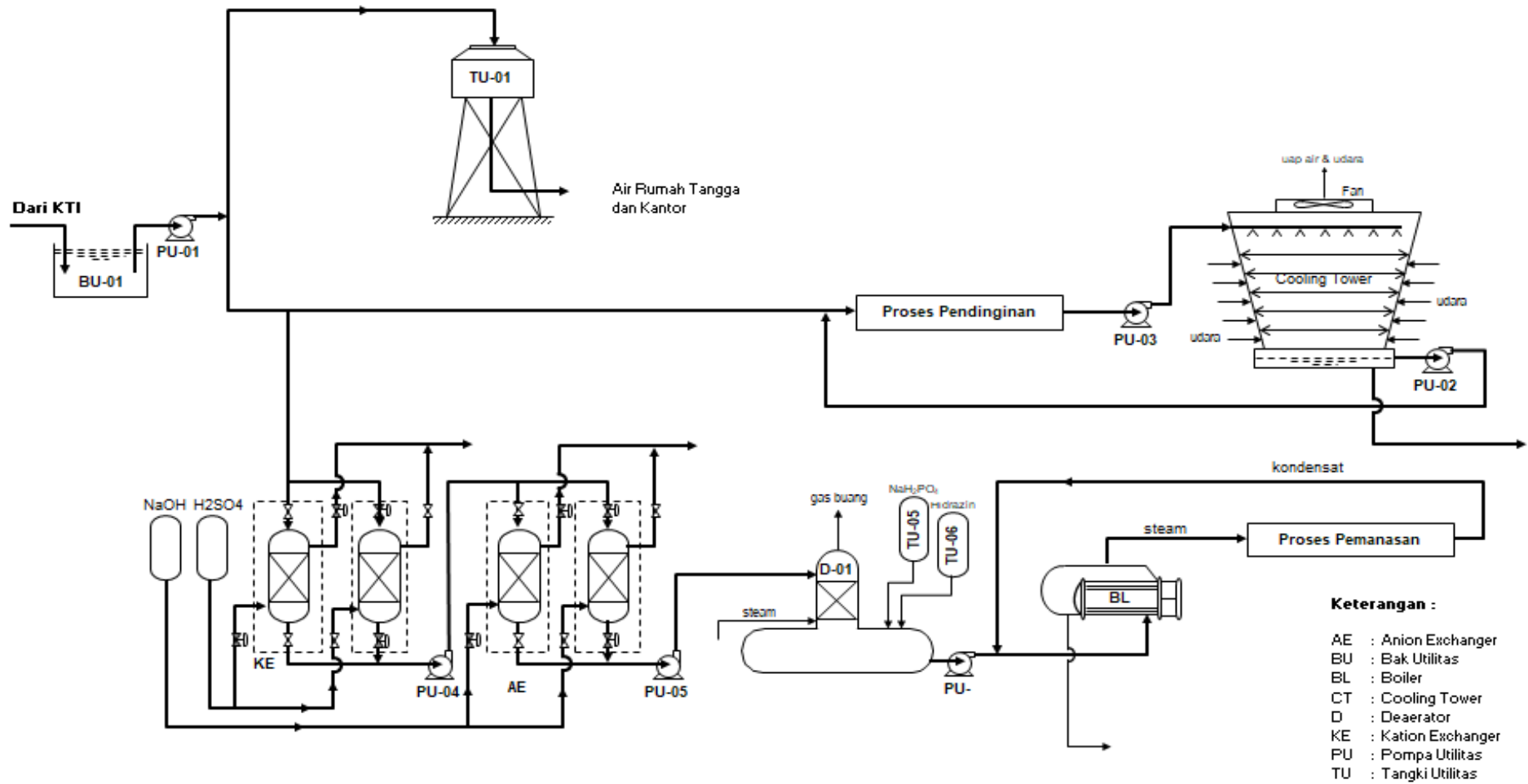
$$= \frac{567,94 \text{ Btu}/\text{s}}{144000 \text{ Btu}/\text{gal}} = 0,003944 \text{ gal}/\text{s}$$

Kebutuhan minyak diesel selama 1 tahun untuk generator

$$= 0,003944 \text{ gal/s} \times 3600 \text{ s/jam} \times 3 \text{ jam} \times 12 \text{ bulan}$$

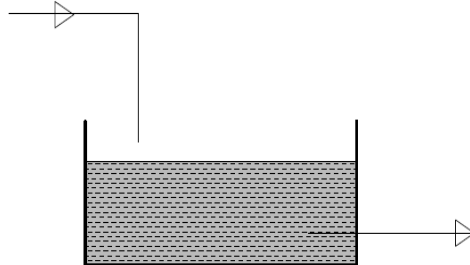
$$= 511,15 \text{ gal/tahun}$$

Gambar 3.1 diagram alir utilitas



## BAK UTILITAS (BU-01)

Fungsi = Menampung air untuk kebutuhan pabrik



Jenis alat = Bak persegi panjang

Suhu = 30 °C

Tekanan = 1 atm

Waktu tinggal = 24 jam

Kecepatan massa = 4,069 m<sup>3</sup>/j

$V1 = \text{kecepatan massa} \times \text{waktu tinggal}$

$$= 4,069 \text{ m}^3/\text{jam} \times 24 \text{ jam}$$

$$= 97,656 \text{ m}^3$$

Dirancang: over design 20% maka didapat volume bak sebagai berikut :

$$V_b = 120\% \times V1 = 120\% \times 97,656 \text{ m}^3 = 117,1872 \text{ m}^3$$

Ukuran bak

Dirancang kedalaman bak, H = 3 m

Rasio panjang : lebar = 2 m

$$\text{Lebar bak (L)} = \left[ \frac{117,1872 \text{ m}^3}{6} \right]^{0,5} = 4,419 \text{ m}$$

$$\text{Panjang (P)} = 2 \times 4,419 \text{ m} = 8,839 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi (H)} = 3 \text{ m}$$



## KESIMPULAN BAK UTILITAS (BU-01)

Fungsi = Menampung air untuk kebutuhan pabrik

Jenis alat = Bak persegi panjang

Kondisi Operasi :

Suhu operasi =  $30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303\text{ K}$

Tekanan = 1 atm

Ukuran bak :

Volume bak =  $117,1872\text{ m}^3$

Lebar bak = 4,419 m

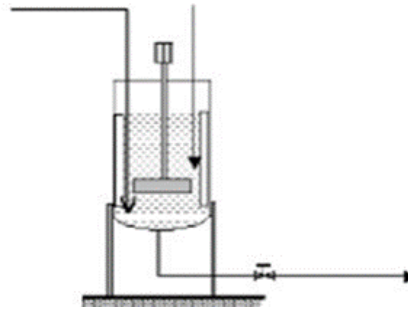
Panjang bak = 8,839 m

Tinggi bak = 3 m

Jumlah = 1

## TANGKI KLORINASI (TU-01)

Fungsi = Membuat larutan chlorine dengan kadar 2 ppm untuk proses klorinasi.  
 Jenis Alat = Tangki silinder vertikal



Suhu operasi = 30 °C = 303 K  
 Tekanan operasi = 1 atm  
 Rapat massa (30 °C) = 1023,013 kg/m<sup>3</sup>  
 Kecepatan massa = 1300,3923kg/jam  
 Waktu tinggal = 1 jam

a. Menghitung volume air yang disimpan

Dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$\begin{aligned}
 V1 &= \frac{\text{kecepatan massa}}{\text{densitas}} \times \text{waktu tinggal} \\
 &= \frac{1300,3923 \text{ kg/jam}}{1023,013 \text{ kg/m}^3} \times 1 \text{ jam} \\
 &= 1,271 \text{ m}^3 = 1271 \text{ L}
 \end{aligned}$$

b. Kebutuhan chlorine

Kadar klorin yang diizinkan 2-4 ppm, diambil kebutuhan = 2 ppm

(Powell,S.T,1954)

$$\begin{aligned}
 M_{\text{chlorine}} &= V1 \times 2 \frac{\text{mg}_{\text{chlorine}}}{L_{\text{water}}} \\
 &= 1271 \text{ L} \times 2 \frac{\text{mg}_{\text{chlorine}}}{L_{\text{water}}} \\
 &= 2542 \text{ mg} = 0,002542 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Komponen	A	B	n	Tc
n				

Cl <sub>2</sub>	0,5660	0,2731	0,2883	417,1
	0	5	0	5

$$\rho = A B^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Diperoleh dari Chapter 8, Yaws

Dimana :

$\rho$  = densitas (g/ml)

T = suhu (K)

T<sub>c</sub> = suhu kritis (K)

A, B dan n = konstanta

Densitas = 1382,636 kg/m<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} V_{chlorine} &= \frac{M_{chlorine}}{\rho_{chlorine}} \\ &= \frac{0,002542 \text{ kg}}{1382,636 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,00000184 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi alat:

Dirancang angka keamanan 20% (over design) :

$$\text{Volume tangki} = 120\% \times (1,271 \text{ m}^3 + 0,00000184 \text{ m}^3) = 1,5252 \text{ m}^3$$

Menentukan ukuran tangki :

Tangki dirancang H = 2 D

$$Vt = \frac{\pi D^2 H}{4}$$

$$Vt = \frac{\pi D^2 2D}{4}$$

$$D^3 = \frac{4 Vt}{2\pi}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 1,5252 \text{ m}^3}{2 \times 3,14}}$$

$$D_{\text{shell}} = 0,9904 \text{ m}$$

$$H_{\text{shell}} = 2 \times D$$

$$= 2 \times 0,9904 \text{ m} = 1,9809 \text{ m}$$

**KESIMPULAN**  
**TANGKI KLORINASI (TU-01)**

Fungsi = Membuat larutan chlorine dengan kadar 2 ppm untuk proses klorinasi.  
Jenis Alat = Tangki silinder vertikal

Kondisi Operasi :

Suhu =  $30^{\circ}\text{C} = 303\text{ K}$

Tekanan = 1 atm

Ukuran tangki :

Diameter (D) = 0,9904 m

Tinggi (H) = 1,9809 m

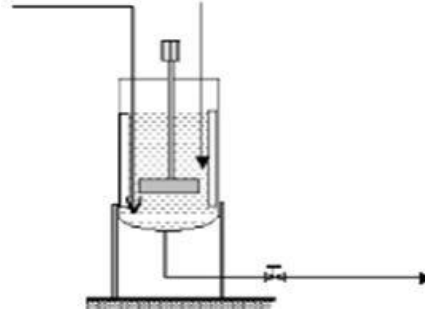
Volume cairan =  $1,271\text{ m}^3$

Volume tangki =  $1,5252\text{ m}^3$

Jumlah = 1

## TANGKI DEKLORINASI (ARANG AKTIF)

Fungsi = Menghilangkan chlorine dan bau dari proses klorinasi  
Jenis Alat = Tangki silinder vertikal



Suhu operasi = 30 °C = 303 K  
Tekanan operasi = 1 atm  
Rapat massa (30 °C) = 1023,013 kg/m<sup>3</sup>  
Kecepatan massa = 1300,3923kg/jam  
Waktu tinggal = 24 jam

Perhitungan kebutuhan arang aktif

Kemampuan arang aktif = 10 kg/m<sup>3</sup>  
Untuk proses selama 7 hari = 168 jam  
Arang aktif yang diperlukan = 1,2711 m<sup>3</sup>/jam x 10 kg/m<sup>3</sup> x 168 jam = 2135,448 kg  
Massa air selama 24 jam = 1300,3923kg/jam x 24 jam = 31209,4152 kg  
Massa air total = 2135,448 kg + 31209,4152 kg = 33344,8632 kg

Volume tangki

$$\begin{aligned} V_1 &= \frac{\text{kecepatan massa}}{\text{densitas}} \\ &= \frac{33344,8632 \text{ kg}}{1023,013 \text{ kg/m}^3} \\ &= 32,594 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Perhitungan dimensi alat:

Dirancang angka keamanan 20% (over design) :

$$\text{Volume tangki} = 120\% \times 32,594 \text{ m}^3 = 39,1128 \text{ m}^3$$

Menentukan ukuran tangki :

Tangki dirancang  $H = 2 D$

$$Vt = \frac{\pi D^2 H}{4}$$

$$Vt = \frac{\pi D^2 2D}{4}$$

$$D^3 = \frac{4 Vt}{2 \pi}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 39,1128 \text{ m}^3}{2 \times 3,14}}$$

$$D \text{ shell} = 2,92 \text{ m}$$

$$H \text{ shell} = 2 \times D$$

$$= 2 \times 2,92 \text{ m} = 5,84 \text{ m}$$

**KESIMPULAN**  
**TANGKI DEKLORINASI (ARANG AKTIF)**

Fungsi = Menghilangkan chlorine dan bau dari proses klorinasi  
Jenis Alat = Tangki silinder vertikal

Kondisi Operasi :

Suhu =  $30^{\circ}\text{C} = 303\text{ K}$

Tekanan = 1 atm

Ukuran tangki :

Diameter (D) = 2.92 m

Tinggi (H) = 5,84 m

Volume cairan = 32,594 m<sup>3</sup>

Volume tangki = 39,1128 m<sup>3</sup>

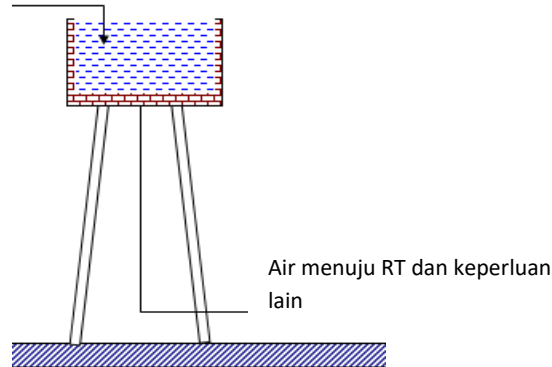
Jumlah = 1

## TANGKI AIR MINUM (TAM-01)

Fungsi = Menampung air untuk kebutuhan kantor dan yang lain

Jenis alat = Bak persegi panjang

Air dari bak air bersih



Suhu operasi = 30 °C = 303 K

Tekanan operasi = 1 atm

Rapat massa (30 °C) = 1023,013 kg/m<sup>3</sup>

Kecepatan massa = 1300,3923kg/jam

Waktu tinggal = 24 jam

Volume bak

$$\begin{aligned} V_1 &= \frac{\text{kecepatan massa}}{\text{densitas}} \times \text{waktu tinggal} \\ &= \frac{1300,3923 \text{ kg/jam}}{1023,013 \text{ kg/m}^3} \times 24 \text{ jam} \\ &= 30,507 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang: over design 20% maka didapat volume bak sebagai berikut :

$$V_b = 120\% \times V_1 = 120\% \times 30,507 \text{ m}^3 = 36,6084 \text{ m}^3$$

Ukuran bak

Dirancang kedalaman bak, H = L

Rasio panjang : lebar = 1

$$\text{Lebar bak (L)} = \left[ \frac{36,6084 \text{ m}^3}{1} \right]^{0,333} = 3,316 \text{ m}$$

$$\text{Panjang (P)} = 1 \times 3,316 \text{ m} = 3,316 \text{ m}$$



**KESIMPULAN**  
**TANGKI AIR MINUM (TAM-01)**

Fungsi = Menampung air untuk kebutuhan kantor dan yang lain  
Jenis alat = Bak persegi panjang

Kondisi Operasi :

Suhu operasi =  $30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303\text{ K}$

Tekanan =  $1\text{ atm}$

Ukuran bak :

Volume bak =  $36,6084\text{ m}^3$

Lebar bak =  $3,316\text{ m}$

Panjang bak =  $3,316\text{ m}$

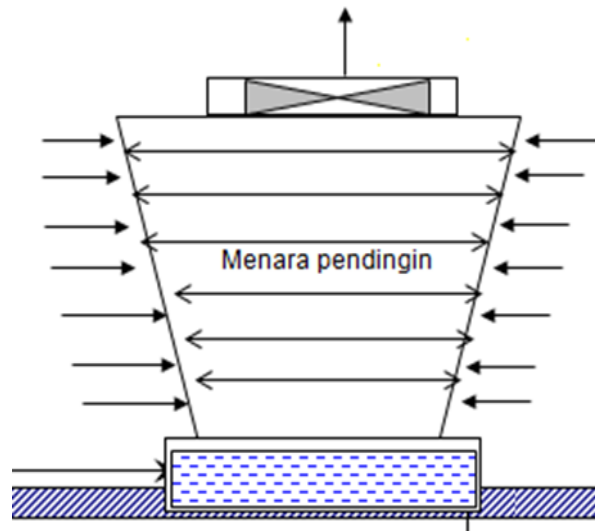
Jumlah = 1

## COOLING TOWER (CT-01)

Fungsi = Mendinginkan air pendingin yang telah digunakan oleh peralatan proses dengan menggunakan media pendingin udara.

Jenis alat = *Inducted Draft Cooling Tower*

Sistem = Kontak langsung dengan udara di dalam *Cooling Tower* (fan)



Data :

Suhu air masuk ( $T_1$ ) = 323,15 K  
Suhu air keluar ( $T_2$ ) = 303 K  
Tekanan (Pt) = 1,01325 bar  
Kecepatan massa = 28666,6133 Kg/jam  
Rapat massa = 1023,013 Kg/m<sup>3</sup>

Data udara lingkungan

Suhu = 303,15 K  
Kelembaban relatif, RH = 70%  
Kapasitas panas udara = 1,008 KJ/Kg K  
Kapasitas panas uap air = 1,884 KJ/Kg K  
Enthalpy penguapan,  $h_{vap}$  = 2302 KJ/Kg

Data diperoleh dari Treybal, R.E., Mass Transfer Operations, Ed III, Mc Graw Hill New York, (1981)

1. Menentukan kadar uap air dalam udara

Diperoleh dari Figure 7.5 (a) psychrometric chart for air-water vapor

(Robert.E.Treyball., "Mass Transfer Operations", ed 3, McGraw-Hill, New york, 1981)

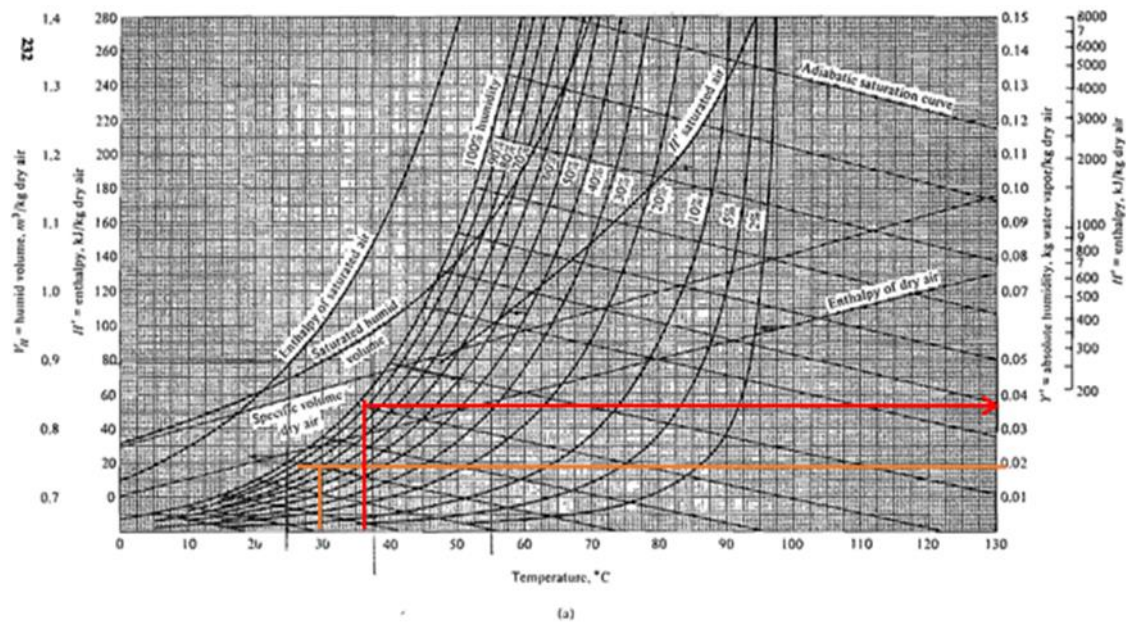
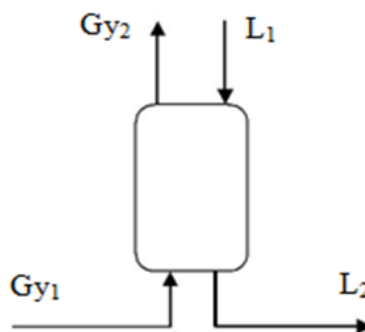


Figure 7.5 (a) Psychrometric chart for air-water vapor, 1 std atm abs, in SI units.

Untuk suhu 303,15 K dan kelembaban relatif 70%, diperoleh  $Y_1 = 0,018 \text{ kg/kg udara}$

2. Menentukan kebutuhan udara



Diperoleh dengan cara membuat neraca massa dan neraca panas

Dirancang suhu udara keluar maksimum 308,15 K

Kelembaban relatif 100%

Rasio uap air / massa udara = 0,025 Kg/Kg udara (dari humidity chart)

Neraca massa:

Kecepatan massa masuk - kecepatan massa keluar = akumulasi

Pada keadaan tunak akumulasi = 0

G : kecepatan massa udara basis kering [ kg /jam ]

L1 : kecepatan massa air masuk menara pendingin [ kg /jam ]

L2 : kecepatan massa air keluar menara pendingin [ kg /jam ]

Y1 : rasio massa uap air / massa udara basis kering masuk [ kg /kg ]

Y2 : rasio massa uap air / massa udara basis kering keluar [ kg /kg ]

$$G(1+ Y1) + L1 - G(1+Y2) - L2 = 0$$

$$G( Y1-Y2) + L1 - L2 = 0$$

$$G(Y2-Y1) + L2 = L1 \dots\dots\dots(1)$$

Neraca panas pada menara pendingin

Kecepatan panas masuk - kecepatan panas keluar = akumulasi  
pada keadaan tunak, akumulasi = 0

$$Q_{gin} + Q_{lin} - Q_{lout} - Q_{gout} = 0$$

Q<sub>gin</sub> : Panas yang dibawa oleh udara masuk [ kJ/jam ]

Q<sub>gout</sub> : Panas yang dibawa oleh udara keluar [ kJ/jam ]

Q<sub>lin</sub> : panas yang dibawa oleh air masuk [ kJ/jam ]

Q<sub>lout</sub> : panas yang dibawa oleh air keluar [ kJ/jam ]

Panas yang dibawa oleh udara  
dihitung dengan persamaan:

$$Q_g = G h_g$$

h<sub>g</sub> = enthalpi yang dibawa oleh udara [ kJ/kg ]

$$h_g = (c_{pu} + Y' c_{puap})( T_g - t_{reff}) + h_{vap} Y'$$

c<sub>pu</sub> = kapasitas panas udara basis kering [ kJ/kg K ] = 1,008 KJ/Kg K

c<sub>puap</sub> = kapasitas panas uap air [ kJ/kg K ] = 1,884 KJ/Kg K

h<sub>vap</sub> = panas latent penguapan air [ kJ/kg ] = 2302 KJ/Kg

T<sub>reff</sub> = suhu referensi [ K ], t<sub>reff</sub> = 273,15 K

T<sub>g</sub> = suhu udara [ K ]

Panas yang dibawa oleh udara masuk

$$T_{g1} = 303,15 \text{ K}$$

$$Y1 = 0,018 \text{ Kg/Kg}$$

$$\begin{aligned} h_{g1} &= (1,008 \text{ KJ/Kg K} + 1,884 \text{ KJ/Kg K}) \cdot 0,018 \text{ KG/Kg udara} \times ( 303,15 \text{ K} - 273,15 \text{ K}) \\ &\quad + (2302 \text{ KJ/Kg} \cdot 0,018 \text{ Kg/Kg}) \\ &= 72,6934 \text{ KJ/Kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{g1} &= G \times 72,6934 \text{ KJ/Kg} \\ &= 67086,34493 \text{ Kg/jam} \times 72,6934 \text{ KJ/Kg} \\ &= 4876734,507 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa oleh udara keluar

$$T_{g2} = 308,15 \text{ K}$$

$$Y_2 = 0,025 \text{ Kg/Kg}$$

$$\begin{aligned} h_{g2} &= (1,008 \text{ KJ/Kg K} + 1,884 \text{ KJ/Kg K}) \cdot 0,025 \text{ Kg/Kg udara} \times (308,15 \text{ K} - 273,15 \text{ K}) \\ &\quad + (0,025 \text{ KJ/Kg} \cdot 0,025 \text{ Kg/Kg}) \\ &= 36,9291 \text{ KJ/Kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{g2} &= G \times 36,9291 \text{ KJ/Kg} \\ &= 67086,34493 \text{ Kg/jam} \times 36,9291 \text{ KJ/Kg} \\ &= 2477438,341 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa oleh air masuk

$$Q_{lin} = L_1 \text{ cpl} (T_{l1} - t_{reff})$$

$$\text{Cpl} = \text{kapasitas panas air [kJ/kg K]} = 4,184 \text{ KJ/Kg K}$$

$$L_1 = \text{kecepatan massa air masuk [ kg /jam ]} = 28666,6133 \text{ Kg/jam}$$

$$T_{l1} = \text{Suhu air masuk [ K ]} = 323,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} Q_{lin} &= 28666,6133 \text{ Kg/jam} \times 4,184 \text{ KJ/Kg K} \times (323,15 \text{ K} - 273,15 \text{ K}) \\ &= 5997055,5024 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa oleh air keluar

$$Q_{lout} = L_2 \text{ cpl} (T_{l1} - t_{reff})$$

$$\text{cpl} : \text{kapasitas panas air [kJ/kg K]} = 4,184 \text{ KJ/Kg}$$

$$L_2 : \text{kecepatan massa air masuk [ kg /jam ]} = 125,52 \text{ Kg/jam}$$

$$T_{l1} : \text{Suhu air masuk [ K ]} = 303,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} Q_{lout} &= 125,52 \text{ Kg/jam} \times 4,184 \text{ KJ/Kg K} \times (303,15 \text{ K} - 273,15 \text{ K}) \\ &= 125,52 L_2 \text{ KJ/jam} \\ &= 3539288,5553 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

Persamaan neraca panas menjadi:

$$35,7642 G \text{ KJ/jam} + 125,52 L_2 \text{ KJ/jam} = 5997055,50 \text{ KJ/jam} \dots \dots \dots (2)$$

Dari neraca massa dan neraca panas diperoleh 2 persamaan linear dengan 2 bilangan yang tidak diketahui

$$0,007 G \text{ Kg/jam} + L_2 \text{ Kg/jam} = 28666,6133 \text{ Kg/jam}$$

$$L_2 = 28666,6133 - 0,007 G$$

$$35,7642 G + 125,52 \times (28666,6133 - 0,007 G) = 5997055,50$$

$$G = 67086,34493 \text{ Kg/jam}$$

$$L_2 = 28197,00889 \text{ Kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa air yang menguap} &= 28666,6133 \text{ Kg/jam} - 28197,00889 \text{ Kg/jam} \\ &= 469,60441 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Massa udara masuk} = 68293,8991 \text{ Kg/jam}$$

$$\text{Massa udara keluar} = 68763,5036 \text{ Kg/jam}$$

### 3. Ukuran menara pendingin

Luas penampang yang diperlukan

Dihitung berdasarkan flux volume air ( Perry, R.H., Chemical Engineering Handbook ' ed VII halaman 12-16)

Flux volume = 1,75 gallon/menit.ft<sup>2</sup>

$$\begin{aligned} \text{Flux volume} &= 1,75 \frac{\text{gallon}}{\text{jam ft}^2} \cdot \frac{3,79E - 03 \text{ m}^3}{\text{gallon}} \cdot \left[ \frac{\text{ft}}{0,3048 \text{ m}} \right]^2 \cdot 60 \frac{\text{menit}}{\text{jam}} \\ &= 4,28 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ jam}} \end{aligned}$$

Flux volume Kecepatan volume air dalam menara pendingin

$$q_{\text{air}} = \frac{28666,61 \frac{\text{Kg}}{\text{jam}}}{995 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}} = 28,8107 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 7610,971 \frac{\text{gall}}{\text{jam}} = 951,3714 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}}$$

Luas penampang

$$A = \frac{28,8107 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}}{4,28 \frac{\text{m}^3}{\text{m}^2 \text{ jam}}} = 6,7349 \text{ m}^2$$

Dirancang , panjang = Lebar

P : Panjang menara pendingin [ m ]

L : lebar menara pendingin [ m ]

L = (6,7349 m<sup>2</sup>)<sup>0,5</sup> = 2,595159 m

P = 2,5952 m = 8,514303 ft

Tinggi Menara pendingin , Ht = 30 ft, Perry, R.H halaman 12-16

### 4. Daya penggerak fan

Daya penggerak = 0,441 hp/m<sup>2</sup> ( Perry, R.H., halaman 12 -17)

$$\begin{aligned} P_o &= 6,7349 \text{ m}^2 \times 0,441 \text{ hp/ m}^2 \\ &= 2,9701 \text{ hp} \end{aligned}$$

Motor standart : 35 hp

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

**KESIMPULAN**  
**COOLING TOWER (CT-01)**

Fungsi = Mendinginkan air pendingin yang telah digunakan oleh peralatan proses dengan menggunakan media pendingin udara.

Jenis alat = *Inducted Draft Cooling Tower*

Kadar uap air dalam udara,  $Y'$  = 0,018 kg/kgudara

Ukuran Cooling tower :

Luas penampang = 6,7349 m<sup>2</sup>

Diameter = 2,5952 m

Tinggi = 9,144 m

Daya penggerak :

Fan = 0,441 Hp/m<sup>2</sup>

Motor standar = 35 Hp

Jumlah = 1 unit





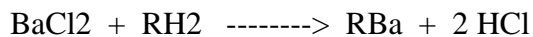
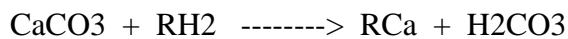
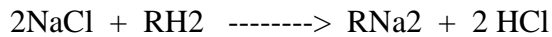
## Kation Exchanger (KE - 01)

Tugas : Mengikat ion - ion positif yang ada dalam air lunak

Alat : Silinder tegak yang berisi tumpukan butir – butir resin penukar ion

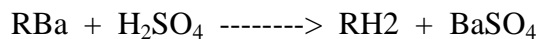
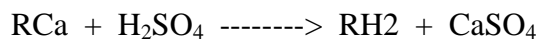
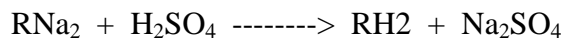
Resin : jenis C - 300 dengan notasi RH2

Reaksi



Apabila resin sudah jenuh pencucian dilakukan dengan menggunakan larutan  $\text{H}_2\text{SO}_4$

2%. Reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi adalah :



Kebutuhan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  untuk regenerasi dapat diperkirakan sebagai berikut :

Kesadahan terikat resin = 65 ppm . Q

$$= 65 \text{ gmol/l} \cdot 1 \text{ kg}/1000000 \text{ mg} \cdot 96.22 \text{ lt/j}$$

$$= 0,006 \text{ kg/j}$$

$\text{H}_2\text{SO}_4$  yang diperlukan = 0,006 kg/j . BM  $\text{H}_2\text{SO}_4$ /BM  $\text{CaCO}_3$

$$= 0,006 \cdot 98/100$$

$$= 0,006 \text{ kg/j}$$

$$= 48,54 \text{ Kg/th}$$

Debit air = 0,424 gpm

Dari tabel 7 hal 186 (Powell,1954) diketahui kecepatan perluas penampang bed yang biasa dipakai 3 - 10 gpm/ft<sup>2</sup> dipilih kecepatan = 3 gpm/ft<sup>2</sup>

Luas penampang = 0,424 gpm / 3 gpm/ft<sup>2</sup>

$$= 0,141 \text{ ft}^2$$

Dipakai 2 tangki penukar kation yang bekerja bergantian

Diameter (D) =  $\sqrt{(4 \cdot 0,141 / \pi)}$

$$= 0,42 \text{ ft}$$

$$= 0,13 \text{ m}$$

Menentukan tebal resin

Diperkirakan regenerasi dilakukan tiap 168 jam sekali

Kapasitas resin = 2 Kg/cuft resin

Kesadahan terikat = 0,006 kg/jam . 168 jam  
= 1,051 kg

Volume Resin = 1,051 kg / 2 kg/cuft  
= 0,525 cuft

Tinggi bed Resin =  $\frac{4 \cdot 0,525}{\pi \cdot 0,424^2}$   
= 3,720 ft  
= 1,134 m

Jadi dipakai ukuran :

Diameter = 0,129 m

Tinggi = 2,134 m

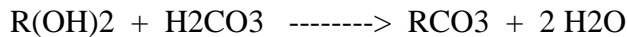
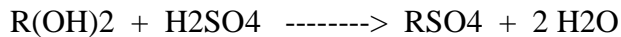
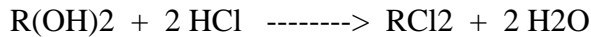
## Anion Exchanger (AE - 01)

Tugas : Mengikat ion - ion negatif yang ada dalam air lunak

Alat : Silinder tegak yang berisi tumpukan butir – butir resin penukar ion

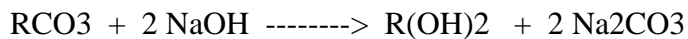
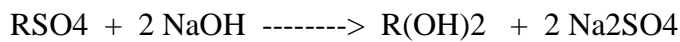
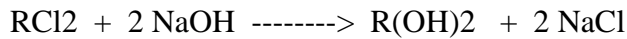
Resin : Jenis C - 500P dengan notasi R(OH)<sub>2</sub>

Reaksi



Apabila resin sudah jenuh dilakukan dengan pencucian menggunakan larutan NaOH 4 %.

Reaksi yang terjadi pada waktu regenerasi adalah :



Kebutuhan NaOH untuk regenerasi dapat diperkirakan sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Kesadahan terikat resin} &= 65 \text{ ppm} \cdot Q \\ &= 65 \text{ gmol/l} \cdot 1 \text{ kg}/1000000 \text{ mg} \cdot 96.22 \text{ lt/j} \\ &= 0,006 \text{ kg/j} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NaOH yang diperlukan} &= 0,006 \text{ kg/j} \cdot \text{BM } H_2SO_4/\text{BM } CaCO_3 \\ &= 0,006 \cdot 2 \cdot 40/100 \\ &= 0,005 \text{ kg/j} \\ &= 39,63 \text{ Kg/th} \end{aligned}$$

$$\text{Debit air} = 0,424 \text{ gpm}$$

Dari tabel 7 hal 186 (Powell,1954) diketahui kecepatan perluas penampang bed yang biasa dipakai 3 - 10 gpm/ft<sup>2</sup>

$$\text{Dipilih kecepatan} = 3 \text{ gpm/ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang} &= 0,424 \text{ gpm} / 3 \text{ gpm/ft}^2 \\ &= 0,141 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Dipakai 2 tangki penukar kation yang bekerja bergantian

$$\begin{aligned} \text{Diameter (D)} &= \sqrt{\frac{4 \cdot 0,141}{\pi}} \\ &= 0,42 \text{ ft} \\ &= 0,13 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tebal resin

Diperkirakan regenerasi dilakukan tiap 168 jam sekali

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas resin} &= 2 \text{ Kg/cuft resin} \\ \text{Kesadahan terikat} &= 0,006 \text{ kg/jam} \cdot 168 \text{ jam} \\ &= 1,051 \text{ kg} \\ \text{Volume Resin} &= 1,051 \text{ kg} / 2 \text{ kg/cuft} \\ &= 0,525 \text{ cuft} \\ \text{Tinggi bed Resin} &= \frac{4 \cdot 0,525}{\pi \cdot 0,424^2} \\ &= 3,720 \text{ ft} \\ &= 1,134 \text{ m}\end{aligned}$$

Jadi dipakai ukuran :

$$\text{Diameter} = 0.129 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 2.134 \text{ m}$$

## Deaerator (D - 01)

Tugas : Melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> dan lain - lain

Alat : Silinder tegak yang berisi bahan isian, dimana air disemprotkan dari atas dan udara panas dialirkan dari bawah secara Countercurrent.

Rasio udara : air = 0,75

Kebutuhan udara panas = 72,1657 Kg/j

Suhu Udara panas = 150,00 °C

Super Facial velocity = 250.000 lb/j ft<sup>2</sup> (ludwig,19...)

Bahan isian :

Type = Rascig Ring

Jenis = Stone ware

Ukuran = 0,25 in

Luas penampang Deaerator

$$\begin{aligned} A_s &= \frac{Kec.Umpan}{G'} \\ &= \frac{96,22}{250,00} \\ &= 0,635 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter (D)} &= \left[ \frac{4 \cdot A_s}{\pi} \right]^{\frac{1}{2}} \\ &= \left[ \frac{4 \cdot 0,635}{\pi} \right]^{\frac{1}{2}} \\ &= 0,90 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas udara} = 0,07793 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

$$\text{Kecepatan Volume udara} = 2041,916 \frac{\text{cuft}}{\text{j}}$$

$$\text{Waktu tinggal udara} = 0,004 \text{ j}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan isian} &= 2041,916 \frac{\text{ft}^3}{\text{j}} \cdot 0,004 \text{ j} \\ &= 8,508 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bahan isian} &= \frac{8,51 \text{ ft}^3}{0,635 \text{ ft}^2} \\ &= 13,40 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dipakai alat dengan ukuran

$$\text{Diameter} = 0,274 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = 4,083 \text{ m}$$

## Tangki Air Umpan Boiler (TU - 07)

Tugas : Menampung air Umpan Boiler sebagai air pembuat steam didalam Boiler dengan waktu tinggal 24 jam.

Ditambahkan bahan - bahan ke dalam tangki yang dapat mencegah terjadinya korosi dan kerak pada boiler yaitu :

### 1. Hidrazin (N<sub>2</sub>H<sub>4</sub>)

Fungsi : Untuk menghilangkan sisa - sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi pada Boiler.

Kadar : 5 ppm

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan Hidrazin} &= 5 \text{ mg/l} \times 96,221 \text{ lt/j} \times 1 \text{ kg} / 1000000 \text{ mg} \\ &= 0,000481 \text{ kg/j} \\ &= 3,8104 \text{ Kg/th}\end{aligned}$$

### 2. NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub>

Fungsi : Untuk mencegah timbulnya Kerak di boiler dengan kadar 12 - 17 ppm

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan} &= 15 \text{ mg/l} \times 96,221 \text{ lt/j} \times 1 \text{ kg} / 1000000 \text{ mg} \\ &= 0,001443 \text{ kg/j} \\ &= 11,43106 \text{ kg/th}\end{aligned}$$

Type Alat : Tangki silinder vertikal

Perhitungan dimensi Alat:

Kapasitas untuk waktu tinggal = 12 jam

$$\begin{aligned}W &= W_a \times 12 \text{ jam} \\ &= 962,21 \times 12 \text{ hr} \\ &= 11546,52 \text{ kg}\end{aligned}$$

Densitas cairan = 1,002

$$\begin{aligned}\text{Volume Cairan} &= \frac{W}{\rho_{hol}} \\ &= \frac{11546,52}{1,002} \\ &= 11523,474 \text{ lt} \\ &= 11,523 \text{ cub . m}\end{aligned}$$

Over design 20 %

Volume Tangki (Vt) = 13,828 cub . m

$$= \frac{\pi \cdot D^2 \cdot \left(\frac{h}{d}\right) \cdot D}{4}$$

Atau :

$$\begin{aligned}\text{Diameter (D)} &= \left[ \frac{4 \cdot V_t}{\pi \cdot h} \right]^{\frac{1}{3}} \\ &= \left[ \frac{4 \cdot 13,828}{\pi \cdot 1} \right]^{\frac{1}{3}} \\ &= 2,602 \text{ m}\end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}\text{Tinggi (H)} &= \left( \frac{h}{d} \right) \cdot D \text{ m} \\ &= 1,00 \cdot 2,60 \\ &= 2,602 \text{ m}\end{aligned}$$

Maka ukuran Tangki :

$$\text{Diameter (D)} = 2,6 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi (H)} = 2,6 \text{ m}$$

## Boiler (BLU - 01)

Tugas : Membangkitkan steam jenuh tekanan 45 psia pada suhu 275 °F sebanyak 962.210 kg/j.

Alat : Ketel uap jenis Water Tube boiler dengan bahan bakar fuel oil dilengkapi dengan drum separator dengan 25 % condensat direcycle.

Perkiraan kebutuhan bahan Bakar :

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

$$H_{fg} \text{ air} = 928.4 \text{ Btu/lb}$$

Panas yang dibutuhkan untuk membangkitkan steam :

$$\begin{aligned} Q_s &= 962,210 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \cdot 2,205 \frac{\text{lb}}{\text{kg}} \cdot 1 \frac{\text{Btu}}{\text{lb } ^\circ\text{F}} \cdot (275,0 - 86) ^\circ\text{F} \\ &= 400996,188 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_v &= 962,210 \cdot 928 \\ &= 893315,813 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_t &= 400996,188 + 893315,813 \text{ Btu} \\ &= 1294312,000 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

Bila efisiensi pembakaran = 70 %

maka

Panas yang harus diberikan :

$$\begin{aligned} Q_n &= 400996,188 \text{ Btu/j} / 0.7 \\ &= 1849017,125 \text{ Btu/j} \end{aligned}$$

Kebutuhan Bahan Bakar :

Digunakan bahan bakar Fuel Oil dengan Heating Value = 131000 Btu/gal

fig. 9 - 4 Perry, 1958

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Bahan Bakar} &= 1849017.125 \text{ Btu/j} / 131000 \text{ Btu/gal} \\ &= 14.11 \text{ Gal/jam} \\ &= 53.42 \text{ lt/jam} \end{aligned}$$

Densitas Fuel Oil = 0.950 kg/lt



$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan Bahan Bakar} &= 53.42 \text{ lt/jam} \times 0.950 \text{ kg/lt} \\ &= 50.75 \text{ kg/j} \\ &= 401961.38 \text{ kg/th}\end{aligned}$$

Kebutuhan Udara :

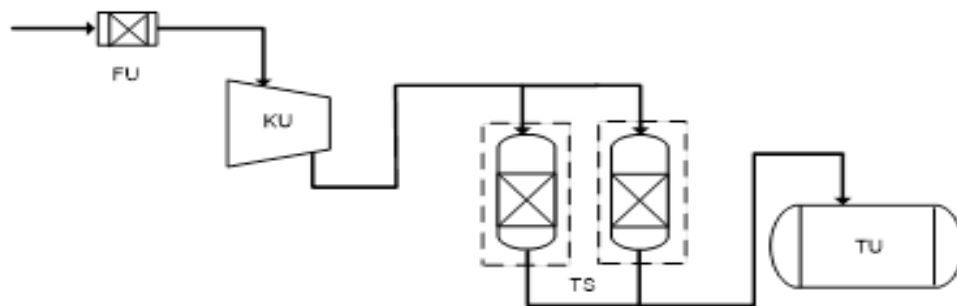
Udara yang diperlukan 25 % berlebih  
( setara dengan 17.4 kg udara /kg bahan bakar )

$$\begin{aligned}\text{kebutuhan udara} &= 17.4 \text{ kg udara /kg bahan bakar} \times 50.75 \text{ kg/j} \\ &= 883 \text{ kg/j}\end{aligned}$$

## UNIT PENYEDIA UDARA TEKAN

Dalam Pra Rancangan Pabrik Cyclohexane, udara tekan dibutuhkan untuk menggerakkan instrument-instrument pengendali. Udara tekan yang diperlukan didistribusikan pada tekanan 4-8 atm serta dalam kondisi kering dan bersih (Kern, hal 768). Dalam pabrik terdapat  $\pm 11$  buah alat kontrol yang memerlukan udara tekan untuk menggerakannya. Diperkirakan setiap alat kontrol memerlukan  $5 \text{ m}^3/\text{jam}$  udara tekan, sehingga kebutuhan udara tekan pada pabrik diperkirakan mencapai  $55 \text{ m}^3/\text{jam}$ . Untuk faktor keamanan diambil *safety factor* sebesar 20%, maka udara tekan yang harus disediakan adalah  $66 \text{ m}^3/\text{jam}$  (Jack Broughton, Process Utility System hal.42).

Alat-alat yang ada di unit penyedia udara tekan meliputi:



Gambar 3.4. unit penyedia udara tekan

Keterangan:

FU = Filter udara

KU = Kompresor udara

TS = Tangki silika

TU = Tangki udara tekan

Uraian proses :

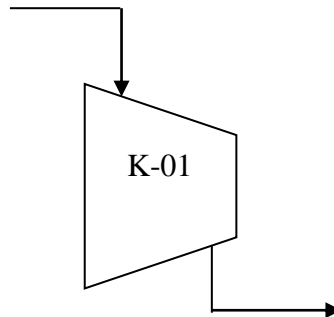
Udara lingkungan diambil dan dilewatkan pada filter udara (FU) untuk menyaring debu-debu yang ikut terbawa didalam udara. Udara bersih ditekan dengan menggunakan kompresor (KU) untuk menaikkan tekanannya menjadi 4 atm. Udara keluar dari kompresor kemudian dilewatkan pada tangki silika (TS) untuk diserap uap airnya sehingga menjadi udara kering yang nantinya akan disimpan dalam tangki udara tekan (TU) selanjutnya udara kering tersebut dialirkan pada alat kontrol yang memerlukannya.

## 1. Kompresor (K-01)

Tugas : Menekan udara sebanyak  $66 \text{ m}^3/\text{jam}$  dari 1 atm sampai 4 atm

Jenis alat : Kompresor sentrifugal

Sketsa alat :



Data:

Suhu =  $30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$

$P_1 = 1 \text{ atm} = 1,01325 \text{ bar}$

$P_2 = 4 \text{ atm} = 4,053 \text{ bar}$

$\gamma = 1,4$

$Q = 66 \text{ m}^3/\text{jam}$

$R = 0,0814 \text{ m}^3 \cdot \text{bar}/\text{kmol} \cdot \text{K}$

Kapasitas kompresor

Jumlah instrumen pengendali yang memerlukan udara tekan = 11 buah

Asumsi: setiap instrumen pengendali membutuhkan udara tekan sebesar  $5 \text{ m}^3/\text{jam}$  dengan angka keamanan sebesar 20%

Kapasitas kompresor =  $11 \times 5 \text{ m}^3/\text{jam} \times 120\% = 66 \text{ m}^3/\text{jam}$

Kecepatan molar udara :

$P \cdot V = n \cdot R \cdot T$

$$n = \frac{P \cdot V}{R \cdot T} = \frac{1,01325 \text{ bar} \times 66 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}}{0,0814 \frac{\text{m}^3 \cdot \text{bar}}{\text{kgmol} \cdot \text{K}} \times 303 \text{ K}} = 2,7114 \text{ kmol/jam}$$

Jumlah stage

Rasio kompresi/stage berkisar antara 6, 1 sampai 7 ( Ludwig, E.E., Applied Process Design for Chemical and Petro chemical plants, ed III, volume 3, 2001

Dirancang Rasio kompresi = 4

maka jumlah stage = 1

Daya Penggerak

Power kompresor :

$$\begin{aligned} \text{Power} &= \frac{n \cdot R \cdot T \cdot n_{\text{stage}} \cdot \gamma}{\gamma - 1} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma - 1}{\gamma}} - 1 \right] \\ &= \frac{2,7114 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 8,314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol.K}} \times 303 \text{ K} \cdot 1 \times 1,4}{1,4 - 1} \left[ \left( \frac{4}{1} \right)^{\frac{1,4 - 1}{1,4}} - 1 \right] \\ &= 11618,37663 \text{ kJ/jam} \\ &= 3,2273 \text{ kJ/s} \\ &= 3,2273 \text{ Kw} \end{aligned}$$

Motor Penggerak

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= 3,2273 \text{ kW} \times \frac{1,34102209 \text{ Hp}}{\text{kW}} \\ &= 4,3278 \text{ Hp} \end{aligned}$$

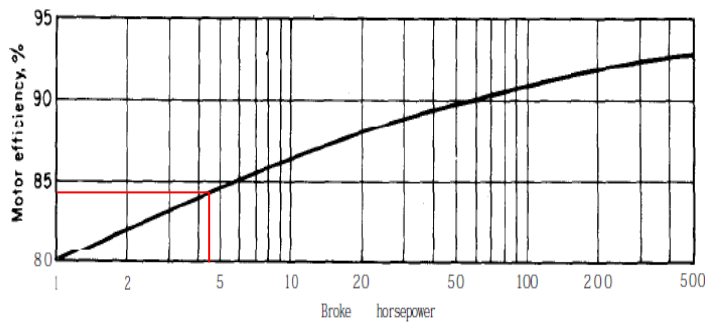


FIGURE 1438  
Efficiencies of three-phase motors.

Dari fig 13-38 Peters, diperoleh efisiensi motor = 83 % maka :

$$\begin{aligned} \text{Power} &= \frac{4,327 \text{ Hp}}{83\%} \\ &= 5,2132 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Maka digunakan motor standart dengan power 6 Hp.

Suhu keluar

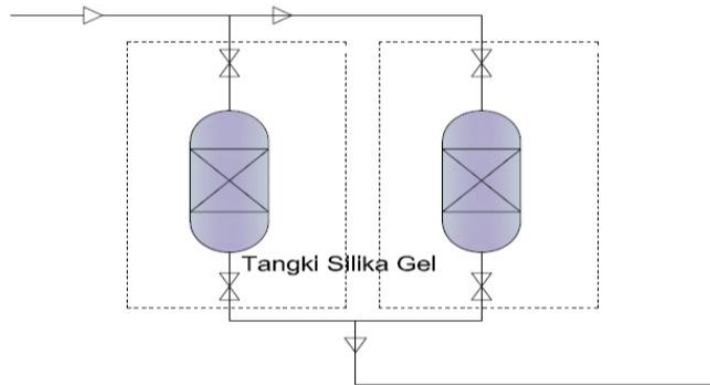
$$\begin{aligned} T_2 &= T_1 (\text{Rasio})^{(\gamma - 1)/\gamma} \\ &= 303 \text{ K} \times 1,48599 = 450,2562 \text{ K} \end{aligned}$$

## 2. Tangki Silika

Tugas : Menyerap uap air yang terbawa oleh udara tekan.

Jenis alat : tangki silinder vertikal dengan bahan isian silika.

Sketsa alat :



Data :

Suhu udara masuk =  $30^{\circ}\text{C} = 303\text{ K}$

Kelembaban relatif udara =  $0,018\text{ kg H}_2\text{O/kg udara kering}$

(Humidity chart, Treyball, R.E., 1984, p.232)

BM udara =  $28,8\text{ kg/kgmol}$

Kemampuan penyerapan silika yaitu  $0,35 - 0,5\text{ kg H}_2\text{O/kg silika}$ .

Langkah perhitungan:

1. Massa air yang diserap
2. Massa Silika gel
3. Ukuran tangki

1. Massa  $\text{H}_2\text{O}$  yang diserap:

Dirancang tangki silika dapat bekerja selama 7 hari sebelum regenerasi.

$$\begin{aligned}\text{Massa H}_2\text{O} &= 2,7114 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 28,8 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \times 0,018 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg udara kering}} \\ &= 1,40 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa H}_2\text{O yang harus diserap} &= 1,40 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 7 \text{ hari} \\ &= 235,2 \text{ kg}\end{aligned}$$

2. Massa Silika gel:

Dengan kemampuan silika menyerap air sebanyak 0,5 kg H<sub>2</sub>O/kg silika

$$\begin{aligned} \text{Massa silika} &= \frac{\text{massa H}_2\text{O}}{\text{kemampuan silika}} \\ &= \frac{235,2 \text{ kg air}}{0,5 \frac{\text{kg air}}{\text{kg silika}}} \\ &= 470,4 \text{ kg} \end{aligned}$$

3. Ukuran tangki:

Rapat massa silika gel : 1200 kg/m<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} \text{Volume silika} &= \frac{\text{massa silika}}{\rho \text{ silika}} \\ &= \frac{470,4 \text{ kg}}{1200 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,392 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang angka keamanan 20%

$$V_t = 120\% \times 0,392 \text{ m}^3 = 0,4704 \text{ m}^3$$

Menentukan ukuran tangki :

Tangki ukuran kecil sehingga dirancang diameter tangki = tinggi tangki

$$V_t = \frac{\pi D^2 H}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi D^2 D}{4}$$

$$D^3 = \left( \frac{4 V_t}{\pi} \right)$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 0,4704 \text{ m}^3}{\pi}}$$

$$D = 0,843 \text{ m}$$

$$H = D = 0,843 \text{ m}$$

Bahan konstruksi : baja karbon

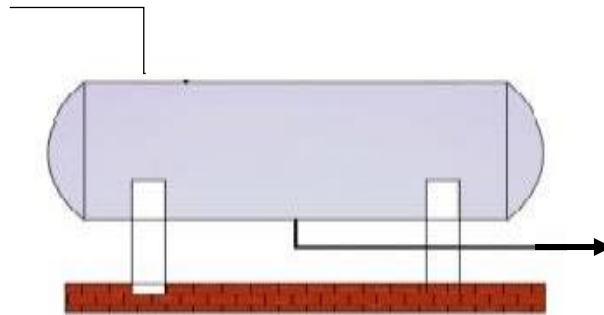
Jumlah : 2

### 3. Tangki udara tekan

Tugas : Menampung udara tekan selama 120 menit.

Jenis alat : Tangki silinder horizontal.

Sketsa alat :



Data :

Kecepatan udara masuk = 2,7114 kmol/jam

Tekanan = 4,053 bar

Mol udara yang menempati tangki = 2,7114 kmol/jam x 2 jam = 5,4228 kmol

$$\begin{aligned} \text{Volume udara dalam tangki} &= \frac{5,4228 \text{ kmol} \times 0,08314 \frac{\text{m}^3 \text{ bar}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \times 303 \text{ K}}{4,053 \text{ bar}} \\ &= 33,7054 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume tangki :

Dirancang angka keamanan 20%

$$\begin{aligned} V_t &= \text{volume udara} \times 120\% \\ &= 33,7054 \text{ m}^3 \times 120\% \\ &= 40,44648 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menentukan ukuran tangki :

Rasio panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5.

(Wallas, S.M., 1988, "Chemical Process Equipment Selection and Design", Rule of Thumbs, halaman XVIII, bagian *Vessels*)

Dirancang rasio = 3

$$L = 3 D$$

$$V_t = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot L = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot 3 D$$

$$D = \left( \frac{4 V t}{3 \pi} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D = \left( \frac{4 \times 40,44648 \text{ m}^3}{3 \pi} \right)^{\frac{1}{3}} = 2,5800 \text{ m}$$

Digunakan diameter (D) = 2,6 m

Panjang tangki (L) = 3 x D  
= 3 x 2,6 m = 7,8 m



## RINGKASAN KOMPRESSOR (K-01)

Tugas : Menekan udara sebanyak  $66 \text{ m}^3/\text{jam}$  dari tekanan udara dari tekanan 1 atm menjadi 4 atm

Jenis alat : Kompresor Sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Jumlah stage : 1

Kapasitas kompresor :  $66 \text{ m}^3/\text{jam}$

Bahan konstruksi : *carbonl steel*

## RINGKASAN TANGKI SILIKA

Tugas	: Menyerap uap air yang terbawa oleh udara tekan
Jenis alat	: Tangki silinder vertikal
Jumlah	: 2 unit
Massa silika	: 470,4 kg/minggu
Tinggi	: 0,843 m
Diameter	: 0,843 m
Volume tangki	: 0,4704 m <sup>3</sup>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel</i>

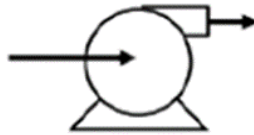
## RINGKASAN TANGKI UDARA TEKAN

Tugas	: Menampung/Menyimpan udara tekan selama 2 jam
Jenis alat	: Tangki silinder horizontal
Jumlah	: 1 unit
Panjang	: 7,8 m
Diameter	: 2,6 m
Volume Udara tekan	: 33,7054 m <sup>3</sup>
Volume tangki	: 40,44648 m <sup>3</sup>
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel</i>

## POMPA UTILITAS 01 (PU-01)

Tugas : mengalirkan air dari bak penampung air bersih (BU – 01) menuju proses demineralisasi, tangki penampung kebutuhan air rumah tangga dan kantor (TU-02) dan air pendingin.

Jenis : *centrifugal pump*



### 1. Data umpan masuk

Umpan masuk pada suhu = 30°C = 303 K

Bahan yang dipompa :

komponen	BM	Massa (kg/jam)	Fraksi massa
H <sub>2</sub> O	18	3969,468	1,00
Total		3969,468	1,00

Viskositas fase cair

$$\log_{10} n_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Diperoleh dari Chapter 22, Yaws

Dimana :

$n_{liq}$  : viskositas fase cair (cp)

T : suhu (K)

A, B, C, D : konstanta

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1,7925E+03	1,7730E-02	-1,2631E-05

$$\begin{aligned} \text{Viskositas} &= 0,817696 \text{ cp} \\ &= 0,000817696 \text{ kg/m s} \\ &= 2,94371 \text{ kg/m jam} \end{aligned}$$

Rapat massa (densitas) fase cair

$$\rho = A B^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Diperoleh dari Chapter 8, Yaws

Dimana :

$\rho$  : densitas (g/ml)

T : suhu (K)

T<sub>c</sub> : suhu kritis (K)

A, B dan n : konstanta

Komponen	A	B	n	Tc
H <sub>2</sub> O	0,34710	0,27400	0,28571	647,13

$$\begin{aligned} \text{Densitas} &= 1023,013 \text{ kg/m}^3 \\ &= 63,8665 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

## 2. Kapasitas pompa

$$\text{massa, } m = 3969,468 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} = 1,10263 \text{ kg/s}$$

Kecepatan volume cairan

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{1,10263 \text{ kg/s}}{1023,013 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,00107 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,03778 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Untuk menghitung Head pompa dibutuhkan penentuan titik pepompaan, sebagai berikut :

Titik 1 *suction*

Tekanan *suction head*, P<sub>1</sub> : 1 atm = 1,0133 bar

Tinggi *suction head*, z<sub>1</sub> : 1 m

Kecepatan linear, v<sub>1</sub> : ~ 0 m/s (kecepatan penurunan permukaan cairan)

Titik 2 *discharge*

Tekanan *discharge head*, P<sub>2</sub> : 1 atm = 1,0133 bar

Tinggi *discharge head*, z<sub>2</sub> : 4 m

## 3. Diameter pipa

Ukuran diameter pipa optimum didapat dari persamaan :

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ D_{opt} &= 3,9 \cdot (0,03778 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \cdot (63,8665 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 1,5329 \text{ in} \end{aligned}$$

(Peters and Timmerhaus, 2003 “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, 4<sup>th</sup> ed, halaman 496)

Keterangan :

D<sub>opt</sub> = diameter pipa optimum (in)

Q = Kecepatan volume fluida (ft<sup>3</sup>/s)

ρ = Rapat massa fluida (lb/ft<sup>3</sup>)

Dipilih ukuran standard dari Appendix K item 2 hal 387 Brownell

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/4	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1 1/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1 1/2	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 3/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2 1/2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
3	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
4	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
6	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.828	11.5		1.002	15.0
8	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
10	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
12	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.0		2.55	54.8
14	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
16	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
18	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
20	18.0	20‡	17.25	234	4.712	4.52	72.7
22	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
24	22.0	20‡	21.25	355	5.747	5.56	84.0
	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

\* Commonly known as standard.  
 † Commonly known as extra heavy.  
 ‡ Approximately.

IPS = 1,5

Schedule No. = 80

Diameter luar (OD) = 1,90 in = 0,04826 m

Diameter dalam (ID) = 1,500 in = 0,0381 m

Luas penampang (at) = 0,01222 ft<sup>2</sup> = 0,001135 m<sup>2</sup>

4. Head pompa  
 a. Pemilihan bahan konstruksi

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.007	2.0	± 50
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	± 50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	± 60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	± 60
	Rough	0.007	2.0	± 50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	± 60
Wood	Stave	0.0016	0.5	± 40

Dipilih jenis baja stainless

Dimana nilai kekasaran (ε) = 0,000007 ft  
 = 0,000007 ft x 0,3048 m/ft  
 = 0,0000021336 m  
 (White, "Fluid Mechanics", 5<sup>th</sup> ed, halaman 349)

Kekasaran relatif (e<sub>r</sub>)

$$e_r = \frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0,0000021336 \text{ m}}{0,0381 \text{ m}} = 0,000056$$

- b. Kecepatan linier (v<sub>2</sub>)

$$A_p = (3,14 \times 0,0381^2) / 4 = 0,00113 \text{ m}^2$$

$$V = \frac{Q}{A_p} = \frac{0,00107 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00113 \text{ m}^2} = 0,9469 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

- c. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho \cdot ID \cdot v}{\mu}$$

$$= \frac{1023,013 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,0381 \text{ m} \cdot 0,9469 \text{ m/s}}{0,000817696 \text{ kg/m s}}$$

$$= 45135,51182$$

Keterangan :

ID : Diameter dalam (m)

Re : Bilangan Reynold

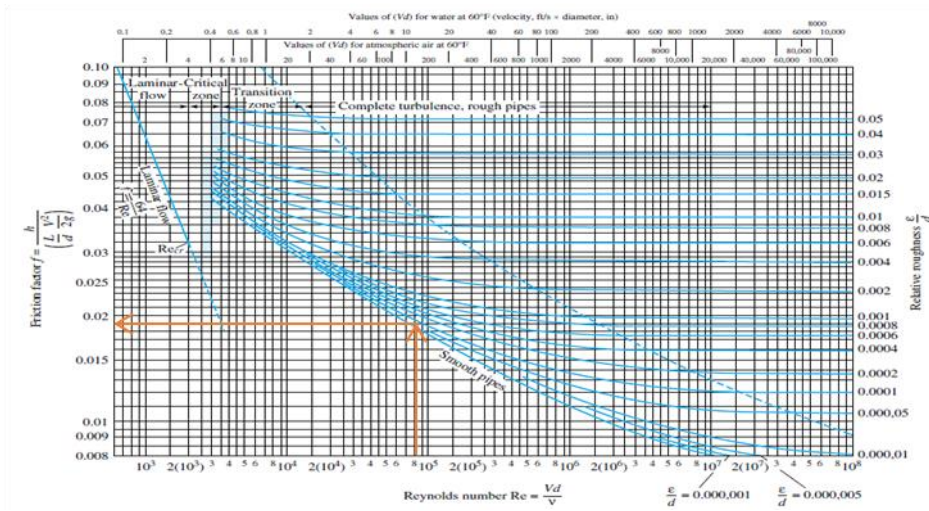
v : Kecepatan linear fluida (m/s)

μ : Viskositas fluida (kg/m s)

ρ : Rapat massa fluida (kg/m<sup>3</sup>)

d. Faktor friksi

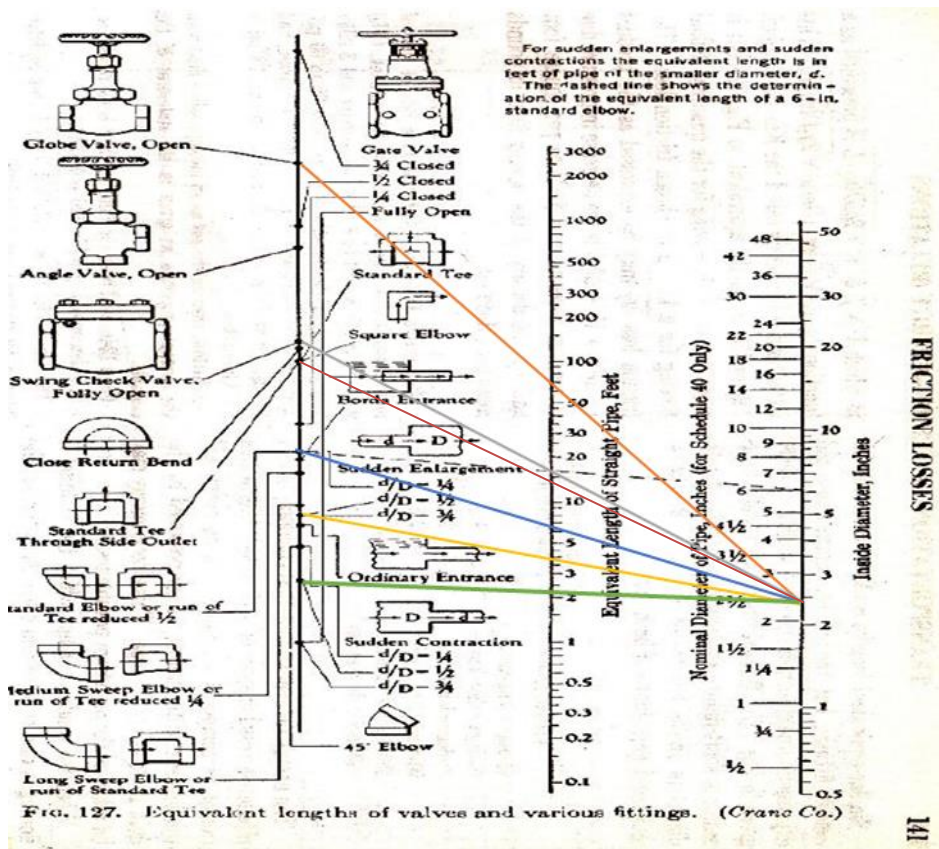
Menggunakan diagram Moody Fig. 6.13 (White, "Fluid Mechanics" halaman 370) didapatkan faktor friksi (f) yaitu 0,021



5. Rencana pemipaan

Panjang pipa lurus (L) dibuat sepanjang 10 m

Penentuan panjang Ekuivalen ( $L_e$ ) didapat dari Brown fig.127 sebagai berikut :





Equivalent length	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma le$ (ft)	$\Sigma le$ (m)
sudden enlargement	2,2	1	2,2	0,67056
sudden contraction	1,5	1	1,5	0,4572
check valve	10	1	10	3,048
globe valve, open	45	1	45	13,716
standard elbow	4	1	4	1,2192
standard tee	8	3	24	7,3152
Total				26,42616

Maka :

$$L + \Sigma Le = 10 \text{ m} + 26,42616 \text{ m} = 36,42616 \text{ m}$$

6. Penentuan head pompa karena faktor friksi

Head pompa karena faktor friksi dapat dihitung dengan pers. *Darcy Weisbach* yaitu :

$$\begin{aligned}
 hf &= f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{v^2}{2g} \\
 &= 0,021 \cdot \frac{36,42616 \text{ m}}{0,0381 \text{ m}} \cdot \frac{(0,9469 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 0,9184 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dimana :

hf = Head karena faktor friksi

f = fraktor friksi

L = panjang pipa (m)

ID = diameter dalam pipa (m)

v = kecepatan linier fluida (m/s)

g = gaya gravitasi (32,1 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,8 m/s<sup>2</sup>)

(Karrasik, J.I *Pump Handbook* 2001, page 8.34)

7. Head pompa

Head pompa dapat dihitung dengan persamaan Bernoulli sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 H &= hf + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{v^2}{2g} + z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{v^2}{2g} + z \right)_1 \\
 &= 0,9184 \text{ m} + \left( \frac{1,0133 \text{ bar}}{1023,013 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + \frac{(0,9469 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + 4 \right)_2 \\
 &\quad - \left( \frac{1,0133 \text{ bar}}{1023,013 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + \frac{(0 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + 1 \right)_1 \\
 &= 3,9667 \text{ m}
 \end{aligned}$$

(White, "Fluid Mechanics" halaman 715)

8. Kecepatan spesifik

Penentuan kecepatan spesifik didapat dari Buku Pump Handbook 3<sup>rd</sup> ed., 2001 by Karrasik, J.I page 1.5 yaitu sebagai berikut :

$$N_s = \frac{N \sqrt{\frac{Q_L}{suction}}}{g \cdot \left(\frac{H}{stage}\right)^{0,75}} \times 2733$$

Dimana :

Ns : kecepatan spesifik (antara 0,1-1 rad)

N : kecepatan putar (rad/s)

QL : laju alir pompa (m<sup>3</sup>/s)

g : gaya gravitasi (32,1 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,8 m/s<sup>2</sup>)

suction: jumlah suction

stage : jumlah stage

H : Head pompa (m)

menentukan kecepatan putar

penentuan kecepatan putar didapat dari buku *Design for Chemical and Petrochemical Plant* by Ludwig. E. E Vol 3 3<sup>rd</sup> ed., Tab. 14.2 page 624 yaitu :

Table 14-2  
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50 Rpm	60 Rpm	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} practical as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Dipilih kecepatan putar sebesar 1500 rpm

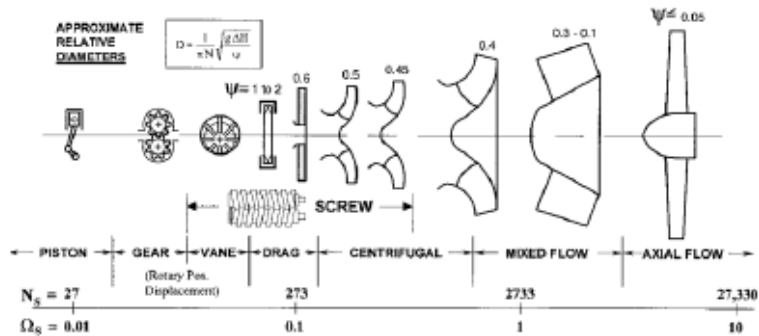
Faktor slip berkisar 5-13% dipilih faktor slip 5%

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan putar (N)} &= 1500 \text{ rpm} \times 95\% \\ &= 1425 \text{ rpm} \\ &= 149,15 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka kecepatan spesifik (Ns) adalah :

$$N_s = \frac{149,15 \text{ rad/s} \sqrt{\frac{0,00107 \text{ m}^3/\text{s}}{1}}}{9,8 \text{ m/s}^2 \cdot \left(\frac{3,9667 \text{ m}}{1}\right)^{0,75}} \times 2733 = 343,0041 \text{ rpm}$$



Nilai  $N_s$  harus  $0,1 < N_s < 1$ , jika tidak bernilai tersebut maka perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa, stage pada pompa yang dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada didalam pompa.

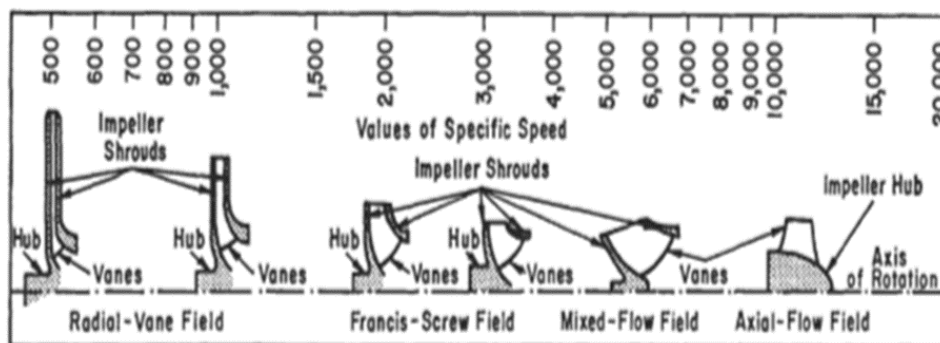


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17]. *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Berdasarkan *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant* halaman 194 dengan *Specific speed* 343,0041 rpm maka dipakai jenis pompa sentrifugal dengan tipe **Radial-Vane Field**.

#### 9. Net Positive Suction Head (NPSH)

##### a. Net Positive Suction Head yang tersedia (NPSH<sub>A</sub>)

Penentuan *Net Positive Suction Head* (NPSH) didapat dari buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant* pers. 3.15, halaman 190 yaitu sebagai berikut :

$$NPSH = S + (P_a - P_{vp}) \frac{1}{\gamma} - hsl$$

Dimana :

- NPSH<sub>A</sub> : NPSH yang tersedia  
 P<sub>a</sub> : tekanan operasi  
 P<sub>vp</sub> : tekanan uap murni  
 S : suction head (z1)  
 hsl : kerugian *head* didalam pipa hisap / *friction loss* (m)

Menentukan Head karena faktor friksi pada titik 1 daerah hisap (hsl)

- Panjang pipa lurus

Panjang pipa lurus pada daerah hisap adalah 4 m

- Panjang Ekuivalen

Perihal	Le (ft)	Jumlah	Σle (ft)	Σle (m)
sudden contraction	1,5	1	1,5	0,4572
globe valve, open	45	1	45	13,716
standard elbow	4	1	4	1,2192
Total				15,3924

$$L + \Sigma Le = 4 \text{ m} + 15,3924 \text{ m} = 19,3924 \text{ m}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 hsl &= f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{v^2}{2g} \\
 &= 0,021 \cdot \frac{19,3924 \text{ m}}{0,0381 \text{ m}} \cdot \frac{(0,9469 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 0,5163 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- b. Menentukan tekanan uap fluida

$$P_{uap} = \Sigma y_i \cdot P_{uap\ i}$$

Dimana :

- P<sub>uap</sub> : tekanan uap fluida yang dipompa (bar)  
 y<sub>i</sub> : fraksi mol komponen  
 P<sub>uap i</sub> : tekanan uap masing-masing komponen (bar)

Tekanan uap masing-masing komponen didapat dengan menggunakan persamaan Antoine.

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

Diperoleh dari Chapter 7, Yaws

Dimana :

- P : tekanan (mmHg)  
 T : suhu (K)  
 A, B, C, D, E : konstanta

komponen	A	B	C	D	E
----------	---	---	---	---	---

H <sub>2</sub> O	29,8605	-3,1522E+03	-7,3037E+00	2,4247E-09	1,8090E-06
------------------	---------	-------------	-------------	------------	------------

komponen	BM	Kmol	yi	P uap	yi . P°
H <sub>2</sub> O	18	651,2243	1	0,0421	0,0421
Total		651,2243	1		0,0421

$$P_{\text{uap}} = 0,0421$$

Maka :

$$NPSH = 1 \text{ m} + \frac{(1,0133 - 0,0421) \text{ bar} \times \frac{10^5 \text{ N}}{\text{bar}}}{1023,013 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - 0,3752 \text{ m} = 0,6249 \text{ m}$$

NPSH terhitung positif maka tidak terjadi kavitasi

- c. Menghitung NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3} \\ &= \left(\frac{1500 \text{ rpm}}{1200}\right)^{4/5} \times \left(0,00107 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right)^{2/3} \\ &= 0,0125 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diperoleh NPSH yang tersedia (0,6249 m) NPSH yang diperlukan (0,0125 m) maka pompa dapat bekerja tanpa mengalami kavitasi.

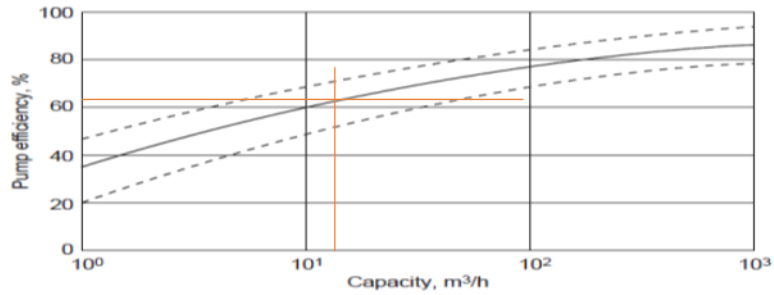
#### 10. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{\eta}$$

(Persama 3-6 Ludwig vol 1, hal 130)

Dimana :

- H : Head pompa (m)
- Q : kapasitas pompa (ft<sup>3</sup>/s)
- BHP : Daya penggerak poros (Hp)
- η : efisiensi pompa
- ρ : rapat massa (lb/ft<sup>3</sup>)



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 10.63 Towler and Sinnott, 2008, “*Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design*”, halaman 625.

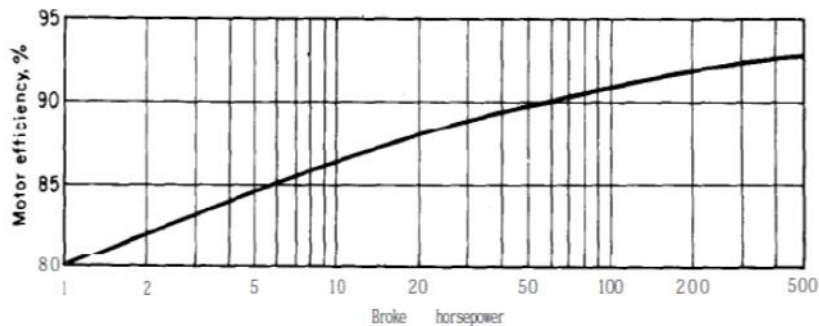
Untuk kapasitas,  $Q_1 = 0,00107 \text{ m}^3/\text{s} \times (3600 \text{ s/jam}) = 3,852 \text{ m}^3/\text{jam}$

Diperoleh eff = 48 %

Maka :

$$\begin{aligned}
 BHP &= \frac{0,0377 \frac{ft^3}{s} \cdot 13,0141 ft \cdot 63,8665 \frac{lb}{ft^3}}{48\%} \\
 &= 65,2810 lb \cdot ft/s \\
 &= 0,118693 Hp
 \end{aligned}$$

Menentukan motor standar



**FIGURE 1438**  
Efficiencies of three-phase motors.

Efisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 Peters and Timmerhaus, 1991, “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, ed. IV, halaman 521 yaitu sebesar 80%.

Maka :

$$\text{Daya} = \frac{BHP}{\eta_{motor}} = \frac{0,1187 Hp}{80\%} = 0,1483 Hp$$

Dipilih daya motor standar sebesar 0,5 Hp.

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1\frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7\frac{1}{2}$ , 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

(Ludwig, 2001, “*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*”, ed. III., vol III, halaman 628).

## KESIMPULAN POMPA UTILITAS 01 (PU – 01)

Tugas : mengalirkan air dari bak penampung air bersih (BU – 01) menuju proses demineralisasi, tangki penampung kebutuhan air rumah tangga dan kantor (TU-02) dan air pendingin.

Jenis : *centrifugal pump*

### Pemilihan Pipa :

IPS = 2,5  
*Schedule No.* = 40  
Diameter luar (OD) = 2,88 in = 0,07315 m  
Diameter dalam (ID) = 2,469 in = 0,06271 m  
Luas penampang (at) = 0,03326 ft<sup>2</sup> = 0,00309 m<sup>2</sup>

### Ringkasan Perhitungan :

Laju alir = 11722,0368 kg/jam  
Head pompa = 3,8275 m  
Kecepatan spesifik = 89,7165 rad/s  
NPSH<sub>A</sub> = 0,6249 m  
NPSH<sub>R</sub> = 0,0259 m

### Putaran Pompa :

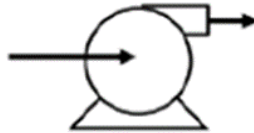
Kecepatan putar = 1500 rpm  
Efisiensi motor = 80%  
Motor standard = 0,5 Hp



## POMPA UTILITAS 02 (PU-02)

Tugas : mengalirkan air dari bak cooling tower (CT) menuju system pendinginan proses dengan kecepatan = 28666,613 kg/j

Jenis : *centrifugal pump*



### 1. Data umpan masuk

Umpan masuk pada suhu = 30°C = 303 K

Bahan yang dipompa :

komponen	BM	Massa (kg/jam)	Fraksi massa
H <sub>2</sub> O	18	28666,613	1,00
Total		28666,613	1,00

Viskositas fase cair

$$\log_{10} n_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Diperoleh dari Chapter 22, Yaws

Dimana :

$n_{liq}$  : viskositas fase cair (cp)

T : suhu (K)

A, B, C, D : konstanta

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1,7925E+03	1,7730E-02	-1,2631E-05

$$\begin{aligned} \text{Viskositas} &= 0,817696 \text{ cp} \\ &= 0,000817696 \text{ kg/m s} \\ &= 2,94371 \text{ kg/m jam} \end{aligned}$$

Rapat massa (densitas) fase cair

$$\rho = A B^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Diperoleh dari Chapter 8, Yaws

Dimana :

$\rho$  : densitas (g/ml)

T : suhu (K)

T<sub>c</sub> : suhu kritis (K)

A, B dan n : konstanta

Komponen	A	B	n	Tc
H <sub>2</sub> O	0,34710	0,27400	0,28571	647,13

$$\begin{aligned} \text{Densitas} &= 1023,013 \text{ kg/m}^3 \\ &= 63,8665 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

## 2. Kapasitas pompa

$$\text{massa, } m = 28666,613 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} = 7,9629 \text{ kg/s}$$

Kecepatan volume cairan

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{7,9629 \text{ kg/s}}{1023,013 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,00778 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,27475 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Untuk menghitung Head pompa dibutuhkan penentuan titik pepompaan, sebagai berikut :

Titik 1 *suction*

Tekanan *suction head*, P<sub>1</sub> : 1 atm = 1,0133 bar

Tinggi *suction head*, z<sub>1</sub> : 1 m

Kecepatan linear, v<sub>1</sub> : ~ 0 m/s (kecepatan penurunan permukaan cairan)

Titik 2 *discharge*

Tekanan *discharge head*, P<sub>2</sub> : 1 atm = 1,0133 bar

Tinggi *discharge head*, z<sub>2</sub> : 4 m

## 3. Diameter pipa

Ukuran diameter pipa optimum didapat dari persamaan :

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ D_{opt} &= 3,9 \cdot (0,27475 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \cdot (63,8665 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 3,7434 \text{ in} \end{aligned}$$

(Peters and Timmerhaus, 2003 “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, 4<sup>th</sup> ed, halaman 496)

Keterangan :

D<sub>opt</sub> = diameter pipa optimum (in)

Q = Kecepatan volume fluida (ft<sup>3</sup>/s)

ρ = Rapat massa fluida (lb/ft<sup>3</sup>)

Dipilih ukuran standard dari Appendix K item 2 hal 387 Brownell

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/4	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1 1/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1 1/2	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.857	0.718		0.250	2.17
1 3/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2 1/2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
3	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
4	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
6	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.828	11.5		1.002	15.0
8	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
10	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
12	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.0		2.55	54.8
14	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
16	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
18	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
20	18.0	20‡	17.25	234	4.712	4.52	72.7
22	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
24	22.0	20‡	21.25	355	5.747	5.56	84.0
	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

\* Commonly known as standard.  
 † Commonly known as extra heavy.  
 ‡ Approximately.

IPS = 4

Schedule No. = 80

Diameter luar (OD) = 4,50 in = 0,1143 m

Diameter dalam (ID) = 3,826 in = 0,0971 m

Luas penampang (at) = 0,2194 ft<sup>2</sup> = 0,02038 m<sup>2</sup>

#### 4. Head pompa

##### a. Pemilihan bahan konstruksi

Material	Condition	$\epsilon$		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	$\pm 60$
	Stainless, new	0.000007	0.002	$\pm 50$
	Commercial, new	0.00015	0.046	$\pm 30$
	Riveted	0.01	3.0	$\pm 70$
	Rusted	0.007	2.0	$\pm 50$
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	$\pm 50$
	Wrought, new	0.00015	0.046	$\pm 20$
	Galvanized, new	0.0005	0.15	$\pm 40$
	Asphalted cast	0.0004	0.12	$\pm 50$
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	$\pm 50$
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	$\pm 60$
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	$\pm 60$
	Rough	0.007	2.0	$\pm 50$
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	$\pm 60$
Wood	Stave	0.0016	0.5	$\pm 40$

Dipilih jenis baja stainless

$$\begin{aligned} \text{Dimana nilai kekasaran } (\epsilon) &= 0,000007 \text{ ft} \\ &= 0,000007 \text{ ft} \times 0,3048 \text{ m/ft} \\ &= 0,0000021336 \text{ m} \end{aligned}$$

(White, "Fluid Mechanics", 5<sup>th</sup> ed, halaman 349)

Kekasaran relatif ( $e_r$ )

$$e_r = \frac{\epsilon}{ID} = \frac{0,0000021336 \text{ m}}{0,0971 \text{ m}} = 0,00002197$$

##### b. Kecepatan linier ( $v_2$ )

$$A \text{ pipa} = (3,14 \times 0,0971^2) / 4 = 0,00740 \text{ m}^2$$

$$V = \frac{Q}{A_p} = \frac{0,00778 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00740 \text{ m}^2} = 1,0513 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

##### c. Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho \cdot ID \cdot v}{\mu} \\ &= \frac{1023,013 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,0971 \text{ m} \cdot 1,0513 \text{ m/s}}{0,000817696 \text{ kg/m s}} \\ &= 127713,0197 \end{aligned}$$

Keterangan :

ID : Diameter dalam (m)

Re : Bilangan Reynold

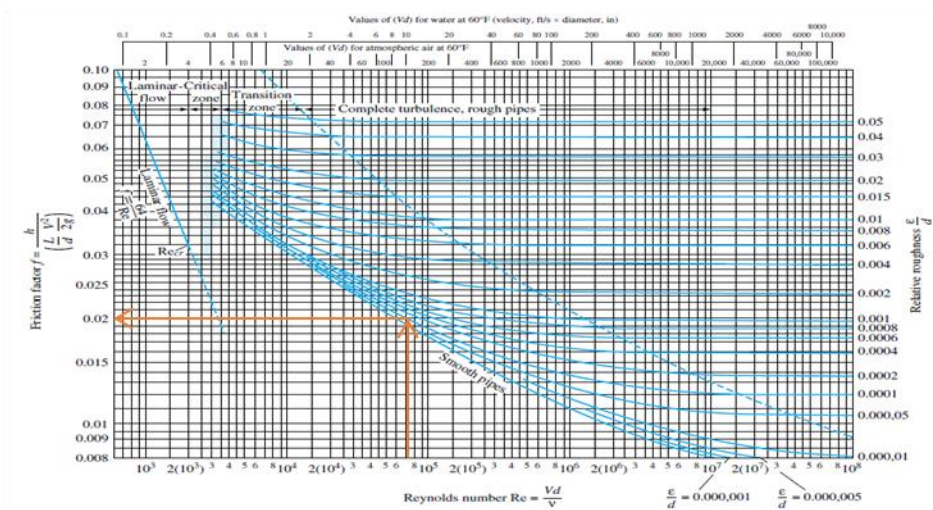
$v$  : Kecepatan linear fluida (m/s)

$\mu$  : Viskositas fluida (kg/m s)

$\rho$  : Rapat massa fluida (kg/m<sup>3</sup>)

d. Faktor friksi

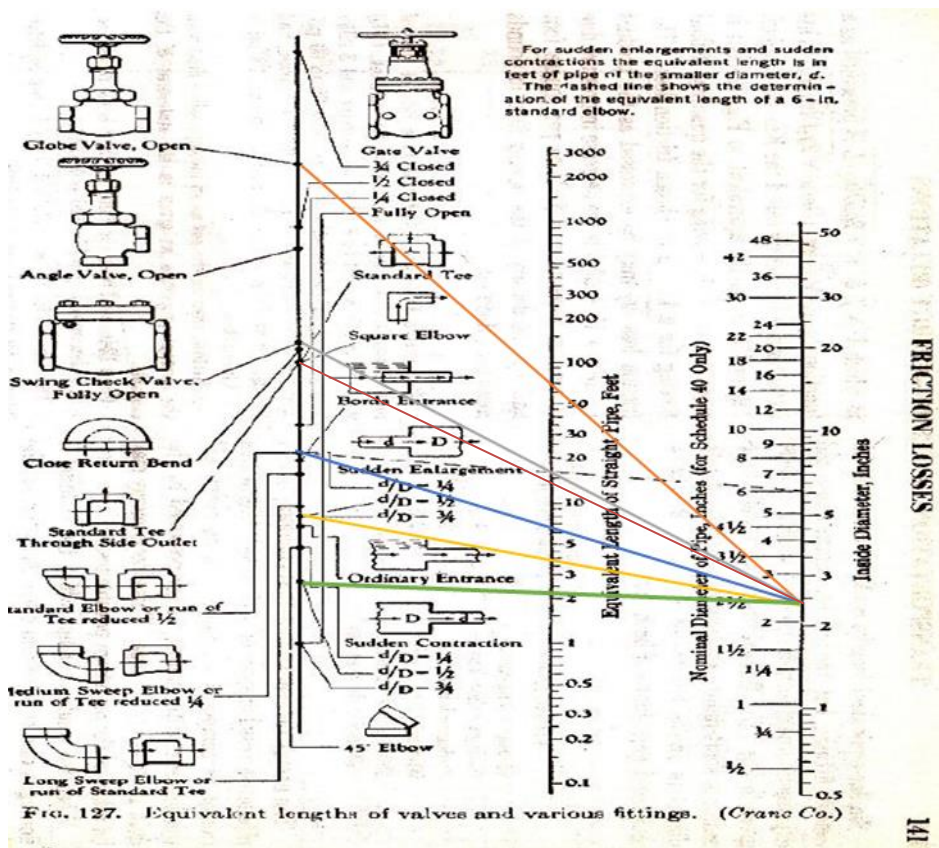
Menggunakan diagram Moody Fig. 6.13 (White, "Fluid Mechanics" halaman 370) didapatkan faktor friksi (f) yaitu 0,011



5. Rencana pemipaan

Panjang pipa lurus (L) dibuat sepanjang 10 m

Penentuan panjang Ekvivalen ( $L_e$ ) didapat dari Brown fig.127 sebagai berikut :



Equivalent length	Le (ft)	Jumlah	Σle (ft)	Σle (m)
sudden enlargement	6	1	6	1,8288
sudden contraction	3,5	1	3,5	1,0668
check valve	25	1	25	7,62
globe valve, open	90	1	90	27,432
standard elbow	10	2	20	3,048
standard tee	20	1	20	6,096
Total				47,0916

Maka :

$$L + \Sigma Le = 10 \text{ m} + 47,0916 \text{ m} = 57,0916 \text{ m}$$

#### 6. Penentuan head pompa karena faktor friksi

Head pompa karena faktor friksi dapat dihitung dengan pers. *Darcy Weisbach* yaitu:

$$\begin{aligned}
 hf &= f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{v^2}{2g} \\
 &= 0,011 \cdot \frac{57,0916 \text{ m}}{0,0971 \text{ m}} \cdot \frac{(1,5013 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 0,7437 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dimana :

hf = Head karena faktor friksi

f = fraktor friksi

L = panjang pipa (m)

ID = diameter dalam pipa (m)

v = kecepatan linier fluida (m/s)

g = gaya gravitasi (32,1 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,8 m/s<sup>2</sup>)

(Karrasik, J.I *Pump Handbook* 2001, page 8.34)

#### 7. Head pompa

Head pompa dapat dihitung dengan persamaan Bernoulli sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 H &= hf + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{v^2}{2g} + z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{v^2}{2g} + z \right)_1 \\
 &= 0,7437 \text{ m} + \left( \frac{1,0133 \text{ bar}}{1023,013 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + \frac{(1,5013 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + 4 \right)_2 \\
 &\quad - \left( \frac{1,0133 \text{ bar}}{1023,013 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + \frac{(0 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + 1 \right)_1 \\
 &= 3,8586 \text{ m}
 \end{aligned}$$

(White, "Fluid Mechanics" halaman 715)

8. Kecepatan spesifik

Penentuan kecepatan spesifik didapat dari Buku Pump Handbook 3<sup>rd</sup> ed., 2001 by Karrasik, J.I page 1.5 yaitu sebagai berikut :

$$N_s = \frac{N \sqrt{\frac{Q_L}{suction}}}{g \cdot \left(\frac{H}{stage}\right)^{0,75}} \times 2733$$

Dimana :

Ns : kecepatan spesifik (antara 0,1-1 rad)

N : kecepatan putar (rad/s)

Q<sub>L</sub> : laju alir pompa (m<sup>3</sup>/s)

g : gaya gravitasi (32,1 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,8 m/s<sup>2</sup>)

suction: jumlah suction

stage : jumlah stage

H : Head pompa (m)

menentukan kecepatan putar

penentuan kecepatan putar didapat dari buku *Design for Chemical and Petrochemical Plant* by Ludwig. E. E Vol 3 3<sup>rd</sup> ed., Tab. 14.2 page 624 yaitu :

Table 14-2  
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles Rpm		Standard Horsepower	
	50	60	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} practical any as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Dipilih kecepatan putar sebesar 1500 rpm

Faktor slip berkisar 5-13% dipilih faktor slip 5%

Maka :

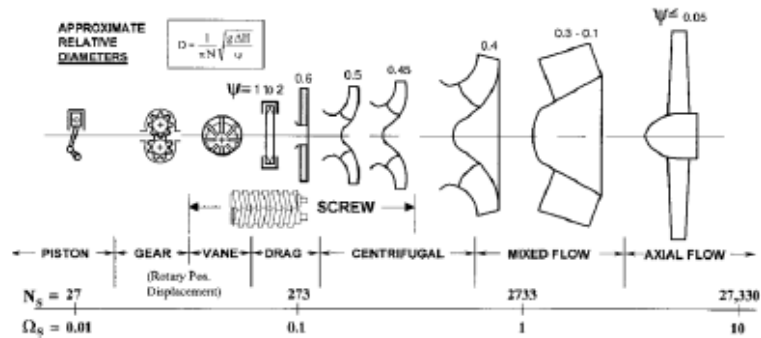
Kecepatan putar (N) = 1000 rpm x 95%

= 950 rpm

= 99,43 rad/s

Maka kecepatan spesifik (Ns) adalah :

$$N_s = \frac{99,43 \text{ rad/s} \sqrt{\frac{0,00778 \text{ m}^3/\text{s}}{1}}}{9,8 \text{ m/s}^2 \cdot \left(\frac{3,8586 \text{ m}}{1}\right)^{0,75}} \times 2733 = 888,3793 \text{ rpm}$$



Nilai  $N_s$  harus  $0,1 < N_s < 1$ , jika tidak bernilai tersebut maka perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa, stage pada pompa yang dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada didalam pompa.

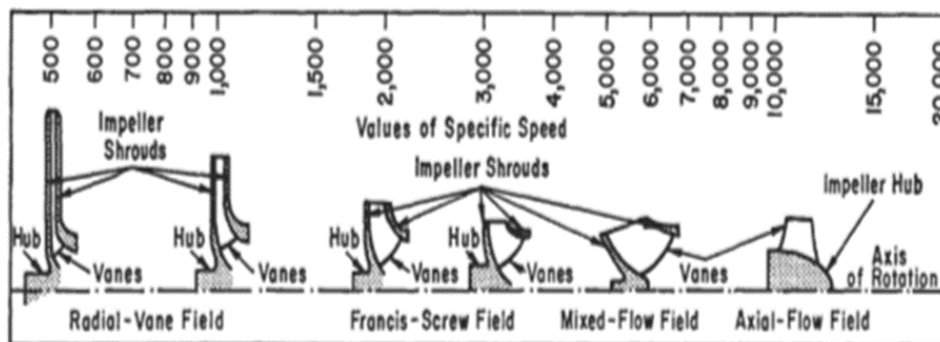


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17]. *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Berdasarkan *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant* halaman 194 dengan *Specific speed* 888,3793 rpm maka dipakai jenis pompa sentrifugal dengan tipe **Radial-Vane Field**.

## 9. Net Positive Suction Head (NPSH)

### a. Net Positive Suction Head yang tersedia (NPSH<sub>A</sub>)

Penentuan *Net Positive Suction Head* (NPSH) didapat dari buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant* pers. 3.15, halaman 190 yaitu sebagai berikut :

$$NPSH = S + (P_a - P_{vp}) \frac{1}{\gamma} - h_{sl}$$

Dimana :



- NPSH<sub>A</sub> : NPSH yang tersedia  
 P<sub>a</sub> : tekanan operasi  
 P<sub>vp</sub> : tekanan uap murni  
 S : suction head (z<sub>1</sub>)  
 hsl : kerugian *head* didalam pipa hisap / *friction loss* (m)

Menentukan Head karena faktor friksi pada titik 1 daerah hisap (hsl)

- Panjang pipa lurus

Panjang pipa lurus pada daerah hisap adalah 4 m

- Panjang Ekuivalen

Perihal	Le (ft)	Jumlah	Σle (ft)	Σle (m)
sudden contraction	3,5	1	3,5	1,0668
globe valve, open	90	1	90	27,432
standard elbow	10	1	10	3,048
Total				31,5468

$$L + \Sigma Le = 4 \text{ m} + 31,5468 \text{ m} = 35,5468 \text{ m}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 hsl &= f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{v^2}{2g} \\
 &= 0,011 \cdot \frac{35,5468 \text{ m}}{0,0971 \text{ m}} \cdot \frac{(1,5013 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 0,4630 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- b. Menentukan tekanan uap fluida

$$P_{uap} = \Sigma y_i \cdot P_{uap i}$$

Dimana :

P<sub>uap</sub> : tekanan uap fluida yang dipompa (bar)

y<sub>i</sub> : fraksi mol komponen

P<sub>uap i</sub> : tekanan uap masing-masing komponen (bar)

Tekanan uap masing-masing komponen didapat dengan menggunakan persamaan Antoine.

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

Diperoleh dari Chapter 7, Yaws

Dimana :

P : tekanan (mmHg)

T : suhu (K)

A, B, C, D, E : konstanta

komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3,1522E+03	-7,3037E+00	2,4247E-09	1,8090E-06

komponen	BM	Kmol	yi	P uap	yi . P <sup>o</sup>
H <sub>2</sub> O	18	575,2518	1	0,0421	0,0421
Total		575,2518	1		0,0421

$$P \text{ uap} = 0,0421$$

Maka :

$$NPSH = 1 \text{ m} + \frac{(1,0133 - 0,0421) \text{ bar} \times \frac{10^5 \text{ N}}{\text{bar}}}{1023,013 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - 0,4630 \text{ m} = 0,1171 \text{ m}$$

NPSH terhitung positif maka tidak terjadi kavitasi

c. Menghitung NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3} \\ &= \left(\frac{1000 \text{ rpm}}{1200}\right)^{4/5} \times (0,00778 \frac{\text{m}^3}{\text{s}})^{2/3} \\ &= 0,03393 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diperoleh NPSH yang tersedia (0,1171 m) NPSH yang diperlukan (0,03393 m) maka pompa dapat bekerja tanpa mengalami kavitasi.

d. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{\eta}$$

(Persama 3-6 Ludwig vol 1, hal 130)

Dimana :

H : Head pompa (m)

Q : kapasitas pompa (ft<sup>3</sup>/s)

BHP : Daya penggerak poros (Hp)

η : efisiensi pompa

ρ : rapat massa (lb/ft<sup>3</sup>)

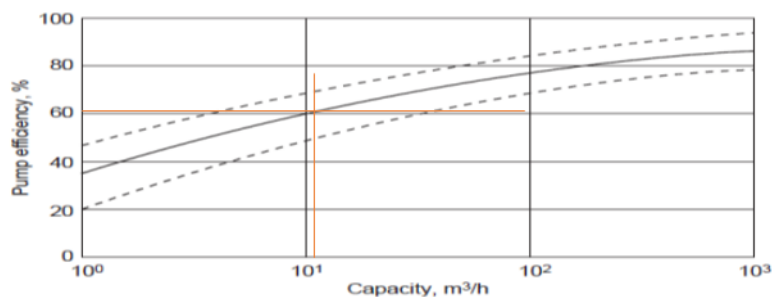


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 10.63 Towler and Sinnott, 2008, “*Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design*”, halaman 625.

Untuk kapasitas,  $Q_1 = 0,00778 \text{ m}^3/\text{s} \times (3600 \text{ s/jam}) = 28,008 \text{ m}^3/\text{jam}$   
 Diperoleh eff = 82 %

Maka :

$$\begin{aligned}
 BHP &= \frac{0,27475 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \cdot 12,6594 \text{ ft} \cdot 63,8665 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{82\%} \\
 &= 270,9006 \text{ lb} \cdot \text{ft}/\text{s} \\
 &= 0,4925 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Menentukan motor standar

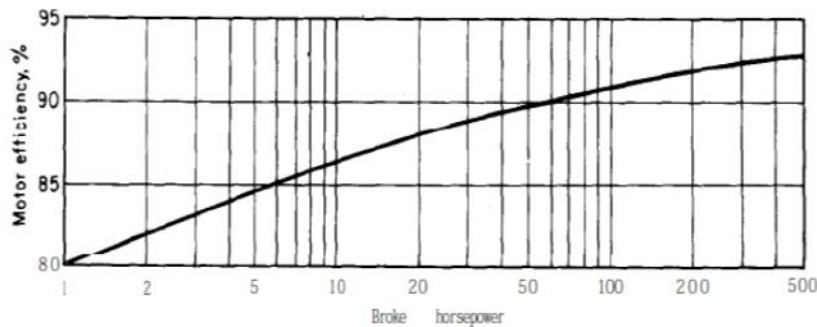


FIGURE 1438  
 Efficiencies of three-phase motors.

Efisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 Peters and Timmerhaus, 1991, “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, ed. IV, halaman 521 yaitu sebesar 80%.

Maka :

$$\text{Daya} = \frac{BHP}{\eta_{\text{motor}}} = \frac{0,4925 \text{ Hp}}{80\%} = 0,6156 \text{ Hp}$$

Dipilih daya motor standar sebesar 1 Hp.

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1 \frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7 \frac{1}{2}$ , 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

(Ludwig, 2001, “*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*”, ed. III, vol III, halaman 628).

## KESIMPULAN POMPA UTILITAS 02 (PU – 02)

Tugas : mengalirkan air dari bak cooling tower (CT) menuju system pendinginan proses dengan kecepatan = 28666,613 kg/j

Jenis : *centrifugal pump*

### Pemilihan Pipa :

IPS = 4  
Schedule No. = 80  
Diameter luar (OD) = 2,88 in = 0,07315 m  
Diameter dalam (ID) = 2,469 in = 0,06271 m  
Luas penampang (at) = 0,03326 ft<sup>2</sup> = 0,00309 m<sup>2</sup>

### Ringkasan Perhitungan :

Laju alir = 28666,613 kg/jam  
Head pompa = 3,8586 m  
Kecepatan spesifik = 87,7761 rad/s  
NPSH<sub>A</sub> = 0,1171 m  
NPSH<sub>R</sub> = 0,03393 m

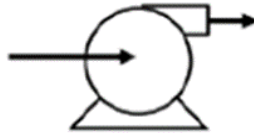
### Putaran Pompa :

Kecepatan putar = 1000 rpm  
Efisiensi motor = 80%  
Motor standard = 1 Hp

## POMPA UTILITAS 03 (PU-03)

Tugas : mengalirkan air dari alat proses menuju cooling tower (CT) dengan kecepatan = 28666,613 kg/j

Jenis : *centrifugal pump*



### 1. Data umpan masuk

Umpan masuk pada suhu = 30°C = 303 K

Bahan yang dipompa :

komponen	BM	Massa (kg/jam)	Fraksi massa
H <sub>2</sub> O	18	28666,613	1,00
Total		28666,613	1,00

Viskositas fase cair

$$\log_{10} n_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Diperoleh dari Chapter 22, Yaws

Dimana :

$n_{liq}$  : viskositas fase cair (cp)

T : suhu (K)

A, B, C, D : konstanta

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1,7925E+03	1,7730E-02	-1,2631E-05

Viskositas = 0,817696 cp  
 = 0,000817696 kg/m s  
 = 2,94371 kg/m jam

Rapat massa (densitas) fase cair

$$\rho = A B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Diperoleh dari Chapter 8, Yaws

Dimana :

$\rho$  : densitas (g/ml)

T : suhu (K)

T<sub>c</sub> : suhu kritis (K)

A, B dan n : konstanta

Komponen	A	B	n	Tc
H <sub>2</sub> O	0,34710	0,27400	0,28571	647,13

$$\begin{aligned} \text{Densitas} &= 1023,013 \text{ kg/m}^3 \\ &= 63,8665 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

## 2. Kapasitas pompa

$$\text{massa, } m = 28666,613 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} = 7,9629 \text{ kg/s}$$

Kecepatan volume cairan

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{7,9629 \text{ kg/s}}{1023,013 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,00778 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,27475 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Untuk menghitung Head pompa dibutuhkan penentuan titik pepompaan, sebagai berikut :

Titik 1 *suction*

Tekanan *suction head*,  $P_1$  : 1 atm = 1,0133 bar

Tinggi *suction head*,  $z_1$  : 1 m

Kecepatan linear,  $v_1$  : ~ 0 m/s (kecepatan penurunan permukaan cairan)

Titik 2 *discharge*

Tekanan *discharge head*,  $P_2$  : 1 atm = 1,0133 bar

Tinggi *discharge head*,  $z_2$  : 4 m

## 3. Diameter pipa

Ukuran diameter pipa optimum didapat dari persamaan :

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ D_{opt} &= 3,9 \cdot (0,27475 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \cdot (63,8665 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 3,7434 \text{ in} \end{aligned}$$

(Peters and Timmerhaus, 2003 “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, 4<sup>th</sup> ed, halaman 496)

Keterangan :

$D_{opt}$  = diameter pipa optimum (in)

$Q$  = Kecepatan volume fluida (ft<sup>3</sup>/s)

$\rho$  = Rapat massa fluida (lb/ft<sup>3</sup>)

Dipilih ukuran standard dari Appendix K item 2 hal 387 Brownell

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
7/8	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.828	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.0		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20‡	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20‡	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

\* Commonly known as standard.  
 † Commonly known as extra heavy.  
 ‡ Approximately.

IPS = 4

Schedule No. = 80

Diameter luar (OD) = 4,50 in = 0,1143 m

Diameter dalam (ID) = 3,826 in = 0,0971 m

Luas penampang (at) = 0,2194 ft<sup>2</sup> = 0,02038 m<sup>2</sup>

4. Head pompa  
 a. Pemilihan bahan konstruksi

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.007	2.0	± 50
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	± 50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	± 60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	± 60
	Rough	0.007	2.0	± 50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	± 60
Wood	Stave	0.0016	0.5	± 40

Dipilih jenis baja stainless

Dimana nilai kekasaran (ε) = 0,000007 ft  
 = 0,000007 ft x 0,3048 m/ft  
 = 0,0000021336 m

(White, "Fluid Mechanics", 5<sup>th</sup> ed, halaman 349)

Kekasaran relatif (e<sub>r</sub>)

$$e_r = \frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0,0000021336 \text{ m}}{0,0971 \text{ m}} = 0,00002197$$

- b. Kecepatan linier (v<sub>2</sub>)

A pipa = ( 3,14 x 0,0971<sup>2</sup> ) / 4 = 0,00740 m<sup>2</sup>

$$V = \frac{Q}{Ap} = \frac{0,00778 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00740 \text{ m}^2} = 1,0513 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

- c. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho \cdot ID \cdot v}{\mu}$$

$$= \frac{1023,013 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,0971 \text{ m} \cdot 1,0513 \text{ m/s}}{0,000817696 \text{ kg/m s}}$$

$$= 127713,0197$$

Keterangan :

ID : Diameter dalam (m)

Re : Bilangan Reynold

v : Kecepatan linear fluida (m/s)

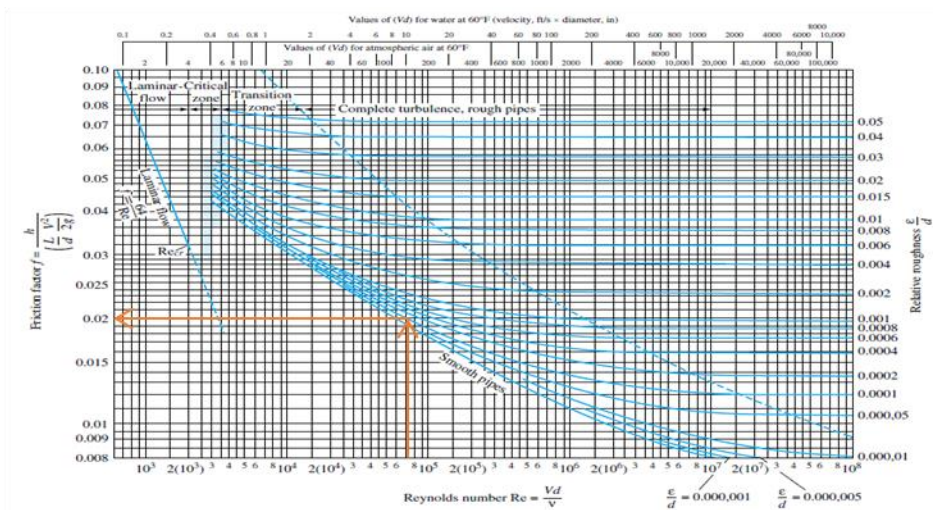
μ : Viskositas fluida (kg/m s)

ρ : Rapat massa fluida (kg/m<sup>3</sup>)



e. Faktor friksi

Menggunakan diagram Moody Fig. 6.13 (White, "Fluid Mechanics" halaman 370) didapatkan faktor friksi (f) yaitu 0,011



5. Rencana pemipaan

Panjang pipa lurus (L) dibuat sepanjang 10 m

Penentuan panjang Ekvivalen ( $L_e$ ) didapat dari Brown fig.127 sebagai berikut :

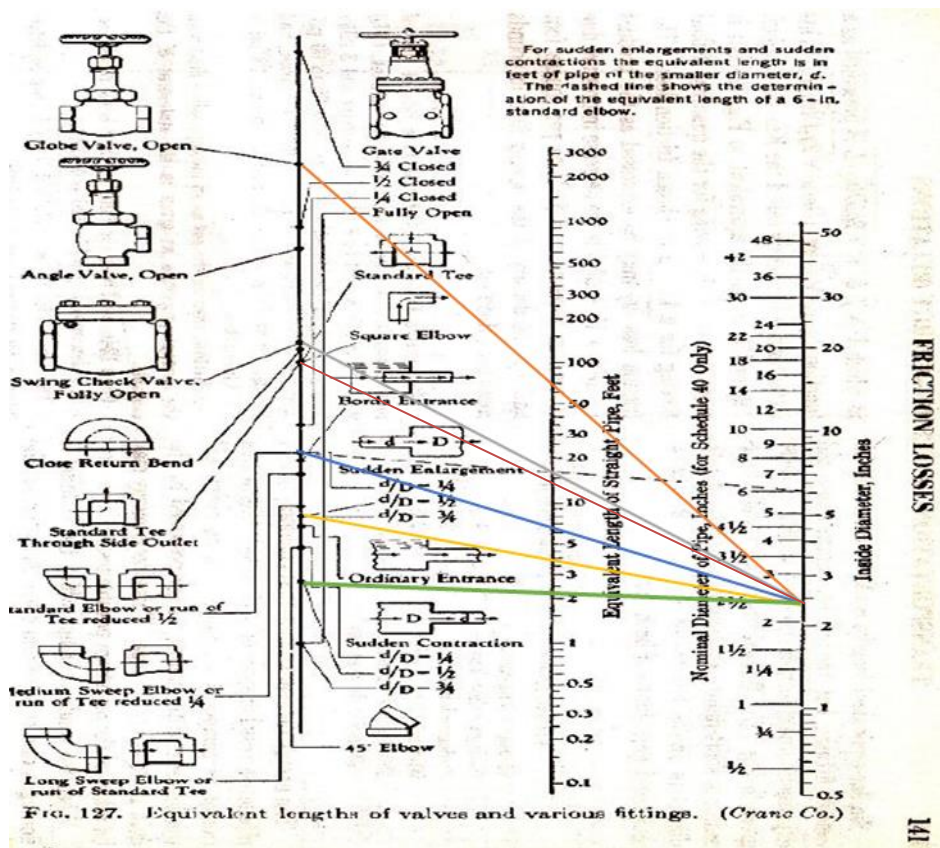


FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (Crane Co.)

Equivalent length	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma le$ (ft)	$\Sigma le$ (m)
sudden enlargement	6	1	6	1,8288
sudden contraction	3,5	1	3,5	1,0668
check valve	25	1	25	7,62
globe valve, open	90	1	90	27,432
standard elbow	10	2	20	3,048
standard tee	20	1	20	6,096
Total				47,0916

Maka :

$$L + \Sigma Le = 10 \text{ m} + 47,0916 \text{ m} = 57,0916 \text{ m}$$

#### 6. Penentuan head pompa karena faktor friksi

Head pompa karena faktor friksi dapat dihitung dengan pers. *Darcy Weisbach* yaitu:

$$\begin{aligned}
 hf &= f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{v^2}{2g} \\
 &= 0,011 \cdot \frac{57,0916 \text{ m}}{0,0971 \text{ m}} \cdot \frac{(1,5013 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 0,7437 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dimana :

hf = Head karena faktor friksi

f = fraktor friksi

L = panjang pipa (m)

ID = diameter dalam pipa (m)

v = kecepatan linier fluida (m/s)

g = gaya gravitasi (32,1 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,8 m/s<sup>2</sup>)

(Karrasik, *J.I Pump Handbook* 2001, page 8.34)

#### 7. Head pompa

Head pompa dapat dihitung dengan persamaan Bernoulli sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 H &= hf + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{v^2}{2g} + z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{v^2}{2g} + z \right)_1 \\
 &= 0,7437 \text{ m} + \left( \frac{1,0133 \text{ bar}}{1023,013 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + \frac{(1,5013 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + 4 \right)_2 \\
 &\quad - \left( \frac{1,0133 \text{ bar}}{1023,013 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + \frac{(0 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + 1 \right)_1 \\
 &= 3,8586 \text{ m}
 \end{aligned}$$

(White, "*Fluid Mechanics*" halaman 715)

## 8. Kecepatan spesifik

Penentuan kecepatan spesifik didapat dari Buku Pump Handbook 3<sup>rd</sup> ed., 2001 by Karrasik, J.I page 1.5 yaitu sebagai berikut :

$$N_s = \frac{N \sqrt{\frac{Q_L}{suction}}}{g \cdot \left(\frac{H}{stage}\right)^{0,75}} \times 2733$$

Dimana :

Ns : kecepatan spesifik (antara 0,1-1 rad)

N : kecepatan putar (rad/s)

Q<sub>L</sub> : laju alir pompa (m<sup>3</sup>/s)

g : gaya gravitasi (32,1 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,8 m/s<sup>2</sup>)

suction: jumlah suction

stage : jumlah stage

H : Head pompa (m)

menentukan kecepatan putar

penentuan kecepatan putar didapat dari buku *Design for Chemical and Petrochemical Plant* by Ludwig. E. E Vol 3 3<sup>rd</sup> ed., Tab. 14.2 page 624 yaitu :

Table 14-2  
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles Rpm		Standard Horsepower	
	50	60	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} practical any as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Dipilih kecepatan putar sebesar 1500 rpm

Faktor slip berkisar 5-13% dipilih faktor slip 5%

Maka :

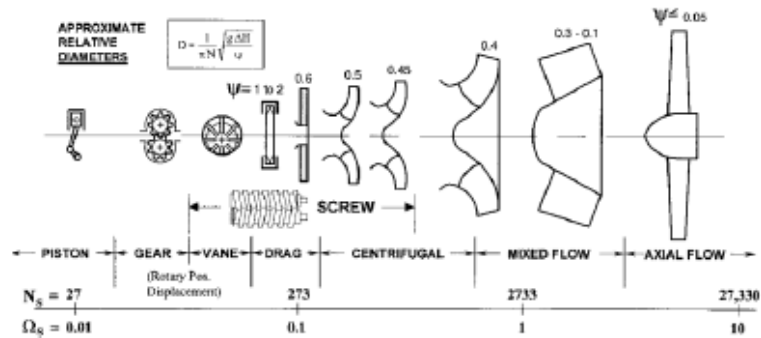
Kecepatan putar (N) = 1000 rpm x 95%

= 950 rpm

= 99,43 rad/s

Maka kecepatan spesifik (Ns) adalah :

$$N_s = \frac{99,43 \text{ rad/s} \sqrt{\frac{0,00778 \text{ m}^3/\text{s}}{1}}}{9,8 \text{ m/s}^2 \cdot \left(\frac{3,8586 \text{ m}}{1}\right)^{0,75}} \times 2733 = 888,3793 \text{ rpm}$$



Nilai  $N_s$  harus  $0,1 < N_s < 1$ , jika tidak bernilai tersebut maka perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa, stage pada pompa yang dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada didalam pompa.

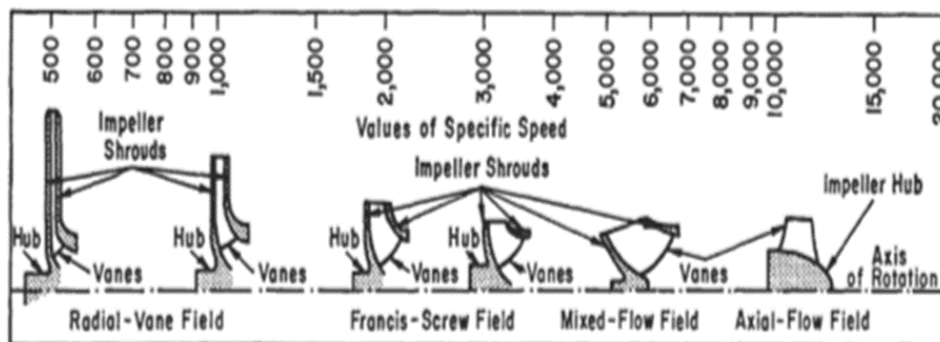


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17]. *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Berdasarkan *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant* halaman 194 dengan *Specific speed* 888,3793 rpm maka dipakai jenis pompa sentrifugal dengan tipe **Radial-Vane Field**.

## 9. Net Positive Suction Head (NPSH)

### e. Net Positive Suction Head yang tersedia (NPSH<sub>A</sub>)

Penentuan *Net Positive Suction Head* (NPSH) didapat dari buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant* pers. 3.15, halaman 190 yaitu sebagai berikut :

$$NPSH = S + (P_a - P_{vp}) \frac{1}{\gamma} - hsl$$

Dimana :

- NPSH<sub>A</sub> : NPSH yang tersedia  
 P<sub>a</sub> : tekanan operasi  
 P<sub>vp</sub> : tekanan uap murni  
 S : suction head (z<sub>1</sub>)  
 hsl : kerugian *head* didalam pipa hisap / *friction loss* (m)

Menentukan Head karena faktor friksi pada titik 1 daerah hisap (hsl)

- Panjang pipa lurus

Panjang pipa lurus pada daerah hisap adalah 4 m

- Panjang Ekuivalen

Perihal	Le (ft)	Jumlah	Σle (ft)	Σle (m)
sudden contraction	3,5	1	3,5	1,0668
globe valve, open	90	1	90	27,432
standard elbow	10	1	10	3,048
Total				31,5468

$$L + \Sigma Le = 4 \text{ m} + 31,5468 \text{ m} = 35,5468 \text{ m}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 hsl &= f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{v^2}{2g} \\
 &= 0,011 \cdot \frac{35,5468 \text{ m}}{0,0971 \text{ m}} \cdot \frac{(1,5013 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 0,4630 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- f. Menentukan tekanan uap fluida

$$P_{uap} = \Sigma y_i \cdot P_{uap i}$$

Dimana :

P<sub>uap</sub> : tekanan uap fluida yang dipompa (bar)

y<sub>i</sub> : fraksi mol komponen

P<sub>uap i</sub> : tekanan uap masing-masing komponen (bar)

Tekanan uap masing-masing komponen didapat dengan menggunakan persamaan Antoine.

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

Diperoleh dari Chapter 7, Yaws

Dimana :

P : tekanan (mmHg)

T : suhu (K)

A, B, C, D, E : konstanta

komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3,1522E+03	-7,3037E+00	2,4247E-09	1,8090E-06

komponen	BM	Kmol	yi	P uap	yi . P <sup>o</sup>
H <sub>2</sub> O	18	575,2518	1	0,0421	0,0421
Total		575,2518	1		0,0421

$$P \text{ uap} = 0,0421$$

Maka :

$$NPSH = 1 \text{ m} + \frac{(1,0133 - 0,0421) \text{ bar} \times \frac{10^5 \text{ N}}{\text{bar}}}{1023,013 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - 0,4630 \text{ m} = 0,1171 \text{ m}$$

NPSH terhitung positif maka tidak terjadi kavitasi

g. Menghitung NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3} \\ &= \left(\frac{1000 \text{ rpm}}{1200}\right)^{4/5} \times (0,00778 \frac{\text{m}^3}{\text{s}})^{2/3} \\ &= 0,03393 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diperoleh NPSH yang tersedia (0,1171 m) NPSH yang diperlukan (0,03393 m) maka pompa dapat bekerja tanpa mengalami kavitasi.

h. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{\eta}$$

(Persama 3-6 Ludwig vol 1, hal 130)

Dimana :

H : Head pompa (m)

Q : kapasitas pompa (ft<sup>3</sup>/s)

BHP : Daya penggerak poros (Hp)

η : efisiensi pompa

ρ : rapat massa (lb/ft<sup>3</sup>)

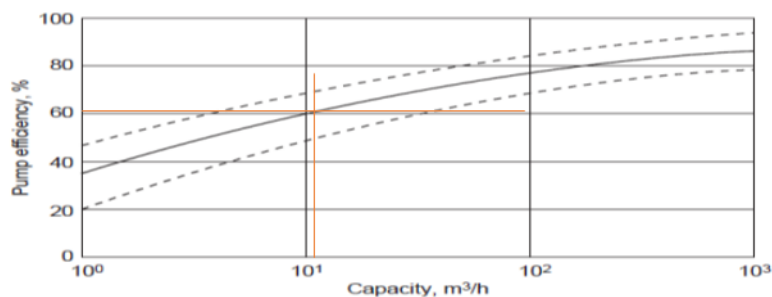


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 10.63 Towler and Sinnott, 2008, “*Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design*”, halaman 625.

Untuk kapasitas,  $Q_1 = 0,00778 \text{ m}^3/\text{s} \times (3600 \text{ s/jam}) = 28,008 \text{ m}^3/\text{jam}$   
 Diperoleh eff = 82 %

Maka :

$$BHP = \frac{0,27475 \frac{ft^3}{s} \cdot 12,6594 ft \cdot 63,8665 \frac{lb}{ft^3}}{82\%}$$

$$= 270,9006 \text{ lb.ft/s}$$

$$= 0,4925 \text{ Hp}$$

Menentukan motor standar

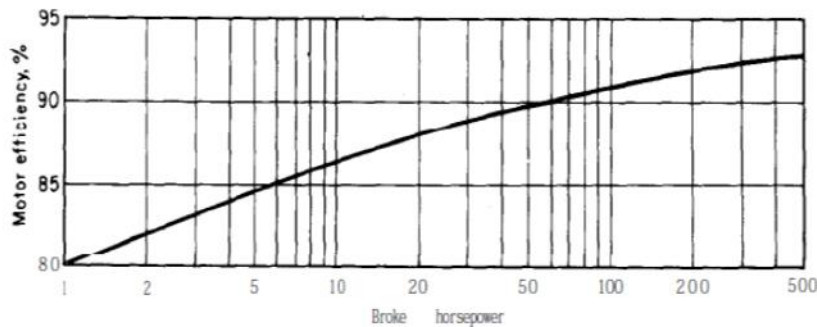


FIGURE 1438  
Efficiencies of three-phase motors.

Efisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 Peters and Timmerhaus, 1991, “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, ed. IV, halaman 521 yaitu sebesar 80%.

Maka :

$$Daya = \frac{BHP}{\eta_{motor}} = \frac{0,4925 \text{ Hp}}{80\%} = 0,6156 \text{ Hp}$$

Dipilih daya motor standar sebesar 1 Hp.

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1 \frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7 \frac{1}{2}$ , 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

(Ludwig, 2001, “*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*”, ed. III, vol III, halaman 628).

## **KESIMPULAN POMPA UTILITAS 03 (PU – 03)**

Tugas : mengalirkan air dari bak cooling tower (CT) menuju system pendinginan proses dengan kecepatan = 28666,613 kg/j

Jenis : *centrifugal pump*

### **Pemilihan Pipa :**

IPS = 4  
Schedule No. = 80  
Diameter luar (OD) = 2,88 in = 0,07315 m  
Diameter dalam (ID) = 2,469 in = 0,06271 m  
Luas penampang (at) = 0,03326 ft<sup>2</sup> = 0,00309 m<sup>2</sup>

### **Ringkasan Perhitungan :**

Laju alir = 28666,613 kg/jam  
Head pompa = 3,8586 m  
Kecepatan spesifik = 87,7761 rad/s  
NPSH<sub>A</sub> = 0,1171 m  
NPSH<sub>R</sub> = 0,03393 m

### **Putaran Pompa :**

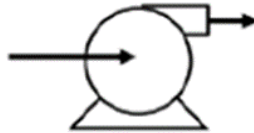
Kecepatan putar = 1000 rpm  
Efisiensi motor = 80%  
Motor standard = 1 Hp



## POMPA UTILITAS 04 (PU-04)

Tugas : mengalirkan air dari Kation Exchanger (KE – 01) menuju Anion Exchanger (AE – 01) dengan kecepatan = 96,221 kg/j

Jenis : *centrifugal pump*



### 1. Data umpan masuk

Umpan masuk pada suhu = 30°C = 303 K

Bahan yang dipompa :

komponen	BM	Massa (kg/jam)	Fraksi massa
H <sub>2</sub> O	18	96,221	1,00
Total		96,221	1,00

Viskositas fase cair

$$\log_{10} n_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Diperoleh dari Chapter 22, Yaws

Dimana :

$n_{liq}$  : viskositas fase cair (cp)

T : suhu (K)

A, B, C, D : konstanta

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1,7925E+03	1,7730E-02	-1,2631E-05

$$\begin{aligned} \text{Viskositas} &= 0,817696 \text{ cp} \\ &= 0,000817696 \text{ kg/m s} \\ &= 2,94371 \text{ kg/m jam} \end{aligned}$$

Rapat massa (densitas) fase cair

$$\rho = A B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Diperoleh dari Chapter 8, Yaws

Dimana :

$\rho$  : densitas (g/ml)

T : suhu (K)

T<sub>c</sub> : suhu kritis (K)

A, B dan n : konstanta

Komponen	A	B	n	Tc
H <sub>2</sub> O	0,34710	0,27400	0,28571	647,13

$$\begin{aligned} \text{Densitas} &= 1023,013 \text{ kg/m}^3 \\ &= 63,8665 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

## 2. Kapasitas pompa

$$\text{massa, } m = 96,221 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} = 0,0267 \text{ kg/s}$$

Kecepatan volume cairan

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{0,0267 \text{ kg/s}}{1023,013 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,0000260 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,000918 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Untuk menghitung Head pompa dibutuhkan penentuan titik pepompaan, sebagai berikut :

Titik 1 *suction*

Tekanan *suction head*, P<sub>1</sub> : 1 atm = 1,0133 bar

Tinggi *suction head*, z<sub>1</sub> : 1 m

Kecepatan linear, v<sub>1</sub> : ~ 0 m/s (kecepatan penurunan permukaan cairan)

Titik 2 *discharge*

Tekanan *discharge head*, P<sub>2</sub> : 1 atm = 1,0133 bar

Tinggi *discharge head*, z<sub>2</sub> : 4 m

## 3. Diameter pipa

Ukuran diameter pipa optimum didapat dari persamaan :

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ D_{opt} &= 3,9 \cdot (0,000918 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \cdot (63,8665 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 0,2877 \text{ in} \end{aligned}$$

(Peters and Timmerhaus, 2003 “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, 4<sup>th</sup> ed, halaman 496)

Keterangan :

D<sub>opt</sub> = diameter pipa optimum (in)

Q = Kecepatan volume fluida (ft<sup>3</sup>/s)

ρ = Rapat massa fluida (lb/ft<sup>3</sup>)

Dipilih ukuran standard dari Appendix K item 2 hal 387 Brownell

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/4	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1 1/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1 1/2	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 3/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2 1/2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
3	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
4	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
6	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.828	11.5		1.002	15.0
8	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
10	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
12	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.0		2.55	54.8
14	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
16	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
18	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
20	18.0	20‡	17.25	234	4.712	4.52	72.7
22	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
24	22.0	20‡	21.25	355	5.747	5.56	84.0
	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

\* Commonly known as standard.  
 † Commonly known as extra heavy.  
 ‡ Approximately.

IPS = 0,5

Schedule No. = 40

Diameter luar (OD) = 0,840 in = 0,021336 m

Diameter dalam (ID) = 0,622 in = 0,0157988 m

Luas penampang (at) = 0,00211 ft<sup>2</sup> = 0,000196025 m<sup>2</sup>

4. Head pompa  
 a. Pemilihan bahan konstruksi

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
Iron	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.007	2.0	± 50
	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
Brass	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	± 60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	± 60
	Rough	0.007	2.0	± 50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	± 60
Wood	Stave	0.0016	0.5	± 40

Dipilih jenis baja stainless

Dimana nilai kekasaran (ε) = 0,000007 ft  
 = 0,000007 ft x 0,3048 m/ft  
 = 0,0000021336 m

(White, "Fluid Mechanics", 5<sup>th</sup> ed, halaman 349)

Kekasaran relatif (e<sub>r</sub>)

$$e_r = \frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0,0000021336 \text{ m}}{0,0157988 \text{ m}} = 0,0001350$$

- b. Kecepatan linier (v<sub>2</sub>)

A pipa = ( 3,14 x 0,0157988 ) / 4 = 0,0124 m<sup>2</sup>

$$V = \frac{Q}{Ap} = \frac{0,0000260 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0124 \text{ m}^2} = 0,002096 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

- c. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho \cdot ID \cdot v}{\mu}$$

$$= \frac{1023,013 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,0124 \text{ m} \cdot 0,002096 \text{ m/s}}{0,000817696 \text{ kg/m s}}$$

$$= 32,51638$$

Keterangan :

ID : Diameter dalam (m)

Re : Bilangan Reynold

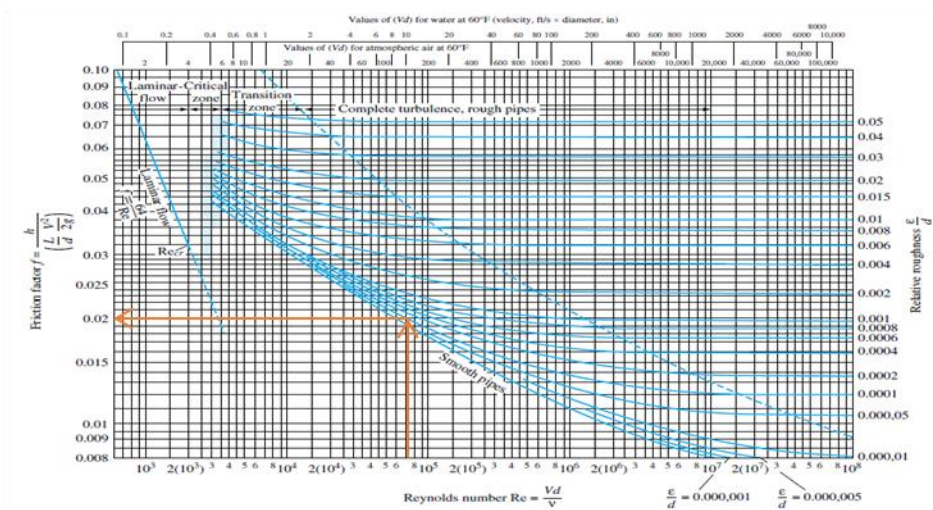
v : Kecepatan linear fluida (m/s)

μ : Viskositas fluida (kg/m s)

ρ : Rapat massa fluida (kg/m<sup>3</sup>)

f. Faktor friksi

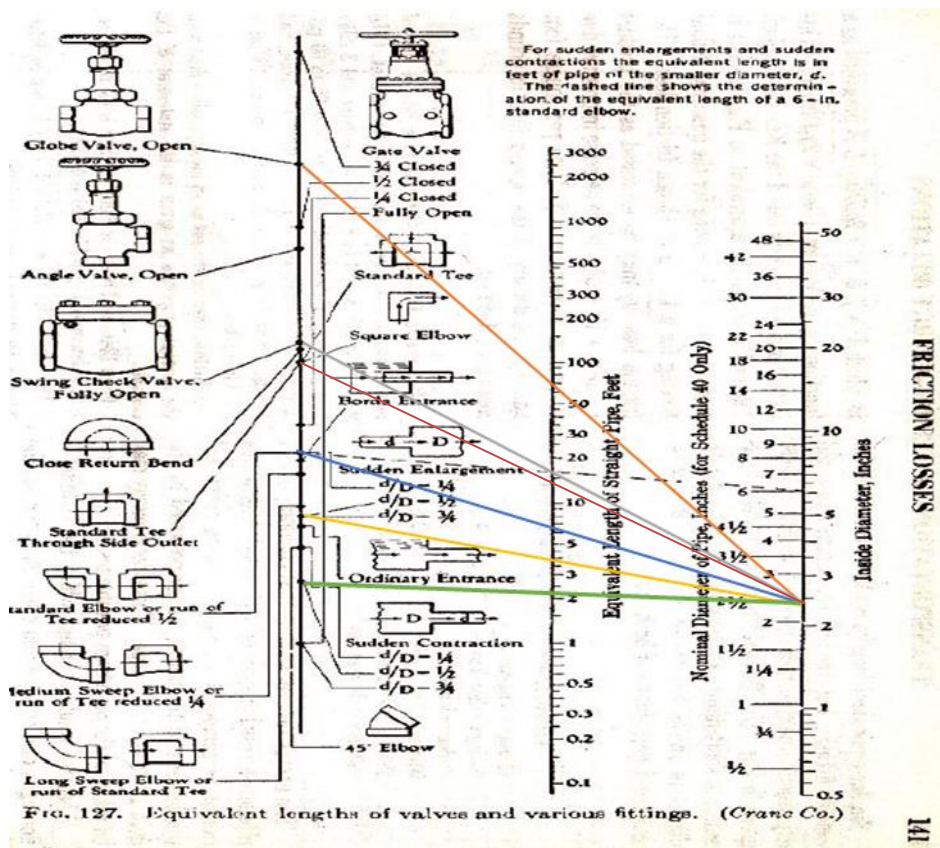
Menggunakan diagram Moody Fig. 6.13 (White, "Fluid Mechanics" halaman 370) didapatkan faktor friksi (f) yaitu 0,0135



5. Rencana pemipaan

Panjang pipa lurus (L) dibuat sepanjang 10 m

Penentuan panjang Ekvivalen ( $L_e$ ) didapat dari Brown fig.127 sebagai berikut :



Equivalent length	Le (ft)	Jumlah	Σle (ft)	Σle (m)
sudden enlargement	3	2	6	1,8288
sudden contraction	2	2	4	1,2192
check valve	4	1	4	1,2192
globe valve, open	16	1	16	4,8768
standard elbow	6	4	24	7,3152
standard tee	3,5	1	3,5	1,0668
Total				17,526

Maka :

$$L + \Sigma Le = 10 \text{ m} + 17,526 \text{ m} = 27,526 \text{ m}$$

#### 6. Penentuan head pompa karena faktor friksi

Head pompa karena faktor friksi dapat dihitung dengan pers. *Darcy Weisbach* yaitu:

$$\begin{aligned}
 hf &= f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{v^2}{2g} \\
 &= 0,0135 \cdot \frac{27,526 \text{ m}}{0,0124 \text{ m}} \cdot \frac{(0,002096 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 0,0000067 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dimana :

hf = Head karena faktor friksi

f = fraktor friksi

L = panjang pipa (m)

ID = diameter dalam pipa (m)

v = kecepatan linier fluida (m/s)

g = gaya gravitasi (32,1 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,8 m/s<sup>2</sup>)

(Karrasik, *J.I Pump Handbook* 2001, page 8.34)

#### 7. Head pompa

Head pompa dapat dihitung dengan persamaan Bernoulli sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 H &= hf + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{v^2}{2g} + z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{v^2}{2g} + z \right)_1 \\
 &= 0,0000067 \text{ m} + \left( \frac{1,0133 \text{ bar}}{1023,013 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + \frac{(0,002096 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \right. \\
 &\quad \left. + 4 \right)_2 - \left( \frac{1,0133 \text{ bar}}{1023,013 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + \frac{(0 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \right. \\
 &\quad \left. + 1 \right)_1 \\
 &= 3,0000067 \text{ m}
 \end{aligned}$$

(White, "*Fluid Mechanics*" halaman 715)

8. Kecepatan spesifik

Penentuan kecepatan spesifik didapat dari Buku Pump Handbook 3<sup>rd</sup> ed., 2001 by Karrasik, J.I page 1.5 yaitu sebagai berikut :

$$N_s = \frac{N \sqrt{\frac{Q_L}{suction}}}{g \cdot \left(\frac{H}{stage}\right)^{0,75}} \times 2733$$

Dimana :

Ns : kecepatan spesifik (antara 0,1-1 rad)

N : kecepatan putar (rad/s)

Q<sub>L</sub> : laju alir pompa (m<sup>3</sup>/s)

g : gaya gravitasi (32,1 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,8 m/s<sup>2</sup>)

suction: jumlah suction

stage : jumlah stage

H : Head pompa (m)

menentukan kecepatan putar

penentuan kecepatan putar didapat dari buku *Design for Chemical and Petrochemical Plant* by Ludwig. E. E Vol 3 3<sup>rd</sup> ed., Tab. 14.2 page 624 yaitu :

Table 14-2  
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles Rpm		Standard Horsepower	
	50	60	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} practical as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$rpm = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Dipilih kecepatan putar sebesar 1500 rpm

Faktor slip berkisar 5-13% dipilih faktor slip 5%

Maka :

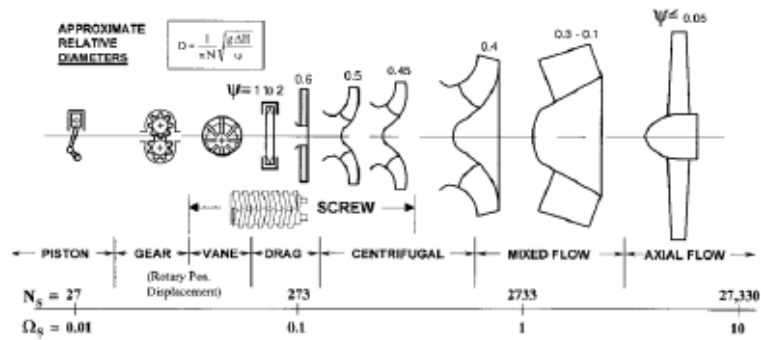
Kecepatan putar (N) = 3000 rpm x 95%

= 2850 rpm

$$= 298,3 \text{ rad/s}$$

Maka kecepatan spesifik ( $N_s$ ) adalah :

$$N_s = \frac{298,3 \text{ rad/s} \sqrt{\frac{0,0000260 \text{ m}^3/\text{s}}{1}}}{9,8 \text{ m/s}^2 \cdot \left(\frac{3,0000067 \text{ m}}{1}\right)^{0,75}} \times 2733 = 186,0851 \text{ rpm}$$



Nilai  $N_s$  harus  $0,1 < N_s < 1$ , jika tidak bernilai tersebut maka perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa, stage pada pompa yang dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada didalam pompa.

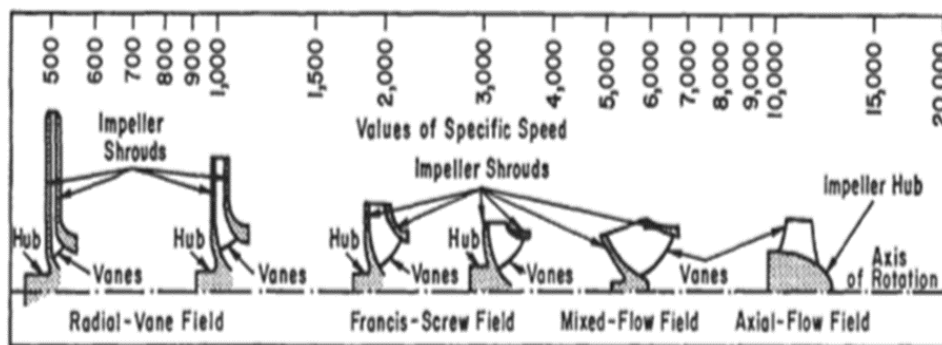


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17]. *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Berdasarkan *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant* halaman 194 dengan *Spesific speed* 186,0851 rpm maka dipakai jenis pompa sentrifugal dengan tipe **Radial-Vane Field**.

## 9. Net Positive Suction Head (NPSH)

### i. Net Positive Suction Head yang tersedia (NPSH<sub>A</sub>)

Penentuan *Net Positive Suction Head* (NPSH) didapat dari buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant* pers. 3.15, halaman 190 yaitu sebagai berikut :



$$NPSH = S + (P_a - P_{vp}) \frac{1}{\gamma} - hsl$$

Dimana :

$NPSH_A$  : NPSH yang tersedia

$P_a$  : tekanan operasi

$P_{vp}$  : tekanan uap murni

$S$  : suction head (z1)

$hsl$  : kerugian *head* didalam pipa hisap / *friction loss* (m)

Menentukan Head karena faktor friksi pada titik 1 daerah hisap ( $hsl$ )

- Panjang pipa lurus

Panjang pipa lurus pada daerah hisap adalah 4 m

- Panjang Ekuivalen

Perihal	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma le$ (ft)	$\Sigma le$ (m)
sudden contraction	2	1	2	0,6096
globe valve, open	16	1	16	4,8768
standard elbow	6	1	6	1,8288
Total				7,3152

$$L + \Sigma Le = 4 \text{ m} + 7,3152 \text{ m} = 11,3152 \text{ m}$$

Maka :

$$\begin{aligned} hsl &= f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{v^2}{2g} \\ &= 0,0135 \cdot \frac{11,3152 \text{ m}}{0,0124 \text{ m}} \cdot \frac{(0,002096 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\ &= 0,00000276 \text{ m} \end{aligned}$$

j. Menentukan tekanan uap fluida

$$P_{uap} = \Sigma y_i \cdot P_{uap\ i}$$

Dimana :

$P_{uap}$  : tekanan uap fluida yang dipompa (bar)

$y_i$  : fraksi mol komponen

$P_{uap\ i}$  : tekanan uap masing-masing komponen (bar)

Tekanan uap masing-masing komponen didapat dengan menggunakan persamaan Antoine.

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

Diperoleh dari Chapter 7, Yaws

Dimana :

$P$  : tekanan (mmHg)

$T$  : suhu (K)

$A, B, C, D, E$  : konstanta

komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3,1522E+03	-7,3037E+00	2,4247E-09	1,8090E-06

komponen	BM	Kmol	yi	P uap	yi . P°
H <sub>2</sub> O	18	575,2518	1	0,0421	0,0421
Total		575,2518	1		0,0421

$$P_{\text{uap}} = 0,0421$$

Maka :

$$NPSH = 1 \text{ m} + \frac{(1,0133 - 0,0421) \text{ bar} \times \frac{10^5 \text{ N}}{\text{bar}} \frac{\text{m}^2}{\text{bar}}}{1023,013 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - 0,00000276 \text{ m} = 0,58017 \text{ m}$$

NPSH terhitung positif maka tidak terjadi kavitasi

k. Menghitung NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/5} \times Q^{2/3} \\ &= \left( \frac{3000 \text{ rpm}}{1200} \right)^{4/5} \times \left( 0,0000260 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \right)^{2/3} \\ &= 0,001826 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diperoleh NPSH yang tersedia (0,1171 m) NPSH yang diperlukan (0,03393 m) maka pompa dapat bekerja tanpa mengalami kavitasi.

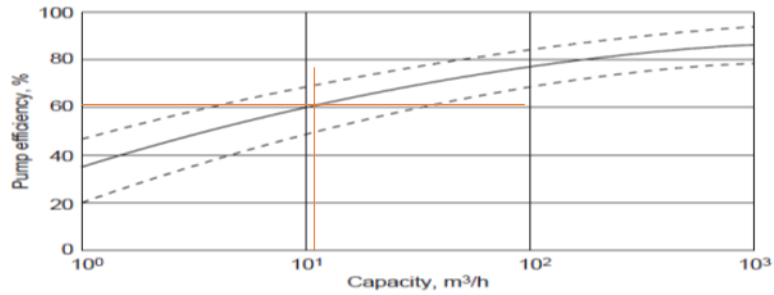
l. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{\eta}$$

(Persama 3-6 Ludwig vol 1, hal 130)

Dimana :

- H : Head pompa (m)
- Q : kapasitas pompa (ft<sup>3</sup>/s)
- BHP : Daya penggerak poros (Hp)
- η : efisiensi pompa
- ρ : rapat massa (lb/ft<sup>3</sup>)



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 10.63 Towler and Sinnott, 2008, “*Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design*”, halaman 625.

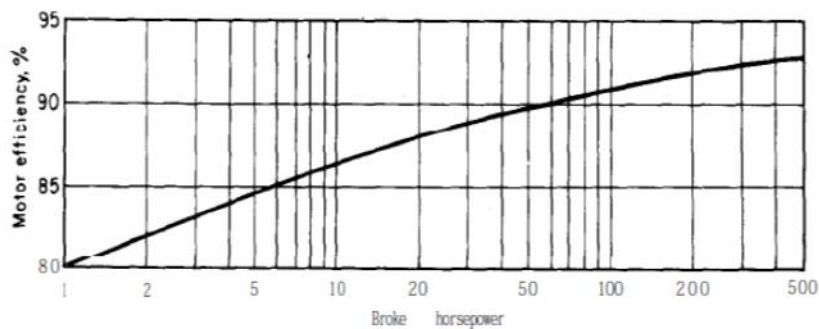
Untuk kapasitas,  $Q_1 = 0,0000260 \text{ m}^3/\text{s} \times (3600 \text{ s/jam}) = 0,0936 \text{ m}^3/\text{jam}$

Diperoleh eff = 58 %

Maka :

$$\begin{aligned}
 BHP &= \frac{0,000918 \frac{ft^3}{s} \cdot 9,8425 ft \cdot 63,8665 \frac{lb}{ft^3}}{58\%} \\
 &= 0,99493 lb \cdot ft/s \\
 &= 0,00180 Hp
 \end{aligned}$$

Menentukan motor standar



**FIGURE 1438**  
Efficiencies of three-phase motors.

Efisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 Peters and Timmerhaus, 1991, “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, ed. IV, halaman 521 yaitu sebesar 80%.

Maka :

$$Daya = \frac{BHP}{\eta_{motor}} = \frac{0,00180 Hp}{80\%} = 0,00225 Hp$$

Dipilih daya motor standar sebesar 0,5 Hp.

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1\frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7\frac{1}{2}$ , 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

(Ludwig, 2001, “*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*”, ed. III,, vol III, halaman 628).

## **KESIMPULAN POMPA UTILITAS 04** **(PU – 04)**

Tugas : mengalirkan air dari Kation Exchanger (KE – 01) menuju Anion Exchanger (AE – 01) dengan kecepatan = 96,221 kg/j

Jenis : *centrifugal pump*

### **Pemilihan Pipa :**

IPS = 4  
Schedule No. = 80  
Diameter luar (OD) = 2,88 in = 0,07315 m  
Diameter dalam (ID) = 2,469 in = 0,06271 m  
Luas penampang (at) = 0,03326 ft<sup>2</sup> = 0,00309 m<sup>2</sup>

### **Ringkasan Perhitungan :**

Laju alir = 28666,613 kg/jam  
Head pompa = 3,8586 m  
Kecepatan spesifik = 87,7761 rad/s  
NPSH<sub>A</sub> = 0,1171 m  
NPSH<sub>R</sub> = 0,03393 m

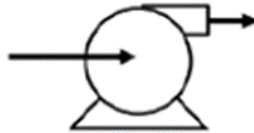
### **Putaran Pompa :**

Kecepatan putar = 1000 rpm  
Efisiensi motor = 80%  
Motor standard = 1 Hp

## POMPA UTILITAS 05 (PU-05)

Tugas : mengalirkan air dari Anion Exchanger (AE – 01) menuju Deaerator (D-01) dengan kecepatan = 96,221 kg/j

Jenis : *centrifugal pump*



### 1. Data umpan masuk

Umpan masuk pada suhu = 30°C = 303 K

Bahan yang dipompa :

komponen	BM	Massa (kg/jam)	Fraksi massa
H <sub>2</sub> O	18	96,2210	1,00
Total		96,2210	1,00

Viskositas fase cair

$$\log_{10} n_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Diperoleh dari Chapter 22, Yaws

Dimana :

$n_{liq}$  : viskositas fase cair (cp)

T : suhu (K)

A, B, C, D : konstanta

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1,7925E+03	1,7730E-02	-1,2631E-05

$$\begin{aligned} \text{Viskositas} &= 0,817696 \text{ cp} \\ &= 0,000817696 \text{ kg/m s} \\ &= 2,94371 \text{ kg/m jam} \end{aligned}$$

Rapat massa (densitas) fase cair

$$\rho = A B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Diperoleh dari Chapter 8, Yaws

Dimana :

$\rho$  : densitas (g/ml)

T : suhu (K)

T<sub>c</sub> : suhu kritis (K)

A, B dan n : konstanta

Komponen	A	B	N	Tc
H <sub>2</sub> O	0,34710	0,27400	0,28571	647,13

$$\begin{aligned} \text{Densitas} &= 1023,013 \text{ kg/m}^3 \\ &= 63,8665 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

## 2. Kapasitas pompa

$$\text{massa, } m = 96,2210 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} = 0,00267 \text{ kg/s}$$

Kecepatan volume cairan

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{0,00267 \text{ kg/s}}{1023,013 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,0000260 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,000918 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Untuk menghitung Head pompa dibutuhkan penentuan titik pepompaan, sebagai berikut :

Titik 1 *suction*

Tekanan *suction head*, P<sub>1</sub> : 1 atm = 1,0133 bar

Tinggi *suction head*, z<sub>1</sub> : 1 m

Kecepatan linear, v<sub>1</sub> : ~ 0 m/s (kecepatan penurunan permukaan cairan)

Titik 2 *discharge*

Tekanan *discharge head*, P<sub>2</sub> : 1 atm = 1,0133 bar

Tinggi *discharge head*, z<sub>2</sub> : 4 m

## 3. Diameter pipa

Ukuran diameter pipa optimum didapat dari persamaan :

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ D_{opt} &= 3,9 \cdot (0,0000918 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \cdot (63,8665 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 0,1021 \text{ in} \end{aligned}$$

(Peters and Timmerhaus, 2003 “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, 4<sup>th</sup> ed, halaman 496)

Keterangan :

D<sub>opt</sub> = diameter pipa optimum (in)

Q = Kecepatan volume fluida (ft<sup>3</sup>/s)

ρ = Rapat massa fluida (lb/ft<sup>3</sup>)

Dipilih ukuran standard dari Appendix K item 2 hal 387 Brownell

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
5/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
3/4	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
7/8	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2 1/2	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.828	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20‡	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20‡	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

\* Commonly known as standard.  
 † Commonly known as extra heavy.  
 ‡ Approximately.

IPS = 0,5

Schedule No. = 40

Diameter luar (OD) = 0,840 in = 2,1336 m

Diameter dalam (ID) = 0,622 in = 1,57988 m

Luas penampang (at) = 0,0021 ft<sup>2</sup> = 0,000195 m<sup>2</sup>



4. Head pompa  
 a. Pemilihan bahan konstruksi

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
Iron	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.007	2.0	± 50
	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
Brass	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	± 60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	± 60
	Rough	0.007	2.0	± 50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	± 60
Wood	Stave	0.0016	0.5	± 40

Dipilih jenis baja stainless

Dimana nilai kekasaran (ε) = 0,000007 ft  
 = 0,000007 ft x 0,3048 m/ft  
 = 0,0000021336 m

(White, "Fluid Mechanics", 5<sup>th</sup> ed, halaman 349)

Kekasaran relatif (e<sub>r</sub>)

$$e_r = \frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0,0000021336 \text{ m}}{1,57988 \text{ m}} = 0,000001350$$

- b. Kecepatan linier (v<sub>2</sub>)

A pipa = ( 3,14 x 1,57988 ) / 4 = 1,2402 m<sup>2</sup>

$$V = \frac{Q}{A_p} = \frac{0,0000260 \text{ m}^3/\text{s}}{1,2402 \text{ m}^2} = 0,00002096 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

- c. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho \cdot ID \cdot v}{\mu}$$

$$= \frac{1023,013 \text{ kg/m}^3 \cdot 1,57988 \text{ m} \cdot 0,00002096 \text{ m/s}}{0,000817696 \text{ kg/m s}}$$

$$= 41,4290$$

Keterangan :

ID : Diameter dalam (m)

Re : Bilangan Reynold

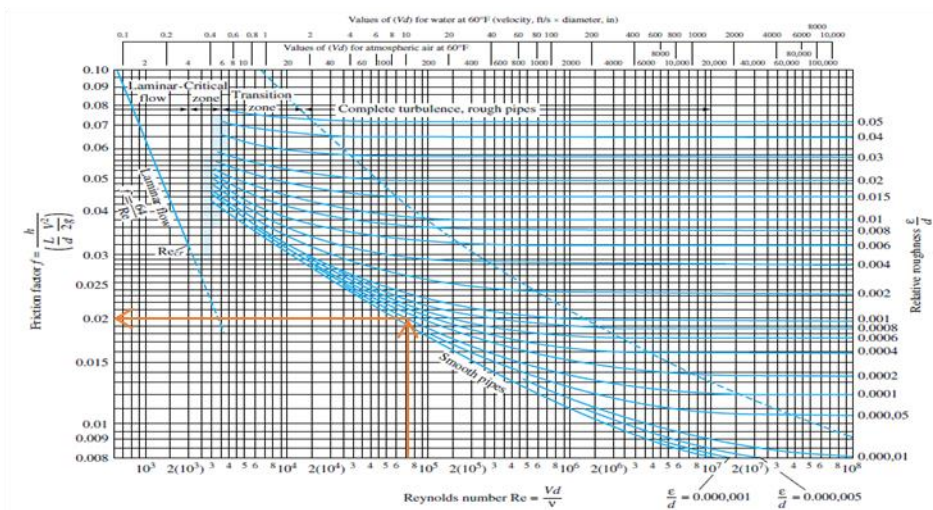
v : Kecepatan linear fluida (m/s)

μ : Viskositas fluida (kg/m s)

ρ : Rapat massa fluida (kg/m<sup>3</sup>)

g. Faktor friksi

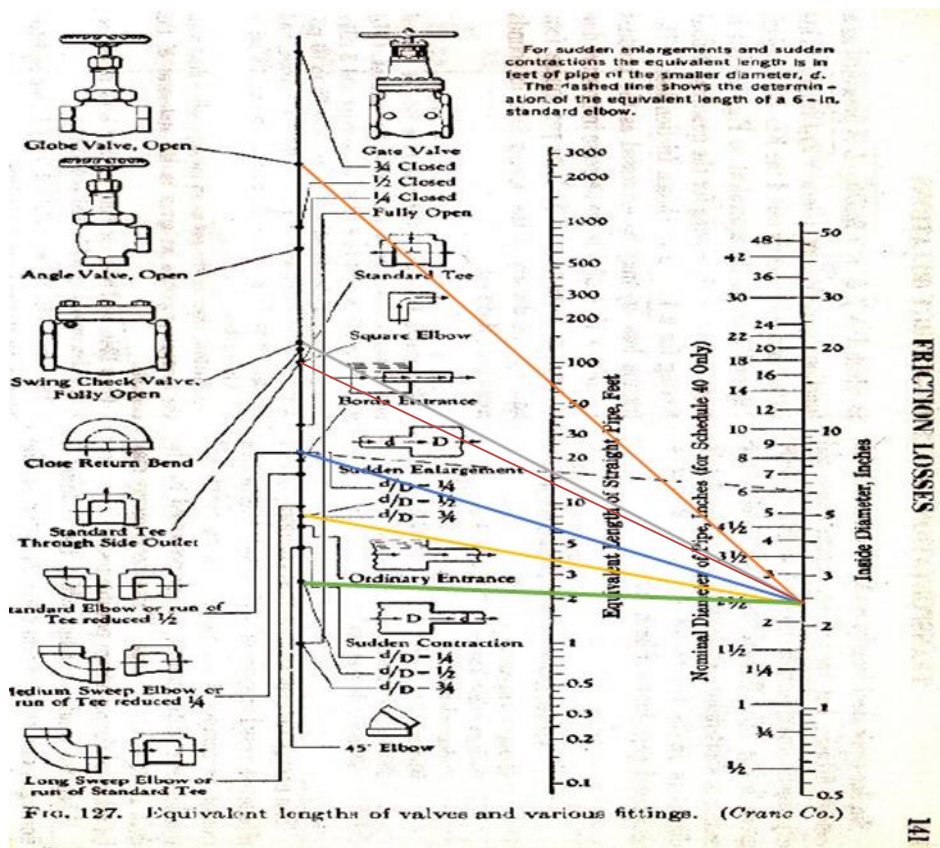
Menggunakan diagram Moody Fig. 6.13 (White, "Fluid Mechanics" halaman 370) didapatkan faktor friksi (f) yaitu 0,0135



5. Rencana pemipaan

Panjang pipa lurus (L) dibuat sepanjang 10 m

Penentuan panjang Ekvivalen ( $L_e$ ) didapat dari Brown fig.127 sebagai berikut :



Equivalent length	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma le$ (ft)	$\Sigma le$ (m)
sudden enlargement	1	2	2	0,6096
sudden contraction	0,6	2	1,2	0,36576
check valve	4	1	4	1,2192
globe valve, open	17	1	17	5,1816
standard elbow	1,5	4	6	1,8288
standard tee	3,5	1	3,5	1,0668
Total				10,27176

Maka :

$$L + \Sigma Le = 10 \text{ m} + 10,27176 \text{ m} = 20,27176 \text{ m}$$

#### 6. Penentuan head pompa karena faktor friksi

Head pompa karena faktor friksi dapat dihitung dengan pers. *Darcy Weisbach* yaitu:

$$\begin{aligned}
 hf &= f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{v^2}{2g} \\
 &= 0,0135 \cdot \frac{20,27176 \text{ m}}{1,57988 \text{ m}} \cdot \frac{(0,00002096 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 0,0434 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dimana :

hf = Head karena faktor friksi

f = fraktor friksi

L = panjang pipa (m)

ID = diameter dalam pipa (m)

v = kecepatan linier fluida (m/s)

g = gaya gravitasi (32,1 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,8 m/s<sup>2</sup>)

(Karrasik, *J.I Pump Handbook* 2001, page 8.34)

#### 7. Head pompa

Head pompa dapat dihitung dengan persamaan Bernoulli sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 H &= hf + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{v^2}{2g} + z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{v^2}{2g} + z \right)_1 \\
 &= 0,0434 \text{ m} + \left( \frac{1,0133 \text{ bar}}{1023,013 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + \frac{(0,00002096 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \right. \\
 &\quad \left. + 4 \right)_2 - \left( \frac{1,0133 \text{ bar}}{1023,013 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + \frac{(0 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \right. \\
 &\quad \left. + 1 \right)_1 \\
 &= 5,04 \text{ m}
 \end{aligned}$$

(White, "*Fluid Mechanics*" halaman 715)

8. Kecepatan spesifik

Penentuan kecepatan spesifik didapat dari Buku Pump Handbook 3<sup>rd</sup> ed., 2001 by Karrasik, J.I page 1.5 yaitu sebagai berikut :

$$N_s = \frac{N \sqrt{\frac{Q_L}{suction}}}{g \cdot \left(\frac{H}{stage}\right)^{0,75}} \times 2733$$

Dimana :

Ns : kecepatan spesifik (antara 0,1-1 rad)

N : kecepatan putar (rad/s)

Q<sub>L</sub> : laju alir pompa (m<sup>3</sup>/s)

g : gaya gravitasi (32,1 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,8 m/s<sup>2</sup>)

suction: jumlah suction

stage : jumlah stage

H : Head pompa (m)

menentukan kecepatan putar

penentuan kecepatan putar didapat dari buku *Design for Chemical and Petrochemical Plant* by Ludwig. E. E Vol 3 3<sup>rd</sup> ed., Tab. 14.2 page 624 yaitu :

Table 14-2  
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles Rpm		Standard Horsepower	
	50	60	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} practical as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$rpm = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Dipilih kecepatan putar sebesar 1000 rpm

Faktor slip berkisar 5-13% dipilih faktor slip 5%

Maka :

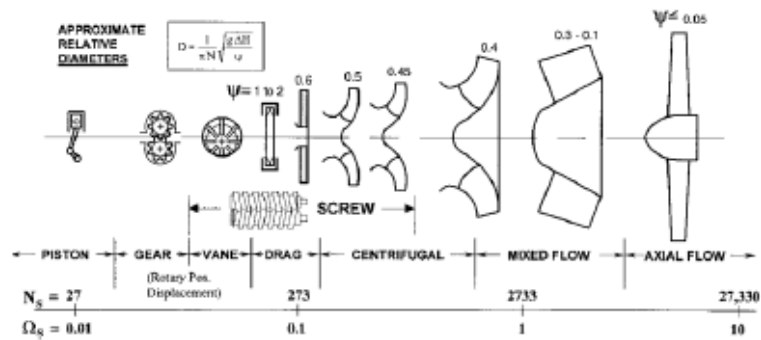
Kecepatan putar (N) = 3000 rpm x 95%

= 2850 rpm

$$= 298,3 \text{ rad/s}$$

Maka kecepatan spesifik ( $N_s$ ) adalah :

$$N_s = \frac{298,3 \text{ rad/s} \sqrt{\frac{0,0000260 \text{ m}^3/\text{s}}{1}}}{9,8 \text{ m/s}^2 \cdot \left(\frac{5,04 \text{ m}}{1}\right)^{0,75}} \times 2733 = 126,1044 \text{ rpm}$$



Nilai  $N_s$  harus  $0,1 < N_s < 1$ , jika tidak bernilai tersebut maka perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa, stage pada pompa yang dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada didalam pompa.

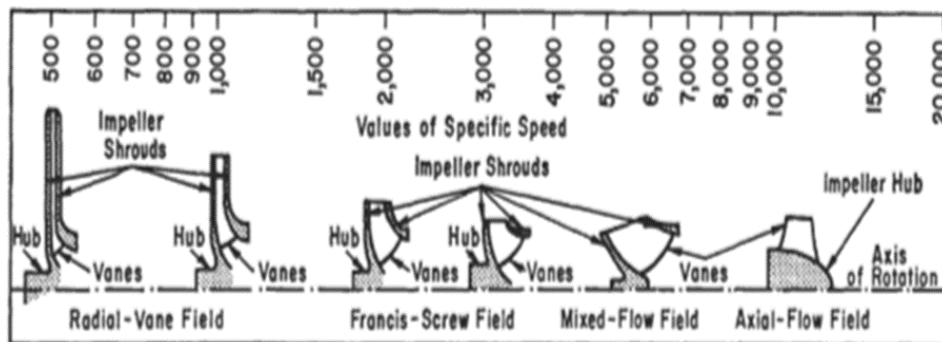


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17]. *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Berdasarkan *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant* halaman 194 dengan *Spesific speed* 126,1044 rpm maka dipakai jenis pompa sentrifugal dengan tipe **Radial-Vane Field**.

## 9. Net Positive Suction Head (NPSH)

### m. Net Positive Suction Head yang tersedia (NPSH<sub>A</sub>)

Penentuan *Net Positive Suction Head* (NPSH) didapat dari buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant* pers. 3.15, halaman 190 yaitu sebagai berikut :

$$NPSH = S + (P_a - P_{vp}) \frac{1}{\gamma} - hsl$$

Dimana :

$NPSH_A$  : NPSH yang tersedia

$P_a$  : tekanan operasi

$P_{vp}$  : tekanan uap murni

$S$  : suction head (z1)

$hsl$  : kerugian *head* didalam pipa hisap / *friction loss* (m)

Menentukan Head karena faktor friksi pada titik 1 daerah hisap ( $hsl$ )

- Panjang pipa lurus

Panjang pipa lurus pada daerah hisap adalah 4 m

- Panjang Ekuivalen

Perihal	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma le$ (ft)	$\Sigma le$ (m)
sudden contraction	0,6	1	0,6	0,18288
globe valve, open	17	1	17	5,1816
standard elbow	1,5	1	1,5	0,4572
Total				5,82168

$$L + \Sigma Le = 4 \text{ m} + 5,82168 \text{ m} = 9,82168 \text{ m}$$

Maka :

$$\begin{aligned} hsl &= f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{v^2}{2g} \\ &= 0,0135 \cdot \frac{9,82168 \text{ m}}{1,57988 \text{ m}} \cdot \frac{(0,00002096 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\ &= 1,881 \text{ m} \end{aligned}$$

n. Menentukan tekanan uap fluida

$$P_{uap} = \Sigma y_i \cdot P_{uap\ i}$$

Dimana :

$P_{uap}$  : tekanan uap fluida yang dipompa (bar)

$y_i$  : fraksi mol komponen

$P_{uap\ i}$  : tekanan uap masing-masing komponen (bar)

Tekanan uap masing-masing komponen didapat dengan menggunakan persamaan Antoine.

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

Diperoleh dari Chapter 7, Yaws

Dimana :

$P$  : tekanan (mmHg)

$T$  : suhu (K)

A, B, C, D, E : konstanta

komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3,1522E+03	-7,3037E+00	2,4247E-09	1,8090E-06

komponen	BM	Kmol	yi	P uap	yi . P°
H <sub>2</sub> O	18	575,2518	1	0,0421	0,0421
Total		575,2518	1		0,0421

$$P \text{ uap} = 0,0421$$

Maka :

$$NPSH = 1 \text{ m} + \frac{(1,0133 - 0,0421) \text{ bar} \times \frac{10^5 \text{ N}}{\text{bar}} \frac{\text{m}^2}{\text{bar}}}{1023,013 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - 0,4630 \text{ m} = 0,1171 \text{ m}$$

NPSH terhitung positif maka tidak terjadi kavitasi

o. Menghitung NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3} \\ &= \left(\frac{1000 \text{ rpm}}{1200}\right)^{4/5} \times \left(0,00778 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right)^{2/3} \\ &= 0,03393 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diperoleh NPSH yang tersedia (0,1171 m) NPSH yang diperlukan (0,03393 m) maka pompa dapat bekerja tanpa mengalami kavitasi.

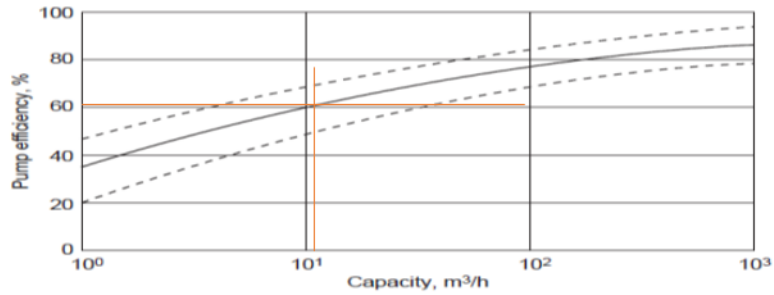
p. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{\eta}$$

(Persama 3-6 Ludwig vol 1, hal 130)

Dimana :

- H : Head pompa (m)
- Q : kapasitas pompa (ft<sup>3</sup>/s)
- BHP : Daya penggerak poros (Hp)
- η : efisiensi pompa
- ρ : rapat massa (lb/ft<sup>3</sup>)



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 10.63 Towler and Sinnott, 2008, “*Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design*”, halaman 625.

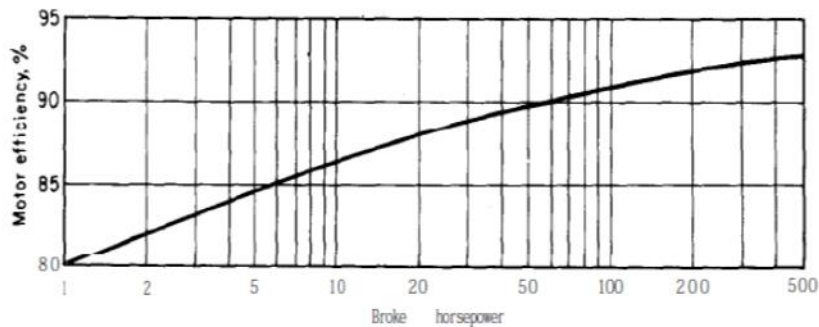
Untuk kapasitas,  $Q_1 = 0,00778 \text{ m}^3/\text{s} \times (3600 \text{ s/jam}) = 28,008 \text{ m}^3/\text{jam}$

Diperoleh eff = 82 %

Maka :

$$\begin{aligned}
 BHP &= \frac{0,27475 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \cdot 12,6594 \text{ ft} \cdot 63,8665 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{82\%} \\
 &= 270,9006 \text{ lb. ft/s} \\
 &= 0,4925 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

Menentukan motor standar



**FIGURE 1438**  
Efficiencies of three-phase motors.

Efisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 Peters and Timmerhaus, 1991, “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, ed. IV, halaman 521 yaitu sebesar 80%.

Maka :

$$\text{Daya} = \frac{BHP}{\eta_{\text{motor}}} = \frac{0,4925 \text{ Hp}}{80\%} = 0,6156 \text{ Hp}$$

Dipilih daya motor standar sebesar 1 Hp.



*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1\frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7\frac{1}{2}$ , 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

(Ludwig, 2001, “*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*”, ed. III,, vol III, halaman 628).

## **KESIMPULAN POMPA UTILITAS 05 (PU – 05)**

Tugas : mengalirkan air dari bak cooling tower (CT) menuju system pendinginan proses dengan kecepatan = 28666,613 kg/j

Jenis : *centrifugal pump*

### **Pemilihan Pipa :**

IPS = 4  
Schedule No. = 80  
Diameter luar (OD) = 2,88 in = 0,07315 m  
Diameter dalam (ID) = 2,469 in = 0,06271 m  
Luas penampang (at) = 0,03326 ft<sup>2</sup> = 0,00309 m<sup>2</sup>

### **Ringkasan Perhitungan :**

Laju alir = 28666,613 kg/jam  
Head pompa = 3,8586 m  
Kecepatan spesifik = 87,7761 rad/s  
NPSH<sub>A</sub> = 0,1171 m  
NPSH<sub>R</sub> = 0,03393 m

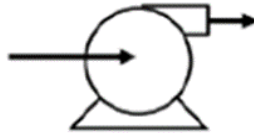
### **Putaran Pompa :**

Kecepatan putar = 1000 rpm  
Efisiensi motor = 80%  
Motor standard = 1 Hp

## POMPA UTILITAS 06 (PU-06)

Tugas : mengalirkan air dari Deaerator (D – 01) menuju Anion Exhanger (AE – 01) dengan kecepatan = 962,210 kg/j

Jenis : *centrifugal pump*



### 1. Data umpan masuk

Umpan masuk pada suhu = 30°C = 303 K

Bahan yang dipompa :

komponen	BM	Massa (kg/jam)	Fraksi massa
H <sub>2</sub> O	18	962,210	1,00
Total		962,210	1,00

Viskositas fase cair

$$\log_{10} n_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Diperoleh dari Chapter 22, Yaws

Dimana :

$n_{liq}$  : viskositas fase cair (cp)

T : suhu (K)

A, B, C, D : konstanta

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1,7925E+03	1,7730E-02	-1,2631E-05

$$\begin{aligned} \text{Viskositas} &= 0,817696 \text{ cp} \\ &= 0,000817696 \text{ kg/m s} \\ &= 2,94371 \text{ kg/m jam} \end{aligned}$$

Rapat massa (densitas) fase cair

$$\rho = A B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Diperoleh dari Chapter 8, Yaws

Dimana :

$\rho$  : densitas (g/ml)

T : suhu (K)

T<sub>c</sub> : suhu kritis (K)

A, B dan n : konstanta

Komponen	A	B	N	Tc
H <sub>2</sub> O	0,34710	0,27400	0,28571	647,13

$$\begin{aligned} \text{Densitas} &= 1023,013 \text{ kg/m}^3 \\ &= 63,8665 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

## 2. Kapasitas pompa

$$\text{massa, } m = 962,210 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} = 0,2672 \text{ kg/s}$$

Kecepatan volume cairan

$$\begin{aligned} Q &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{0,2672 \text{ kg/s}}{1023,013 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,000261 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 0,00921 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Untuk menghitung Head pompa dibutuhkan penentuan titik pepompaan, sebagai berikut :

Titik 1 *suction*

Tekanan *suction head*, P<sub>1</sub> : 1 atm = 1,0133 bar

Tinggi *suction head*, z<sub>1</sub> : 1 m

Kecepatan linear, v<sub>1</sub> : ~ 0 m/s (kecepatan penurunan permukaan cairan)

Titik 2 *discharge*

Tekanan *discharge head*, P<sub>2</sub> : 1 atm = 1,0133 bar

Tinggi *discharge head*, z<sub>2</sub> : 4 m

## 3. Diameter pipa

Ukuran diameter pipa optimum didapat dari persamaan :

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \\ D_{opt} &= 3,9 \cdot (0,00921 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \cdot (63,8665 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 0,8122 \text{ in} \end{aligned}$$

(Peters and Timmerhaus, 2003 “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, 4<sup>th</sup> ed, halaman 496)

Keterangan :

D<sub>opt</sub> = diameter pipa optimum (in)

Q = Kecepatan volume fluida (ft<sup>3</sup>/s)

ρ = Rapat massa fluida (lb/ft<sup>3</sup>)

Dipilih ukuran standard dari Appendix K item 2 hal 387 Brownell

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/2	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/4	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1 1/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1 1/2	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 3/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2 1/2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
3	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
4	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
6	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.828	11.5		1.002	15.0
8	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
10	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
12	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.0		2.55	54.8
14	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
16	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
18	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
20	18.0	20‡	17.25	234	4.712	4.52	72.7
22	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
24	22.0	20‡	21.25	355	5.747	5.56	84.0
	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

\* Commonly known as standard.  
 † Commonly known as extra heavy.  
 ‡ Approximately.

IPS = 0,5

Schedule No. = 40

Diameter luar (OD) = 0,840 in = 0,021336 m

Diameter dalam (ID) = 0,622 in = 0,0157988 m

Luas penampang (at) = 0,00211 ft<sup>2</sup> = 0,000196025 m<sup>2</sup>

4. Head pompa  
 a. Pemilihan bahan konstruksi

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
Iron	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.007	2.0	± 50
	Cast, new	0.00085	0.26	± 50
Brass	Wrought, new	0.00015	0.046	± 20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	± 40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	± 50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	± 60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	± 60
	Rough	0.007	2.0	± 50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	± 60
Wood	Stave	0.0016	0.5	± 40

Dipilih jenis baja stainless

Dimana nilai kekasaran (ε) = 0,000007 ft  
 = 0,000007 ft x 0,3048 m/ft  
 = 0,0000021336 m

(White, "Fluid Mechanics", 5<sup>th</sup> ed, halaman 349)

Kekasaran relatif (e<sub>r</sub>)

$$e_r = \frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0,0000021336 \text{ m}}{0,0157988 \text{ m}} = 0,0001350$$

- b. Kecepatan linier (v<sub>2</sub>)

A pipa = ( 3,14 x 0,0157988 ) / 4 = 0,0124 m<sup>2</sup>

$$V = \frac{Q}{Ap} = \frac{0,000261 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0124 \text{ m}^2} = 0,02104 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

- c. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho \cdot ID \cdot v}{\mu}$$

$$= \frac{1023,013 \text{ kg/m}^3 \cdot 0,0124 \text{ m} \cdot 0,02104 \text{ m/s}}{0,000817696 \text{ kg/m s}}$$

$$= 326,4049$$

Keterangan :

ID : Diameter dalam (m)

Re : Bilangan Reynold

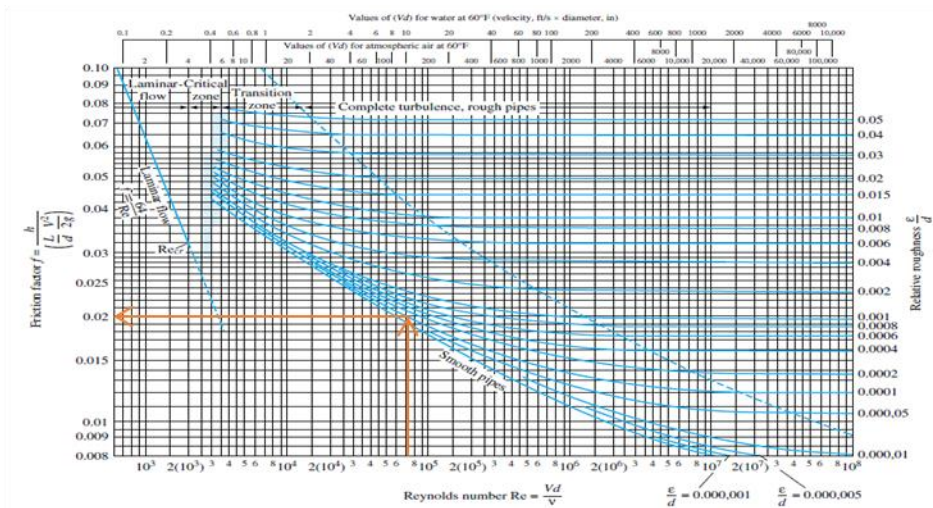
v : Kecepatan linear fluida (m/s)

μ : Viskositas fluida (kg/m s)

ρ : Rapat massa fluida (kg/m<sup>3</sup>)

h. Faktor friksi

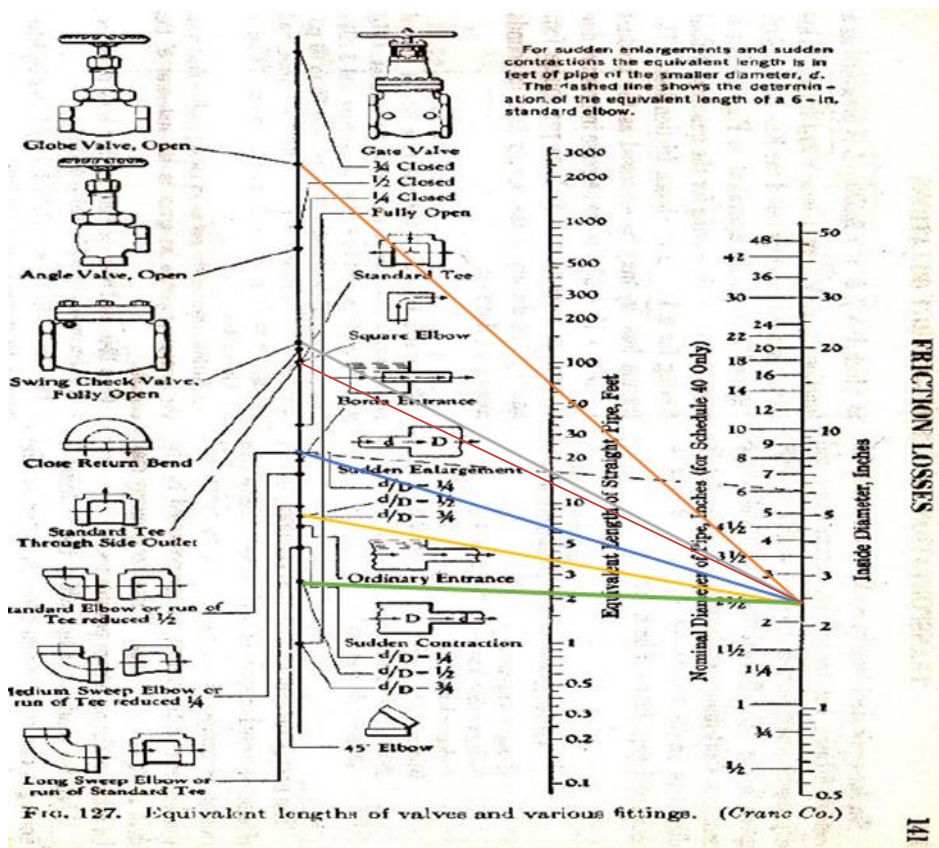
Menggunakan diagram Moody Fig. 6.13 (White, "Fluid Mechanics" halaman 370) didapatkan faktor friksi (f) yaitu 0,0135



5. Rencana pemipaan

Panjang pipa lurus (L) dibuat sepanjang 10 m

Penentuan panjang Ekvivalen ( $L_e$ ) didapat dari Brown fig.127 sebagai berikut :



Equivalent length	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma le$ (ft)	$\Sigma le$ (m)
sudden enlargement	3	2	6	1,8288
sudden contraction	2	2	4	1,2192
check valve	4	1	4	1,2192
globe valve, open	16	1	16	4,8768
standard elbow	6	4	24	7,3152
standard tee	3,5	1	3,5	1,0668
Total				17,526

Maka :

$$L + \Sigma Le = 10 \text{ m} + 17,526 \text{ m} = 27,526 \text{ m}$$

#### 6. Penentuan head pompa karena faktor friksi

Head pompa karena faktor friksi dapat dihitung dengan pers. *Darcy Weisbach* yaitu:

$$\begin{aligned}
 hf &= f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{v^2}{2g} \\
 &= 0,0135 \cdot \frac{27,526 \text{ m}}{0,0124 \text{ m}} \cdot \frac{(0,02104 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 0,000676 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dimana :

hf = Head karena faktor friksi

f = fraktor friksi

L = panjang pipa (m)

ID = diameter dalam pipa (m)

v = kecepatan linier fluida (m/s)

g = gaya gravitasi (32,1 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,8 m/s<sup>2</sup>)

(Karrasik, *J.I Pump Handbook* 2001, page 8.34)

#### 7. Head pompa

Head pompa dapat dihitung dengan persamaan Bernoulli sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 H &= hf + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{v^2}{2g} + z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{v^2}{2g} + z \right)_1 \\
 &= 0,000676 \text{ m} + \left( \frac{1,0133 \text{ bar}}{1023,013 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + \frac{(0,02104 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + 4 \right)_2 \\
 &\quad - \left( \frac{1,0133 \text{ bar}}{1023,013 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + \frac{(0 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} + 1 \right)_1 \\
 &= 3,00067 \text{ m}
 \end{aligned}$$

(White, "*Fluid Mechanics*" halaman 715)



8. Kecepatan spesifik

Penentuan kecepatan spesifik didapat dari Buku Pump Handbook 3<sup>rd</sup> ed., 2001 by Karrasik, J.I page 1.5 yaitu sebagai berikut :

$$N_s = \frac{N \sqrt{\frac{Q_L}{suction}}}{g \cdot \left(\frac{H}{stage}\right)^{0,75}} \times 2733$$

Dimana :

Ns : kecepatan spesifik (antara 0,1-1 rad)

N : kecepatan putar (rad/s)

Q<sub>L</sub> : laju alir pompa (m<sup>3</sup>/s)

g : gaya gravitasi (32,1 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,8 m/s<sup>2</sup>)

suction: jumlah suction

stage : jumlah stage

H : Head pompa (m)

menentukan kecepatan putar

penentuan kecepatan putar didapat dari buku *Design for Chemical and Petrochemical Plant* by Ludwig. E. E Vol 3 3<sup>rd</sup> ed., Tab. 14.2 page 624 yaitu :

Table 14-2  
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles Rpm		Standard Horsepower	
	50	60	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} practical any as above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Dipilih kecepatan putar sebesar 1500 rpm

Faktor slip berkisar 5-13% dipilih faktor slip 5%

Maka :

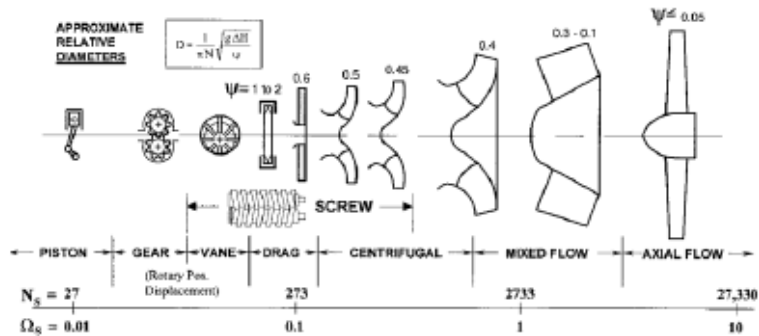
Kecepatan putar (N) = 1500 rpm x 95%

= 1425 rpm

= 149,15 rad/s

Maka kecepatan spesifik (Ns) adalah :

$$N_s = \frac{149,15 \text{ rad/s} \sqrt{\frac{0,000261 \text{ m}^3/\text{s}}{1}}}{9,8 \text{ m/s}^2 \cdot \left(\frac{3,00067 \text{ m}}{1}\right)^{0,75}} \times 2733 = 294,7429 \text{ rpm}$$



Nilai  $N_s$  harus  $0,1 < N_s < 1$ , jika tidak bernilai tersebut maka perlu ditambah rotasi atau stage pada pompa, stage pada pompa yang dimaksudkan pada jumlah kipas yang ada didalam pompa.

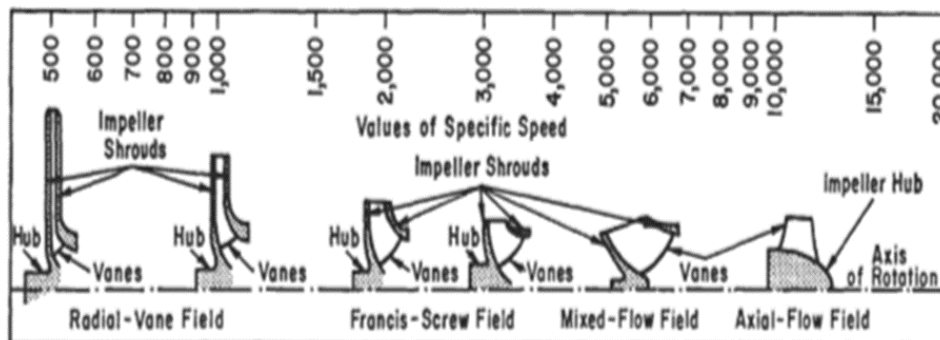


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Berdasarkan *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant* halaman 194 dengan *Specific speed* 294,7429 rpm maka dipakai jenis pompa sentrifugal dengan tipe **Radial-Vane Field**.

## 9. Net Positive Suction Head (NPSH)

### q. Net Positive Suction Head yang tersedia (NPSH<sub>A</sub>)

Penentuan *Net Positive Suction Head* (NPSH) didapat dari buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant* pers. 3.15, halaman 190 yaitu sebagai berikut :

$$NPSH = S + (P_a - P_{vp}) \frac{1}{\gamma} - hsl$$

Dimana :

- NPSH<sub>A</sub> : NPSH yang tersedia  
 P<sub>a</sub> : tekanan operasi  
 P<sub>vp</sub> : tekanan uap murni  
 S : suction head (z<sub>1</sub>)  
 hsl : kerugian *head* didalam pipa hisap / *friction loss* (m)

Menentukan Head karena faktor friksi pada titik 1 daerah hisap (hsl)

- Panjang pipa lurus

Panjang pipa lurus pada daerah hisap adalah 4 m

- Panjang Ekuivalen

Perihal	Le (ft)	Jumlah	Σle (ft)	Σle (m)
sudden contraction	2	1	2	0,6096
globe valve, open	16	1	16	4,8768
standard elbow	6	1	6	1,8288
Total				7,3152

$$L + \Sigma Le = 4 \text{ m} + 7,3152 \text{ m} = 11,3152 \text{ m}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 hsl &= f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{v^2}{2g} \\
 &= 0,0135 \cdot \frac{11,3152 \text{ m}}{0,0124 \text{ m}} \cdot \frac{(0,02104 \text{ m/s})^2}{2 \cdot 9,8 \text{ m/s}^2} \\
 &= 0,000278 \text{ m}
 \end{aligned}$$

- r. Menentukan tekanan uap fluida

$$P_{uap} = \Sigma y_i \cdot P_{uap i}$$

Dimana :

P<sub>uap</sub> : tekanan uap fluida yang dipompa (bar)

y<sub>i</sub> : fraksi mol komponen

P<sub>uap i</sub> : tekanan uap masing-masing komponen (bar)

Tekanan uap masing-masing komponen didapat dengan menggunakan persamaan Antoine.

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

Diperoleh dari Chapter 7, Yaws

Dimana :

P : tekanan (mmHg)

T : suhu (K)

A, B, C, D, E : konstanta

komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3,1522E+03	-7,3037E+00	2,4247E-09	1,8090E-06

komponen	BM	Kmol	yi	P uap	yi . P <sup>o</sup>
H <sub>2</sub> O	18	962,210	1	0,0421	0,0421
Total		962,210	1		0,0421

$$P_{\text{uap}} = 0,0421$$

Maka :

$$NPSH = 1 \text{ m} + \frac{(1,0133 - 0,0421) \text{ bar} \times \frac{10^5 \text{ N}}{\text{m}^2}}{1023,013 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}} - 0,000278 \text{ m} = 10,6869 \text{ m}$$

NPSH terhitung positif maka tidak terjadi kavitasasi

- s. Menghitung NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)

$$\begin{aligned} NPSH_R &= \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3} \\ &= \left(\frac{1500 \text{ rpm}}{1200}\right)^{4/5} \times \left(0,000261 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right)^{2/3} \\ &= 0,004882 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan diperoleh NPSH yang tersedia (10,6869 m) NPSH yang diperlukan (0,004882 m) maka pompa dapat bekerja tanpa mengalami kavitasasi.

- t. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

$$BHP = \frac{Q \cdot H \cdot \rho}{\eta}$$

(Persama 3-6 Ludwig vol 1, hal 130)

Dimana :

- H : Head pompa (m)  
 Q : kapasitas pompa (ft<sup>3</sup>/s)  
 BHP : Daya penggerak poros (Hp)  
 η : efisiensi pompa  
 ρ : rapat massa (lb/ft<sup>3</sup>)

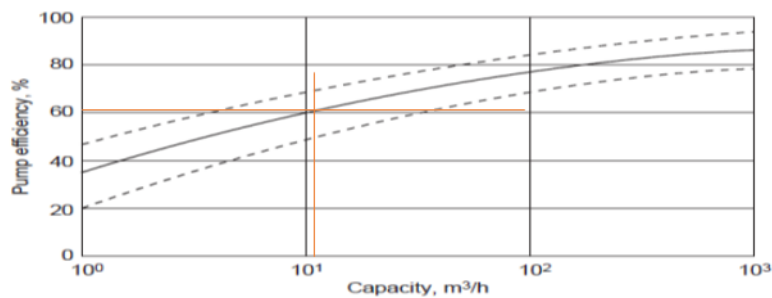


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 10.63 Towler and Sinnott, 2008, “*Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design*”, halaman 625.

Untuk kapasitas,  $Q_1 = 0,000261 \text{ m}^3/\text{s} \times (3600 \text{ s/jam}) = 0,9396 \text{ m}^3/\text{jam}$   
 Diperoleh eff = 58 %

Maka :

$$BHP = \frac{0,00921 \frac{ft^3}{s} \cdot 9,8447 ft \cdot 63,8665 \frac{lb}{ft^3}}{58\%}$$

$$= 9,9840 lb \cdot ft/s$$

$$= 0,01815 Hp$$

Menentukan motor standar

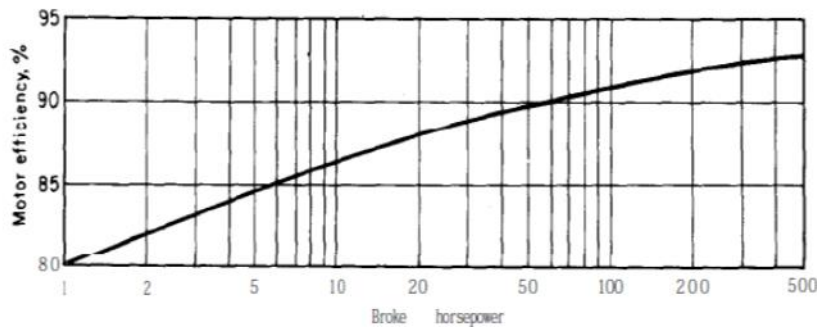


FIGURE 1438  
Efficiencies of three-phase motors.

Efisiensi motor diperoleh dari fig 14.38 Peters and Timmerhaus, 1991, “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*”, ed. IV, halaman 521 yaitu sebesar 80%.

Maka :

$$Daya = \frac{BHP}{\eta_{motor}} = \frac{0,0185 Hp}{80\%} = 0,023 Hp$$

Dipilih daya motor standar sebesar 0,5 Hp.

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1 \frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7 \frac{1}{2}$ , 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

(Ludwig, 2001, “*Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*”, ed. III, vol III, halaman 628).

## KESIMPULAN POMPA UTILITAS 06 (PU – 06)

Tugas : mengalirkan air dari Kation Exchanger (KE – 01) menuju Anion Exchanger (AE – 01) dengan kecepatan = 96,221 kg/j

Jenis : *centrifugal pump*

### Pemilihan Pipa :

IPS = 0,5

*Schedule No.* = 40

Diameter luar (OD) = 0,840 in = 0,021336 m

Diameter dalam (ID) = 0,622 in = 0,0157988 m

Luas penampang (at) = 0,00211 ft<sup>2</sup> = 0,000196025 m<sup>2</sup>

### Ringkasan Perhitungan :

Laju alir = 962,210 kg/jam

Head pompa = 3,00067 m

Kecepatan spesifik = 30,84975 rad/s

NPSH<sub>A</sub> = 10,6869 m

NPSH<sub>R</sub> = 0,004882 m

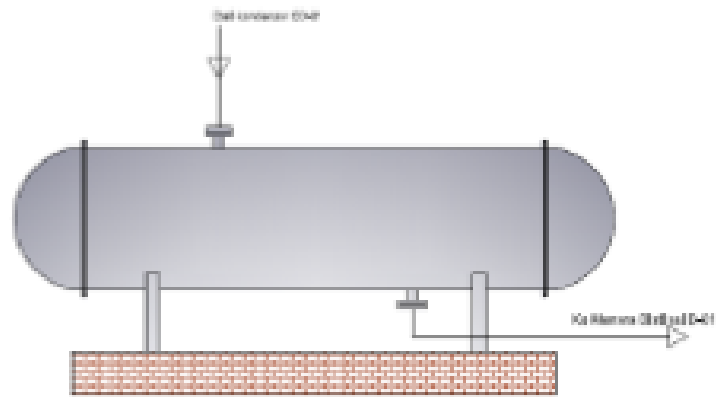
### Putaran Pompa :

Kecepatan putar = 1500 rpm

Effisiensi motor = 80%

Motor standard = 0,5 Hp

## TANGKI BAHAN BAKAR



Tugas : Menyimpan bahan bakar dengan waktu tinggal 15 hari

Tipe Alat : Tangki Silinder Vertikal

Waktu tinggal = 15 hari

Densitas fuel oil =  $950 \text{ kg/m}^3$

Jumlah bahan bakar (W) = 18270,97 kg

$$\text{Volume cairan} = \frac{W}{\text{Densitas Fuel oil}} = \frac{18270,97 \text{ kg}}{950 \text{ kg/m}^3} = 19,233 \text{ m}^3$$

Tangki dibuat 20% over design :

$$\text{Volume tangki} = 120\% \times 19,233 \text{ m}^3 = 23,079 \text{ m}^3$$

Apabila  $H = D$

$$V_t = \frac{\pi D^2 H}{4}$$

$$V_t = \frac{\pi D^2 D}{4}$$

$$D^3 = \frac{4 V_t}{\pi}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 23,079}{3,14}}$$

$$D = 3,086 \text{ m}$$

$$H = 3,086 \text{ m}$$

## FEVALUASI EKONOMI

Perhitungan evaluasi ekonomi Perancangan Pabrik Cycloheksana dari Hidrogenasi Benzene Kapasitas 30.000 Ton/Tahun meliputi penentuan harga alat Investasi biaya operasi dan analisa kelayakan. Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan rasio index harga. Berikut cara menghitung perkiraan harga yang sering digunakan :

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

Dimana :

Ex : Harga alat pada tahun x

Ey : Harga alat pada tahun y

Nx : Index harga pada tahun x

Ny : Index harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu tidak memotong kurva spesifikasi maka harga dapat diperkirakan dengan persamaan :

$$Eb = Ea \left( \frac{Ca}{Cb} \right)^{0,6}$$

Dimana :

Ea : Harga alat a

Eb : Harga alat b

Ca : Kapasitas alat a

Cb : Kapasitas alat b



### 1. Penentuan Harga Alat

Harga alat diambil dari :

- a. CE index 1945 : 86.1 (Aries Newton, 1995)
- b. CE index 2010 : 550.8 (<http://www.che.com>)
- c. CE index 2014 : 576.1 (<http://www.che.com>)
- d. CE index 2018 : 617.8 (<http://www.che.com>)
- e. CE index 2019 : 619.2 (<http://www.che.com>)
- f. CE index 2020 : 595.4 (<http://www.che.com>)

### 2. Pembulatan Harga

Harga dalam Rupiah dibulatkan dalam ratusan ribu terdekat

Harga dalam Dollar dibulatkan dalam satuan ribu terdekat

Kurs Dollar April 2020 \$ 1 = Rp 15,000.00

### 3. Upah Buruh

- a. Buruh Asing = \$20.00 / man hour
- b. Buruh Lokal = Rp 10.000 / man hour
- c. Perbandingan man hour asing = 2 man hour lokal

## I. ALAT PROSES

Berikut harga alat-alat proses :

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan Tahun 1954	Harga Satuan Tahun 2020	Total Harga
1	Reaktor	1	\$ 45,000	\$ 311,185	\$ 311,185
2	Tangki – 01	1	\$ 149,000	\$ 1,030,367	\$ 1,030,367
3	Tangki – 02	2	\$ 106,000	\$ 733,013	\$ 733,013
4	Tangki – 03	1	\$ 290,000	\$ 2,005,412	\$ 2,005,412
5	Heater – 01	1	\$ 3,000	\$ 20,746	\$ 20,746
6	Heater – 02	1	\$ 24,000	\$ 24,000	\$ 24,000
7	Cooler – 01	1	\$ 1,400	\$ 9,681	\$ 9,681
8	Cooler – 02	1	\$ 1,200	\$ 8,298	\$ 8,298
9	Condenser Partial	1	\$ 8,000	\$ 55,322	\$ 55,322
10	Vaporizer	1	\$ 2,500	\$ 17,288	\$ 17,288

11	Separator 1	1	\$ 5,600	\$ 38,725	\$38,725
12	Separator 2	1	\$ 15,400	\$ 106,494	\$106,494
13	Pompa – 01	1	\$ 800	\$ 5,532	\$ 5,532
14	Pompa – 02	1	\$ 410	\$ 2,835	\$ 2,835
15	Pompa – 03	1	\$ 420	\$ 2,904	\$ 2,904
16	Pompa – 04	1	\$ 800	\$ 5,532	\$ 5,532
17	Compressor	2	\$ 120,000	\$ 829,826	\$ 1,659,652
TOTAL					\$ 6,928,769

### PHYSICAL PLANT COST

#### 1. Harga alat sampai tempat

Harga alat sampai di tempat = 125% PEC

$$= 1.25 \times \$ 6,928,769 = \$ 8,660,960.86$$

#### 2. Instalasi

##### a. Material

$$= 11\% \times \text{PEC}$$

$$= 0.11 \times \$ 6,928,769 = \$ 762,164.56$$

##### b. Buruh

$$= 32\% \times \text{PEC}$$

$$= 0.32 \times \$ 6,928,769 = \$ 2,217,205.98$$

##### c. Jumlah Man Hour

$$= \text{Buruh} / \$20.0 \text{ man hour}$$

$$= \$ 2,217,205.98 / (\$20.0/\text{man hour}) = 110860.299 \text{ man hour}$$

##### d. Buruh Asing (5%)

$$= 0.05 \times 110860.299 \text{ man hour} \times (\$ 20.0/\text{man hour})$$

$$= \$ 110,860.30$$

##### e. Buruh Lokal (95%)

$$= 0.95 \times 2 \times 110860.299 \text{ man hour} \times (\text{Rp } 10,000.00)$$

$$= \$2,106,345,681.02$$

### 3. Permipaan

#### a. Material

$$= 49\% \times \text{PEC}$$

$$= 0.49 \times \$ 6,928,769 = \$ 3,395,096.66$$

#### b. Buruh

$$= 37\% \times \text{PEC}$$

$$= 0.37 \times \$ 6,928,769 = \$ 2,563,644.41$$

#### c. Jumlah Man Hour

$$= \$ 2,563,644.41 / \$ 20.0 \text{ man hour}$$

$$= 128182.2207 \text{ man hour}$$

#### d. Buruh Asing

$$= 0.05 \times 128182.2207 \text{ man hour} \times (\$20.0/\text{man hour})$$

$$= \$ 128,182.22$$

#### e. Buruh Lokal

$$= 0.95 \times 2 \times 128182.2207 \text{ man hour} \times (\text{Rp } 10,000.00)$$

$$= \text{Rp } 2,435,462,193,68$$

### 4. Instrumentasi

#### a. Material

$$= 0.24 \times \$ 6,928,769$$

$$= \$ 1,662,904.49$$

#### b. Buruh

$$= 0.06 \times \$ 6,928,769$$

$$= \$ 415,726.12$$

#### c. Jumlah Man Hour

$$= \$ 415,726.12 / (\$ 20.00/\text{man hour})$$

$$= 20786.30606 \text{ man hour}$$

#### d. Buruh Asing

$$= 0.05 \times 20786.30606 \text{ man hour} \times (\$ 20.00/\text{man hour})$$

$$= \$ 20,786.31$$

e. Buruh Lokal

$$= 0.95 \times 2 \times 20786.30606 \text{ man hour ( Rp 10,000.00 )}$$

$$= \text{Rp } 394,939,815.19$$

5. Isolasi

a. Material

$$= 0.03 \times \$ 6,928,769$$

$$= \$ 207,863.06$$

b. Buruh

$$= 0.05 \times \$ 6,928,769$$

$$= \$ 346,438.43$$

c. Jumlah Man Hour

$$= \$ 346,438.43 \times (\$20.00/\text{man hour})$$

$$= 17321.92172 \text{ man hour}$$

d. Buruh Asing

$$= 0.05 \times 17321.92172 \text{ man hour} \times (\$20.00/\text{man hour})$$

$$= \$ 17,321.92$$

e. Buruh Lokal

$$= 0.95 \times 2 \times 17321.92172 \text{ man hour} \times (\text{Rp } 10,000.00/\text{man hour})$$

$$= \text{Rp } 329,116,512.66$$

6. Listrik

a. Material

$$= 0.12 \times \$ 6,928,769$$

$$= \$ 831,452.24$$

b. Buruh

$$= 0.03 \times \$ 6,928,769$$

$$= \$ 207,863.06$$

c. Jumlah Man Hour

$$= \$ 207,863.06 \times (\$20.00/\text{man hour})$$

$$= 10393.15303 \text{ man hour}$$

d. Buruh Asing

$$= 0.05 \times 10393.15303 \text{ man hour} \times (\$20.00/\text{man hour})$$

$$= \$ 10,393.15$$

e. Buruh Lokal

$$= 0.95 \times 2 \times 10393.15303 \text{ man hour} \times (\text{Rp } 10,000.00/\text{man hour})$$

$$= \text{Rp } 197,469,907.60$$

## 7. Bangunan

Luas masing masing bangunan :

a. Gedung Pertemuan = 1000 m<sup>2</sup>

b. Gedung Perkantoran = 500 m<sup>2</sup>

c. Klinik = 200 m<sup>2</sup>

d. Kantin = 200 m<sup>2</sup>

e. Gudang = 1000 m<sup>2</sup>

f. Bengkel = 500 m<sup>2</sup>

g. Tempat Ibadah = 200 m<sup>2</sup>

h. Pos Jaga = 150 m<sup>2</sup>

i. Parkir dan Taman = 6000 m<sup>2</sup>

j. Area Proses = 1000 m<sup>2</sup>

k. Area Utilitas = 1000 m<sup>2</sup>

l. Area Tangki I = 2000 m<sup>2</sup>

m. Parking Belakang = 5000 m<sup>2</sup> +  
18750 m<sup>2</sup>

$$\text{Harga bangunan rata-rata} = \text{Rp } 1,200,000.00/\text{m}^2$$

$$\text{Biaya bangunan} = \text{Rp } 1,200,000.00/\text{m}^2 \times 18750 \text{ m}^2$$

$$= \text{Rp } 22,500,000,000.00$$

## 8. Tanah

Luas tanah = 37500

Harga tanah = Rp 2,300,000.00

Biaya tanah = Rp 86,250,000,000.00

## II. Utilitas

Harga alat dalam Dollar :

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan Tahun 1954	Harga Satuan Tahun 2020	Total Harga
1	Pompa (PU- 01)	1	\$ 410	\$ 2,835	\$ 2,835
2	Pompa (PU- 02)	1	\$ 700	\$ 4,841	\$ 4,841
3	Pompa (PU- 03)	1	\$ 700	\$ 4,841	\$ 4,841
4	Pompa (PU- 04)	1	\$ 300	\$ 2,075	\$ 2,075
5	Pompa (PU- 05)	1	\$ 300	\$ 2,075	\$ 2,075
6	Pompa (PU- 06)	1	\$ 700	\$ 2,351	\$ 2,351
7	Tangki (TU – 01)	1	\$ 8,500	\$ 58,779	\$ 58,779
8	Tangki (TU – 02)	1	\$ 20,000	\$ 138,304	\$ 138,304
9	Tangki (TU – 03)	1	\$ 4,000	\$ 27,661	\$ 27,661
10	Tangki (TU – 04)	1	\$ 9,000	\$ 62,237	\$ 62,237
11	Tangki (TU – 05)	1	\$ 11,600	\$ 80,216	\$ 80,216
12	Tangki (TU – 06)	1	\$ 40,000	\$ 276,609	\$ 276,609
13	Tangki (TU - 07)	1	\$ 11,100	\$ 76,759	\$ 76,759
14	Anion ex	2	\$ 9,000	\$ 62,237	\$124,474
15	Kation ex	2	\$ 9,000	\$ 62,237	\$124,474
16	Dearerator ( D – 01 )	1	\$ 16,800	\$ 116,176	\$ 116,176
17	Boiler (BLU – 01)	1	\$ 160,000	\$ 1,106,434	\$ 1,106,434
18	Cooling Tower (CT – 01)	1	\$ 45,000	\$ 311,185	\$ 311,185
19	Generator (G-01)	1	\$ 280,000	\$ 1,936,260	\$ 1,936,260
					\$ 4,477,602

Harga alat lokal :

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan	Total Harga
1	Bak Utilitas (BU-01)	1	Rp 84,600,000	Rp 84,600,000
2	Bak Utilitas (BU-02)	1	Rp 84,600,000	Rp 84,600,000
3	Bak Utilitas (BU-03)	1	Rp 474,000,000	Rp 474,000,000
Total				Rp 216,600,000

## PHYSICAL PLANT COST

### 1. Harga Alat Sampai Tempat

Harga alat sampai ditempat = 125% x PEC

$$= 1.25 \times \$ 4,477,601.63 = \$ 5,597,002.03$$

### 2. Instalasi

#### a. Material

$$= 0.11 \times \$ 4,477,601.63$$

$$= \$ 492,536.18$$

#### b. Buruh

$$= 0.32 \times \$ 4,477,601.63$$

$$= \$ 1,432,832.52$$

#### c. Jumlah Man Hour

$$= \$ 432,832.52 \times (\$20.00/\text{man hour})$$

$$= 71641.62602 \text{ man hour}$$

#### d. Buruh Asing

$$= 0.05 \times 71641.62602 \text{ man hour} \times (\$20.00/\text{man hour})$$

$$= \$ 71,641.63$$

#### e. Buruh Lokal

$$= 0.95 \times 2 \times 71641.62602 \text{ man hour} \times (\text{Rp } 10,000.00/\text{man hour})$$

$$= \text{Rp } 1,361,190,894.31$$

### 3. Pemipaan

#### a. Material

$$= 0.21 \times \$ 4,477,601.63$$

$$= \$ 940,296.34$$

#### b. Buruh

$$= 0.15 \times \$ 4,477,601.63$$

$$= \$ 671,640.24$$

#### c. Jumlah Man Hour

$$= \$ 671,640.24 \times (\$20.00/\text{man hour})$$

$$= 33582.0122 \text{ man hour}$$

d. Buruh Asing

$$= 0.05 \times 33582.0122 \text{ man hour} \times (\$20.00/\text{man hour})$$

$$= \$ 33,582.01$$

e. Buruh Lokal

$$= 0.95 \times 2 \times 33582.0122 \text{ man hour} \times (\text{Rp } 10,000.00/\text{man hour})$$

$$= \text{Rp } 638,058,231.71$$

#### 4. Instrumentasi

a. Material

$$= 0.24 \times \$ 4,477,601.63$$

$$= \$ 1,074,624.39$$

b. Buruh

$$= 0.03 \times \$ 4,477,601.63$$

$$= \$ 134,328.05$$

c. Jumlah Man Hour

$$= \$ 134,328.05 \times (\$20.00/\text{man hour})$$

$$= 6716.402439 \text{ man hour}$$

d. Buruh Asing

$$= 0.05 \times 6716.402439 \text{ man hour} \times (\$20.00/\text{man hour})$$

$$= \$ 6,716.40$$

e. Buruh Lokal

$$= 0.95 \times 2 \times 6716.402439 \text{ man hour} \times (\text{Rp } 10,000.00/\text{man hour})$$

$$= \text{Rp } 127,611,646.34$$

#### 5. Isolasi

a. Material

$$= 0.03 \times \$ 4,477,601.63$$

$$= \$ 134,328.05$$

b. Buruh

$$= 0.05 \times \$ 4,477,601.63$$

$$= \$ 223,880.08$$



c. Jumlah Man Hour

$$= \$ 223,880.08 \times (\$20.00/\text{man hour})$$

$$= 11194.00407 \text{ man hour}$$

d. Buruh Asing

$$= 0.05 \times 11194.00407 \text{ man hour} \times (\$20.00/\text{man hour})$$

$$= \$ 11,194.00$$

e. Buruh Lokal

$$= 0.95 \times 2 \times 11194.00407 \text{ man hour} \times (\text{Rp } 10,000.00/\text{man hour})$$

$$= \text{Rp } 212,686,077.24$$

6. Listrik

a. Material

$$= 0.12 \times \$ 4,477,601.63$$

$$= \$ 537,312.20$$

b. Buruh

$$= 0.03 \times \$ 4,477,601.63$$

$$= \$ 134,328.05$$

c. Jumlah Man Hour

$$= \$ 134,328.05 \times (\$20.00/\text{man hour})$$

$$= 6,716.402439 \text{ man hour}$$

d. Buruh Asing

$$= 0.05 \times 6,716.402439 \text{ man hour} \times (\$20.00/\text{man hour})$$

$$= \$ 6,716.40$$

e. Buruh Lokal

$$= 0.95 \times 2 \times 6,716.402439 \text{ man hour} \times (\text{Rp } 10,000.00/\text{man hour})$$

$$= \text{Rp } 127,611,646.34$$

$$\text{Physical plant cost utilitas} = \$ 9,987,290.43 + \text{Rp } 2,683,758,495.93$$

### III. PHYSICAL PLANT COST

No.	Komponen	\$	Rp
1	Harga alat samapai ditempat	8,660,960.86	
2	Instalasi	873,024.85	2,106,345,681
3	Pemipaan	3,523,278.88	2,435,462,194
4	Instrumentasi	1,683,690.79	394,939,815
5	Insulasi	225,184.98	329,116,513
6	Listrik	841,845.40	197,469,908
7	Bangunan		22,500,000,000
8	Tanah		86,250,000,000
9	Utilitas	9,987,290.43	2,683,758,496
Physical Plant Cost		\$ 25,795,276.19	Rp 116,897,092,606

### IV. DIRECT PLANT COST

No.	Komponen	\$	Rp
1	Physical plant cost	25,244,095.23	116,897,092,606.09
2	Engineering & Construction (25%)	6,448,819.05	29,224,273,151.52
		\$ 32,244,095.23	Rp 146,121,365,757.61

### V. FIXED CAPITAL INVESTMENT

No.	Komponen	\$	Rp
1	Direct Plant Cost	32,244,095.23	146,121,365,757.61
2	Contractor fee (5%)		31,489,139,713.69
3	Contingency (15%)	4,836,614.29	21,918,204,863.64
		\$ 37,080,709.52	Rp 199,528,710,334.94

Fixed Capital Investment = Rp 775,739,353,128.52

## VI. MANUFACTURING COST

### A. Direct Manufacturing Cost

#### 1. Bahan baku & Pembantu

##### a. Benzene

Harga = 12900/kg

Kebutuhan = 27963210.82 kg

Biaya = Rp 360,725,419,554

##### b. Hydrogen

Harga = 13900/kg

Kebutuhan = 2930038.84 kg

Biaya = Rp 40,727,539,828

Biaya bahan total = Rp 401,452,959,381.44

#### 2. Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji Per Orang	Gaji per Bulan
1	Direktur	1	Rp 50,000,000	Rp 50,000,000
2	Kepala Bagian	3	Rp 35,000,000	Rp 105,000,000
3	Kepala Seksi	9	Rp 20,000,000	Rp 180,000,000
4	Staff	50	Rp 10,000,000	Rp 500,000,000
5	Operator Lapangan	144	Rp 9,000,000	Rp 1,296,000,000
6	Security	40	Rp 5,000,000	Rp 200,000,000
7	Perawat	4	Rp 7,000,000	Rp 28,000,000
8	Dokter	2	Rp 15,000,000	Rp 30,000,000
9	Driver	13	Rp 5,000,000	Rp 65,500,000
Total		266		Rp 2,454,000,000

Gaji karyawan setahun = Rp 2,454,000,000 x 12

= Rp 29,448,000,000

3. Supervisi (10%)

$$= 10\% \times \text{Gaji Karyawan setahun}$$

$$= 0.1 \times \text{Rp } 29,448,000,000 = \text{Rp } 2,944,800,000$$

4. Maintenance

$$= 2\% \times \text{Fixed Capital Investment}$$

$$= 0.02 \times \text{Rp } 775,739,353,128.52 = \text{Rp } 15,114,787,063$$

5. Plant Supplies

$$= 15\% \times \text{Maintenance}$$

$$= 0.15 \times \text{Rp } 15,114,787,063 = \text{Rp } 2,267,218,059$$

6. Royal dan Patt

$$= 1\% \times \text{Total Sales}$$

$$= 0,01 \times \text{Rp } 1,005,000,000,000 = \text{Rp } 10,050,000,000$$

7. Utilitas dan Unit Pengolahan Limbah

a. Tawas

$$\text{Harga} = 2000/\text{kg}$$

$$\text{Kebutuhan} = 15380 \text{ kg}$$

$$\text{Biaya} = \text{Rp } 30,760,000.00$$

b. Kapur

$$\text{Harga} = 850/\text{kg}$$

$$\text{Kebutuhan} = 27285 \text{ kg}$$

$$\text{Biaya} = \text{Rp } 23,192,250.00$$

c. Polyelektrolyt

$$\text{Harga} = 8500/\text{kg}$$

$$\text{Kebutuhan} = 93 \text{ kg}$$

$$\text{Biaya} = \text{Rp } 790,500.00$$

d. Asam Sulfat

$$\text{Harga} = 6000/\text{kg}$$

$$\text{Kebutuhan} = 584 \text{ kg}$$

$$\text{Biaya} = \text{Rp } 3,504,000.00$$

e. Sodium Hidroksida

Harga = 6000/kg

Kebutuhan = 477 kg

Biaya = Rp 2,862,000.00

f. Bahan Bakar

Harga = 7800/kg

Kebutuhan = 4832517.5 kg

Biaya = Rp 37,693,636,500.00

g. Listrik

Harga = 4500/Kwh

Kebutuhan = 1,742,400 Kwh

Biaya = Rp 7,840,800,000.00

Total Biaya Utilitas = Rp 45,595,545,250.00

Total Direct Manufacturing Cost = Rp 506,873,309,753

B. Indirect Manufacturing Cost

1. Payroll Overhead

= 15% x Gaji Karyawan Setahun

= 0,15 x Rp 29,448,000,000 = Rp 4,417,200,000

2. Laboratorium

= 10% x Gaji Karyawan Setahun

= 0,1 x Rp 29,448,000,000 = Rp 2,944,800,000

3. Packaging dan Shipping

= 0.5% x Total Sales

= 0.005 x Rp 1,005,000,000,000 = Rp 5,025,000,000

4. Plant Overhead

= 50% x Gaji Karyawan Setahun

= 0.5 x Rp 29,448,000,000 = Rp 14,724,000,000

Total Indirect Manufacturing Cost = Rp 27,111,000,000

### C. Fixed Manufacturing Cost

1. Depresiasi

$$= 10\% \times \text{Fixed Capital Investment}$$

$$= 0.1 \times \text{Rp } 775,739,353,128.52 = \text{Rp } 75,573,935,313$$

2. Property Tax

$$= 2\% \times \text{Fixed Capital Investment}$$

$$= 0.02 \times \text{Rp } 775,739,353,128.52 = \text{Rp } 15,114,787,063$$

3. Asuransi

$$= 2\% \times \text{Fixed Capital Investment}$$

$$= 0.02 \times \text{Rp } 775,739,353,128.52 = \text{Rp } 15,114,787,063$$

$$\text{Total Fixed Manufacturing Cost} = \text{Rp } 105,803,509,438$$

$$\text{Total Manufacturing Cost} = \text{Total DMC} + \text{Total IMC} + \text{Total FMC}$$

$$= \text{Rp } 506,873,309,753 + \text{Rp } 27,111,000,000 + \text{Rp } 105,803,509,438$$

$$= \text{Rp } 639,787,509,438$$

## VII. WORKING CAPITAL

1. Raw Material Inventory (per Bulan)

$$= \text{Total Manufacturing Cost} / 12 \text{ bulan}$$

$$= \text{Rp } 639,787,509,438 / 12 = \text{Rp } 53,315,651,599$$

2. In Process Inventory (per Bulan)

$$= 1.5 \times (\text{Total Manufacturing Cost} / 12)$$

$$= 1.5 \times \text{Rp } 53,315,651,599 = \text{Rp } 79,973,477,399$$

3. Product Inventory (per Bulan)

$$= \text{Total Manufacturing Cost} / 12 \text{ bulan}$$

$$= \text{Rp } 639,787,509,438 / 12 = \text{Rp } 53,315,651,599$$

4. Available Cash (per Bulan)

$$= \text{Total Manufacturing Cost} / 12 \text{ bulan}$$

$$= \text{Rp } 639,787,509,438 / 12 = \text{Rp } 53,315,651,599$$

$$\begin{aligned}
& 5. \text{ Extended Credit (per Bulan)} \\
& \quad = 2 \times (\text{Total Manufacturing Cost}/12) \\
& \quad = 2 \times \text{Rp } 53,315,651,599 = \text{Rp } 106,631,303,199
\end{aligned}$$

$$\text{Total Working Capital} = \text{Rp } 346,551,735,395$$

## **VIII. GENERAL EXPENSE**

$$\begin{aligned}
& 1. \text{ Administrasi} \\
& \quad = 3\% \times \text{Total Manufacturing Cost} \\
& \quad = 0.03 \times \text{Rp } 639,787,509,438 = \text{Rp } 19,193,634,576 \\
& 2. \text{ Sales} \\
& \quad = 5\% \times \text{Total Manufacturing Cost} \\
& \quad = 0.05 \times \text{Rp } 639,787,509,438 = \text{Rp } 31,989,390,960 \\
& 3. \text{ Finance} \\
& \quad = 5\% \times (\text{Total Working Capital} + \text{Fixed Capital Investment}) \\
& \quad = 0.05 \times (\text{Rp } 346,551,735,395 + \text{Rp } 775,739,353,128.52) \\
& \quad = \text{Rp } 55,114,554,426 \\
& 4. \text{ Riset} \\
& \quad = 2\% \times \text{Total Sales} \\
& \quad = 0.02 \times \text{Rp } 1,005,000,000,000 = \text{Rp } 20,100,000,000
\end{aligned}$$

$$\text{Total General Expense} = \text{Rp } 126,397,579,962$$

## **IX. TOTAL BIAYA PRODUKSI**

$$\begin{aligned}
\text{Total Biaya Produk} &= \text{Total Manufacturing Cost} + \text{Total General Expenses} \\
&= \text{Rp } 639,787,509,438 + \text{Rp } 126,397,579,962 \\
&= \text{Rp } 766,185,399,152.88
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Total Capital Investment} &= \text{Fixed Capital Investment} + \text{Total Working Capital} \\
&= \text{Rp } 775,739,353,128.52 + \text{Rp } 346,551,735,395 \\
&= \text{Rp } 1,102,291,088,523.80
\end{aligned}$$

## X. HARGA JUAL PRODUK

$$\begin{aligned} \text{Harga Dasar} &= \frac{\text{Total Biaya Produksi}}{\text{Volume Produksi}} \\ &= \frac{\text{Rp } 766,185,399,152.88}{30000000} = \text{Rp } 25,539.51 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Harga Jual} &= (\text{Harga Cyclohexane/Harga Dasar}) \times \text{Harga Dasar} \\ &= (\text{Rp } 33,500.00 / \text{Rp } 25,539.51) \times \text{Rp } 25,539.51 \\ &= \text{Rp } 33,500.00 \end{aligned}$$

Total Sales :

$$\begin{aligned} \text{Cyclohexana} &= \text{Rp } 33,500.00 / \text{Kg} \\ \text{Produksi tiap tahun} &= 30000000 \\ \text{Annual Sales} &= \text{Cyclohexana} \times \text{Produksi per Tahun} \\ &= \text{Rp } 33,500.00 \times 30000000 \\ &= \text{Rp } 1,005,000,000,000 \\ \text{Total Annual Sales} &= \text{Rp } 1,005,000,000,000 \end{aligned}$$

## XI. ANALISA KEUNTUNGAN

a. Keuntungan Sebelum Pajak

$$\begin{aligned} \text{Total Sales} &= \text{Rp } 1,005,000,000,000 \\ \text{Total Biaya Produksi} &= \text{Rp } 766,185,399,152.88 \\ \text{Keuntungan} &= \text{Rp } 238,814,600,847.12 \end{aligned}$$

b. Keuntungan Sesudah Pajak

$$\begin{aligned} \text{Pajak} &= 20.0\% \\ \text{Keuntungan} &= \text{Rp } 191,051,680,677.70 \end{aligned}$$

## XII. ANALISA KELAYAKAN

1. Return On Invesment

ROI merupakan perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.



a. Sebelum Pajak

$$Pb.ra = \text{Rp } 238,814,600,847.12$$

$$If = \text{Rp } 755,739,353,128.47$$

$$\begin{aligned} ROI &= \frac{Pb.ra}{If} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp } 238,814,600,847.12}{\text{Rp } 755,739,353,128.47} \times 100\% \\ &= 31.6\% \end{aligned}$$

b. Sesudah Pajak

$$Pb.ra = \text{Rp } 191,051,680,677.70$$

$$If = \text{Rp } 755,739,353,128.47$$

$$\begin{aligned} ROI &= \frac{Pb.ra}{If} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp } 191,051,680,677.70}{\text{Rp } 755,739,353,128.47} \times 100\% \\ &= 25.3\% \end{aligned}$$

2. Pay Out Time

POT adalah waktu minimum yang dibutuhkan secara teoritis untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun setelah ditambah penyusutan.

a. Sebelum Pajak

$$Pb.ra = \text{Rp } 238,814,600,847.12$$

$$If = \text{Rp } 755,739,353,128.47$$

$$0.1 If = \text{Rp } 75,573,935,312.85$$

$$ROI = \frac{If}{Pb.ra + (0.1 If)}$$

$$\begin{aligned} ROI &= \frac{\text{Rp } 755,739,353,128.47}{\text{Rp } 238,814,600,847.12 + (\text{Rp } 75,573,935,312.85)} \\ &= 2.40384 \end{aligned}$$

b. Sesudah Pajak

$$Pb.ra = \text{Rp } 191,051,680,677.70$$

$$If = \text{Rp } 755,739,353,128.47$$

$$0.1 If = \text{Rp } 75,573,935,312.85$$

$$ROI = \frac{If}{Pb.ra + (0.1 If)}$$

$$ROI = \frac{\text{Rp } 755,739,353,128.47}{\text{Rp } 191,051,680,677.70 + (\text{Rp } 75,573,935,312.85)}$$
$$= 2.83446$$

3. Break Even Point

BEP merupakan titik batas produksi, dimana pabrik dikatakan tidak untung dan tidak rugi.

- Fixed Cost ( Fa )

1. Depresiasi (10% FCI) = Rp 75,573,935,312

2. Property tax ( 2% FCI ) = Rp 15,114,787,063

3. Asuransi (2% FCI) = Rp 15,114,787,063

Total Fixed Cost = Rp 105,803,509,438

- Variable Cost ( Va )

1. Biaya bahan baku = Rp 401,452,959,381

2. Pack dan Ship (0.5% Sales) = Rp 5,025,000,000

3. Utilitas dan UPL = Rp 45,595,545,250

4. Royal dan Patt (1% Sales) = Rp 10,005,000,000

Total Variable Cost = Rp 462,123,504,631

- Regulated Cost ( Ra )

1. Gaji Karyawan = Rp 29,448,000,000

2. Payroll Overhead ( 15% Kary.) = Rp 4,417,200,000

3. Plant Overhead ( 50% Kary.) = Rp 14,724,000,000

4. Supervisi ( 10% Kary ) = Rp 2,944,800,000

5. Laboratorium ( 10% Kary.)	= Rp 2,944,800,000
6. General Expense	= Rp 126,397,579,962
7. Maintenance ( 2% FCI)	= Rp 15,114,787,063
8. Plant Supplies ( 15% Maint.)	= Rp 2,267,218,059
Total Regulated Cost	= Rp 198,258,385,083

Sales (Sa) = Rp 1,005,000,000,000

Break Event Point :

$$\begin{aligned}
 BEP &= \frac{(Fa + 0.3 Ra)}{(Sa - Va - (0.7Ra))} \times 100\% \\
 &= \frac{Rp\ 165,281,024,963.02}{Rp\ 404,095,625,810.14} \times 100\% \\
 &= 40,90\%
 \end{aligned}$$

Shut Down Point :

$$\begin{aligned}
 SDP &= \frac{0.3 Ra}{(Sa - Va - (0.7Ra))} \times 100\% \\
 &= \frac{Rp\ 59,477,515,525.04}{Rp\ 404,095,625,810.14} \times 100\% \\
 &= 14.72\%
 \end{aligned}$$

#### 4. Discounted Cash Flow Rate

Umur Pabrik	= 10
Salvage Value	= Rp 75,573,935,312.85
Working Capital	= Rp 346,551,735,395.33
Fixed Capital	= Rp 755,739,353,128.47

$$\begin{aligned} \text{Cash Flow (CF)} &= \text{Annual Profit} + \text{Finance} + \text{Depresiasi} \\ &= \text{Rp } 191,051,680,677.70 + \text{Rp } 55,114,554,426 + \text{Rp } 75,573,935,312 \\ &= \text{Rp } 321,740,170,416.73 \end{aligned}$$

Discounted cash flow dihitung secara trial dan error :

$$\frac{(WC + FCI) \times (1 + i)^{10}}{CF} = \frac{[(1 + i)^{10} + (1 + i)^9 + \dots + (1 + i) + 1] + (WC + SV)}{CF}$$

Dengan cara trial & error untuk mencari harga I diperoleh tabel coba-coba:

I	R	S	Selisih
0.209515	22.9563825086	28.520474251	-5.564091742
0.219515	24.9265590767	29.900683763	-4.974124686
0.229515	27.0476278618	31.352516937	-4.304889075
0.239515	29.3297753457	32.879416365	-3.549641019
0.249515	31.7837847269	34.484970795	-2.701186068
0.259515	34.4210656353	36.172920390	-1.751854754
0.269515	37.2536850697	37.947162144	-0.693477075
0.279515	40.2943995994	39.811755457	0.482644142
0.289515	43.5566888681	41.770927860	1.785761008

Sehingga diperoleh :

$$\text{Interest (i)} = 27.95 \%$$

# Grafik Break Even Point

