

LAMPIRAN

PERHITUNGAN REAKTOR

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Fungsi : Tempat terjadinya proses reaksi pembentukan
Na₂CO₃ dan

H₃PO₄
Kondisi Operasi : Suhu = 90 °C
Tekanan = 1 atm
Waktu tinggal = 1,7 jam atau 102 menit
Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304*

Reaktor yang dipilih adalah reaktor tangki alir berpengaduk (CSTR) dengan jaket pendingin. Alasan memilih jenis reaktor ini adalah sebagai berikut:

- Reaksi yang berlangsung merupakan reaksi dalam fase cair – cair.
- Reaksi berjalan secara kontinyu.
- Jenis reaksinya adalah eksotermis dan karena luas transfer panas kurang daripada luas selubung reaktor, sehingga digunakan jenis jaket pendingin.

1. Menghitung Neraca Massa di Sekitar Reaktor (R01):

Aliran massa masuk reaktor (R-01) adalah: Aliran 2 yaitu aliran massa dari Mixer (M-01) dan aliran 4 yaitu aliran massa dari Tangki Asam Fosfat (T-01).

Reaksi yang terjadi adalah:



komponen	Input (Arus3)	Input (Arus4)	Input (Arus9)	Output (Arus5)
	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam	Kg/jam
NaCl	1854.2568	-	97.5925	97.5925
H ₃ PO ₄	-	1553.1382	81.7411	81.7441
Na ₂ HPO ₄	-	-	45.9279	2296.3934
HCl	-	-	-	1156.9295
H ₂ O	240.3666	1323.0437	70.6197	5720.2626
Sub Total	6180.8561	2876.1819	295.8841	9652.9221
Total	9352.9221			9352.9221

2. Menghitung Panas Reaksi

Data panas pembentukan (ΔH_f_{298})

Komponen	ΔH_f (Kj/Kmol)
Na ₂ HPO ₄	-1746401,60
NaCl	-411002,68
H ₃ PO ₄	-1281140,80
HCl	-92311,59
Total	-3530856,68

(Perry, 1999)

Panas reaksi :

$$\Delta H_{f298} = \Delta H_{f298} \text{ produk} - \Delta H_{f298} \text{ reaktan}$$

Diketahui:

- $$\begin{aligned} \Delta H_{f298} \text{ produk} &= \Delta H_{f298} \text{ Na}_2\text{HPO}_4 + (2 \times \Delta H_{f298} \text{ NaCl}) \\ &= -1931024,78 \text{ Kj/Kmol} \end{aligned}$$

- $$\Delta H_{f298} \text{ reaktan} = (2 \times \Delta H_{f298} \text{ NaCl}) + \Delta H_{f298} \text{ H}_3\text{PO}_4$$

$$= -2103146,18 \text{ KJ/Kmol}$$

- $$\Delta H_{f298} \text{ pembentukan} = \Delta H_{f298} \text{ produk} - \Delta H_{f298} \text{ reaktan}$$

$$= -1931024,78 - (-2103146,18)$$

$$= 172121,38 \text{ KJ/Kmol}$$

Harga ΔH_f menunjukkan harga positif, maka reaksinya bersifat endotermis (membutuhkan panas).

3. Menghitung Volume Reaktor (R-01)

Komponen	Fi, kg/jam	BM	Fn, kmol/jam	Fv, m ³ /jam	wi	ρi, kg/m ³	wi/ρi	μ, cP	wi/μ
NaCl	1951,8493	58,5	33,36495	1,0254	0,2097	1903,4224	0,00011	106,9222	0,0020
H ₂ O	5720,2626	18	317,7924	5,9230	0,6146	965,7752	0,00064	0,3118	1,9714
H ₃ PO ₄	1634,8823	98	16,68247	0,8975	0,1757	1821,6121	9,6E-05	0,6811	0,2579
Total	9306,9943	174,5	367,8398	7,8459	1	4690,80972	0,00084		2,23128

- $$F_v = 7,8459 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- $$\text{Waktu Tinggal} = 102 \text{ menit}$$

- $$C_{ao} = \frac{n_a}{\sum F_v}$$

$$= 2,1262 \text{ kmol/m}^3$$

- $$C_{bo} = \frac{n_b}{\sum F_v}$$

$$= 4,2525 \text{ kmol/m}^3$$

• Ratio mol (M) = $\frac{C_{ao}}{C_{bo}}$

= 2

• Konstantan Kecepatan Reaksi (k) = 5 m³/kmol jam

(Doan Palm Minh, dkk. Amerika Chemical Society, 2015)

Untuk RATB

$$V = F_V \frac{X_A}{k \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_A) \cdot (M - X_A)}$$

Volume RATB yang didapatkan : 13,3543 m³

$$t = \frac{V \cdot \rho_{camp}}{F_i}$$

sehingga didapatkan waktu tinggal : 1,7 jam

- a. Untuk Menentukan Volume Desain Reaktor Digunakan *Safety Factor* 20% (Peter and Timmerhaus, 1991).

Volume desain reaktor ditentukan dengan menggunakan persamaan: $V_{reaktor} = 1,2 \times V_t$

$$V_{reaktor} = 1,2 \times 8,6677 \text{ m}^3$$

$$V_{reaktor} = 10,4012 \text{ m}^3 \text{ atau } 367,3160 \text{ ft}^3$$

- b. Menentukan Diameter dan Tangki Reaktor

Rasio tinggi tangki dengan diameter tangki lebih kecil dari dua ($H_s/D_s < 2$) (Ulrich, 1984, Tabel 4.27, hal. 248), sehingga

dipilih $H/ID = 1,5$ Adapun untuk jenis tutup dipilih :

Torispherical head (atas dan bawah)

$$V_{\text{reaktor}} = V_{\text{shell}} + 2.V_{\text{torispherical}}$$

$$V_{\text{reaktor}} = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot ID^2 \cdot H + 2 \cdot 0,000049 ID^3$$

$$367,3160 \text{ ft}^3 = 1,1776 ID^3$$

$$ID^3 = 311,9197 \text{ ft}^3$$

$$ID = 6,7818 \text{ ft}$$

$$H = 10,1728 \text{ ft}$$

- Menentukan Tekanan Desain Reaktor

-Poperasi = 1 atm = 14,7 psi

-Phidrostatik = $(\rho_{\text{mix}} \cdot (g/gc) \cdot HL) / 144$

= 5,0322 psia

-Tekanan = Poperasi + Phidrostatik

= 19,7322 psi

- Menentukan Tebal Shell

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6P} + C$$

(Brownell, 1959. p. 254.,eq

13.1)

*Pertimbangan : Cairan dalam reaktor mengandung asam

Dipilih bahan konstruksi, yaitu: Stainless steel 316 AISI (18 Cr,12Ni,2.5Mo)

karena cukup kuat dan tahan terhadap korosi serta mudah di fabrikasi dan harga relatif murah.

-Allowable strees : 18847,948

-sambungan yang dipilih : double welded butt joint

-efisiensi sambungan(E) : 80%

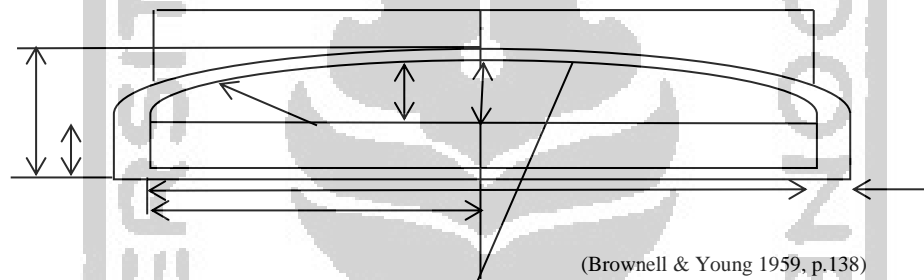
-corrosion allowance(C) : 0,125 in

-jari-jari reactor (ri) : 9,7923 in

-Tekanan(P) : 19,7322 psi

-maka ts : 0,1378 in

- Merancang Head Tangki



Perancangan Dimensi Head

Menentukan jenis dan ukuran *head* dan *bottom* reaktor:

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

1. *Flanged & Standard Dished Head*

umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil

2. *Torispherical Flanged & Dished Head*

digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis

3. *Elliptical Dished Head*

digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal

4. Hemispherical Head

Digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi. Kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas. Dari pertimbangan-pertimbangan diatas dan tekanan operasi perancangan yang dibuat, maka dipilih bentuk *torispherical flanged & dished head*

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right)$$

Maka didapat nilai W : 1,7606

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2P} + C$$

Didapatkan nilai th : 0,2356 in

Digunakan th standar sebesar : 0,25 in

Maka digunakan sf standar : 2,5 in = 0,0635 m

$$ID = OD - 2th$$

$$ID = 95,5000 \text{ in} = 2,4257 \text{ m}$$

$$a = ID/2$$

$$a = 47,75 \text{ in}$$

$$AB = a - irc$$

$$AB = 41,875$$

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$AC = 79,8060$$

$$B = rc - AC$$

$$B = 16,1940 \text{ in} = 0,1434 \text{ m}$$

$$AO = sf + b + thead$$

$$AO = 18,9440 \text{ in} = 0,4812 \text{ m}$$

Volume sebuah head untuk *Torispherical dished head* adalah:

$$\begin{aligned} \text{Volume head, } V_h &= 0,000049 \times ID^3 \\ &= 42,6782 \text{ in}^3 = 0,024698038 \text{ ft}^3 = \\ &0,000699369 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{volume flanged, } V_{sf} &= (\pi/4) \times ID^2 \times sf \\ &= 0,29330 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Jadi, volume *head* total adalah:

$$\begin{aligned} \text{Volume } head \text{ total, } V_{ht} &= V_h + V_{sf} \\ &= 0,2940 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dalam } shell &= \text{Vol.cairan} - \text{Vol.}head \text{ total} \\ &= 13,0603 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas permukaan cairan (} A_t) &= \pi/4 \times D_i^2 \\ &= 4,6190 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan dalam } shell \text{ (} h_s) &= V_{\text{cairan dalam } shell} : A_t \\ &= 2,8275 \text{ m} = 111,3202 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga tinggi cairan total dalam reaktor :

$$\begin{aligned} h_{\text{total}} &= h_{\text{shell}} + b + sf \\ &= \pi \cdot D \cdot H + 2(\pi/4 \cdot D_e^2) \\ &= 3,0344 \text{ m} = 119,4644046 \text{ in} \end{aligned}$$

- **Menentukan Luas Muka Reaktor**

Luas muka reaktor untuk tebal *head* < 1 in, digunakan persamaan 5-12

Brownell & Young, 1959

$$De = OD + \frac{OD}{42} + 2 \cdot sf + \frac{2}{3} icr$$

dengan : De = diameter ekuivalen (in)

$$De = 107,202381$$

$$A_{total} = A_{shell} + 2 A_{tiap\ head}$$

$$= \pi \cdot D \cdot H + 2(\pi/4 \cdot De^2)$$

$$= 61111,8926 \text{ in}^2 = 39,42694863 \text{ m}^2$$

- **Perancangan Pengaduk**

$$\rho_{camp} = 1186,2225 \text{ kg/m}^3 = 1,1862 \text{ kg/L}$$

$$\text{Volume cairan yang diaduk} = 13,3543 \text{ m}^3 = 3527,8265 \text{ gal}$$

Maka jenis pengaduk yang dipilih yaitu *marine propeller with 3 blades and pitch 2 Di* dengan alasan cocok untuk cairan dengan viskositas mencapai 4000 cp. Perancangan untuk pengaduk dilakukan dengan prinsip similaritas menggunakan model sesuai dengan referensi buku *brown* pada Fig.477 kurva no.15

$$Dt/Di = 3$$

$$ZL/Di = 3,9$$

$$Zi/Di = 1,3$$

maka diperoleh :

$$\text{Diameter pengaduk (Di)} = Dt/3$$

$$\begin{aligned}
&= 31,3314 \text{ in} = 0,7958 \text{ m} \\
&= 2,6110 \text{ ft} \\
\text{Tinggi cairan dalam pengaduk (Zl)} &= \text{Di} \times 3,9 \\
&= 122,1925 \text{ in} = 3,1037 \text{ m} \\
&= 10,1827 \text{ ft} \\
\text{Jarak pengaduk dari dasar tangki (Zi)} &= \text{Di} \times 1,3 \\
&= 40,7308 \text{ in} = 1,0346 \text{ m} \\
&= 3,3942 \text{ ft} \\
\text{Lebar } \textit{baffle} \text{ (wb)} &= \text{Di} \times 0,17 \\
&= 5,3263 \text{ in} = 0,1353 \text{ m} \\
&= 0,4439 \text{ ft}
\end{aligned}$$

• **Menghitung Kecepatan Putar Pengaduk (N)**

$$N = \frac{600}{\pi * \text{Di(ft)}} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2 * \text{Di(m)}}} \quad 60,76140702 \text{ rpm} = 1,012690117 \text{ rps}$$

dimana :

Di : Diameter pengaduk , ft

Zl : Tinggi cairan dalam tangki , m

Sg : Spesific gravity

WELH (*Water Equivalent Liquid Height*) , ft

$$\boxed{Sg = \frac{\rho \text{ cairan}}{\rho \text{ air}}}$$

$$1,186222532 \text{ kg/L}$$

$$\text{WELH} = \text{Sg} \times \text{Zl}$$

$$= 3,5995$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah Pengaduk} &= \text{WELH/ID} \\ &= 1,5077 = 2 \text{ pengaduk} \end{aligned}$$

Kecepatan Pengaduk (N) standar yang digunakan adalah 68 rpm.

(P.288 Wallas)

IMPELLER SPEED

With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continuously adjustable steam turbine drives. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.

Menghitung Power Pengaduk

Viskositas larutan umpan masuk reaktor

komponen	feed (kg/jam)	μ, C_p
Total	9306,9943	0,448173154

$$\mu = 0,0045 \text{ g/cm.s}$$

$$\rho = 1,1862 \text{ g/cm}^3$$

$$D_i = 79,5818 \text{ cm}$$

$$N_i = 1,1333 \text{ rps}$$

$$\text{Re} = \frac{\rho \cdot N_i \cdot D_i^2}{\mu} = 1899788,4060$$

$$P_o = N_p = 2,1 \quad (\text{power number fig.477 brown hal 507})$$

$$N_p = \frac{P_a}{\rho \cdot N_i^3 \cdot D_i^5}$$

$$P_a = N_p \cdot \rho \cdot N_i^3 \cdot D_i^5$$

$$P_a = 11575147930 \text{ g.cm}^2/\text{s}^3$$

$$= 1,1575 \text{ kw}$$

Efisiensi motor elektrik untuk Pa (Kw)

$$\eta = 80\% \text{ (fig.4.2 Ulrich, 1984)}$$

$$= 1,4469 \text{ kw}$$

$$= 1,9403 \text{ hp}$$

$$\text{Dipilih Power standard (P)} = 2 \text{ Hp}$$

PERANCANGAN JAKET PEMANAS REAKTOR-01

> Menghitung ΔT_{LMTD}

$$\text{Suhu masuk reaktor (T}_1\text{)} = 90^\circ\text{C} = 194^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar reaktor (T}_2\text{)} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu panas masuk (t}_1\text{)} = 110^\circ\text{C} = 230^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu panas keluar (t}_2\text{)} = 110^\circ\text{C} = 230^\circ\text{F}$$

Inisial	Fluida Panas ($^\circ\text{F}$)		Fluida Dingin ($^\circ\text{F}$)	ΔT
ΔT_2	230	Higher Temp	194	36
ΔT_1	230	Lower Temp	86	144

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(\Delta T_2 - \Delta T_1)}{\ln \left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right)} = 77,90553221^\circ\text{F}$$

• Menghitung Luas Transfer Panas

Untuk fluida dingin (viskositasnya >2 cP) dan steam, nilai $U_d = 100$ -

500 Btu/ft². $^\circ\text{F}$.jam

$$\text{Harga } U_d = 150 \text{ Btu/ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \cdot \text{jam}$$

$$Q = 7,069 \cdot 10^5 \text{ kg/jam}$$

$$= 6,700 \cdot 10^5 \text{ Btu/jam} = 57,33161195 \text{ ft}^2$$

- **Menghitung Luas Selubung Reaktor**

$$L = \pi \times D \times H = 295,142 \text{ ft}$$

Luas transfer panas < luas selubung tangki maka menggunakan jaket

- **Menentukan Konduktivitas Thermal**

Komponen	Massa (Kg/Jam)	Xi	k (Btu/ft.hr.°F)	k camp (Btu/ft.hr.°F)
NaCl	1951,8493	0,2097	3,5425	0,7429
H ₂ O	5720,2626	0,6146	0,3864	0,237489
H ₃ PO ₄	1634,8823	0,1757	0,8420	0,1479
Total	9306,9943	1,0000	4,7709	1,1283

- **Menentukan Dimensi Jaket Pemanas Reaktor**

Panas spesifik (C) = 1,0000 Btu/lb.°F

Diameter reaktor (ID) = 93,9942 inch = 2,3875 m = 7,8328 ft

Diameter *impeler* (Di) = 0,7958 m = 2,6110 ft

Rotasi pengaduk (N) = 60,7614 rpm = 3646 rph = 1,012690117 rps

Untuk pendingin jaket dan pengaduk digunakan persamaan :

$$\frac{h_j D_t}{k} = 0.76 \left(\frac{D_a^2 n \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.24}$$

(Peter Harriot pers. 5.1)

$$\frac{h_j D_t}{k} = 0.76 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.24}$$

- **Menentukan hi**

Sifat fisis fluida :

Densitas (ρ) = 1186,2225 kg/m³ = 74,0535 lb/ft³

Viskositas (μ) = 0,4482 cp = 0,0004 kg/m.s = 1,0841 lb/ft.jam

Konduktivitas termal (k) = 1,1283 Btu/ft.hr.°F

Kapasitas panas (Cp) = 56,1168 Btu/lb. °F

$$\frac{h_i D_t}{k} = 0.76 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.24}$$

hi = 82,20916436 Btu/jam.ft². °F

• **Menentukan hio**

ID = 93,994 in = 7,833 ft

OD = 96,000 in = 8,000 ft

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD} = 80,492 \text{ Btu/jam.ft}^2. \text{ °F}$$

• **Menentukan ho**

$$\frac{h_o D}{k} = 0.76 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.24}$$

Sifat fisis *steam* :

Temperature (T) = 110°C = 383,0 K

Densitas (ρ) = 945,59 kg/m³ = 59,0313 lb/ft³

Viskositas (μ) = 0,25 cP = 0,0002 lb/ft.s

Konduktivitas (k) = 3,3539 W/m.K = 1,9378 Btu/ft.jam.°F

Kapasitas panas (Cp) = 1,0063 Btu/lb. °F

$$\frac{h_o D_t}{k} = 0.76 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.24}$$

ho = 9,823 Btu/jam.ft². °F

hi : koefisien transfer panas pada diameter dalam reaktor

ho : koefisien transfer panas pada diameter luar reaktor

hio : hi yang dipandang pada diameter luar reaktor

- **Menentukan U_c**

$$U_c = \frac{h_o \cdot h_i}{h_o + h_i}$$

$$h_{io} = 80,492 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_o = 9,823 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$U_c = 8,7548 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

- **Menentukan U_d**

Diambil : $R_d = 0,003 \text{ ft/hr} \cdot ^\circ\text{F/Btu}$ (Kern tabel 12 pg. 845)

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

$$1/U_d = 0,1172 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$U_d = 8,5308 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

- **Menentukan Luas Perpindahan Panas yang**

Tersedia pada Reaktor

$$A^\ominus = \pi \cdot D_R \cdot h_R + \frac{1}{4} \pi \cdot D_R^2$$

$$ID = 7,833 \text{ ft} = 2,3875 \text{ m}$$

$$H = 9,955 \text{ ft} = 3,0344 \text{ m}$$

$$A_o = 293,016 \text{ ft}^2$$

- **Menentukan Tinggi Jacket**

$$h_j = \frac{\left(A - \frac{1}{4}\pi \cdot D_R^2\right)}{\pi \cdot D_R}$$

$$h_j = 10,0418 \text{ ft} = 3,0607 \text{ m}$$

- **Menentukan Lebar Jacket**

$$W = 316,949 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_{\text{steam}} = 945,5900 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_{\text{steam}} = 0,3352 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,000093 \text{ m}^3/\text{detik} = 0,0033 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

Asumsi :

$$\text{Kecepatan steam} = 10 \text{ fps}$$

$$\text{Waktu kontak} = 5 \text{ menit} = 300 \text{ detik}$$

$$\text{Volume pemanas} = 0,0279 \text{ m}^3 = 0,9864 \text{ ft}^3 = 1704,5296 \text{ inch}^3$$

$$h_j = 10,0418 \text{ ft} = 120,5013 \text{ inch}$$

$$ID = 7,8329 \text{ ft} = 93,9942 \text{ inch}$$

$$V_{\text{col}} + V_R = \left(\frac{1}{4}\pi D_j^2 H_j\right) + (0,000049 D_j^3)$$

$$V_R \text{ setinggi } h_j = \left(\frac{1}{4}\pi D_r^2 H_j\right) + (0,000049 D_r^3)$$

$$V_R \text{ setinggi } h_j = 835766,4924 \text{ inch}^3$$

$$V_{\text{col}} + V_R \text{ setinggi } h_j = 837471,0220 \text{ inch}^3$$

Digunakan *goal seek* dengan tebakan D_j , agar nilai $V_{\text{col}} + V_R$ sama dengan yang diketahui.

$$D_j = 325,6160 \text{ inch}$$

Vcol + VR	$0.25 \times 3.14 \times Dj^2 \times H_j$	$0.000049 \times Dj^3$
837471,0220	835779,3616	1691,6604

Maka, $D_j = 325,6160 \text{ inch} = 27,1238 \text{ ft}$

$$l_j = \frac{(D_j - D_t)}{2}$$

$L_j = 0,9645 \text{ ft} = 0,2940 \text{ m} = 29,3994 \text{ cm}$

• **Menentukan Tebal Jacket**

$$t_j = \left(\frac{P \cdot R_i}{f \cdot E - 0.2P} \right) + C$$

$R_i = 0,4823 \text{ ft} = 5,7873 \text{ inch}$

Untuk bahan jacket dipilih bahan : SA 285 grade B

$P = 14,7 \text{ psi}$

$E = 0,8$

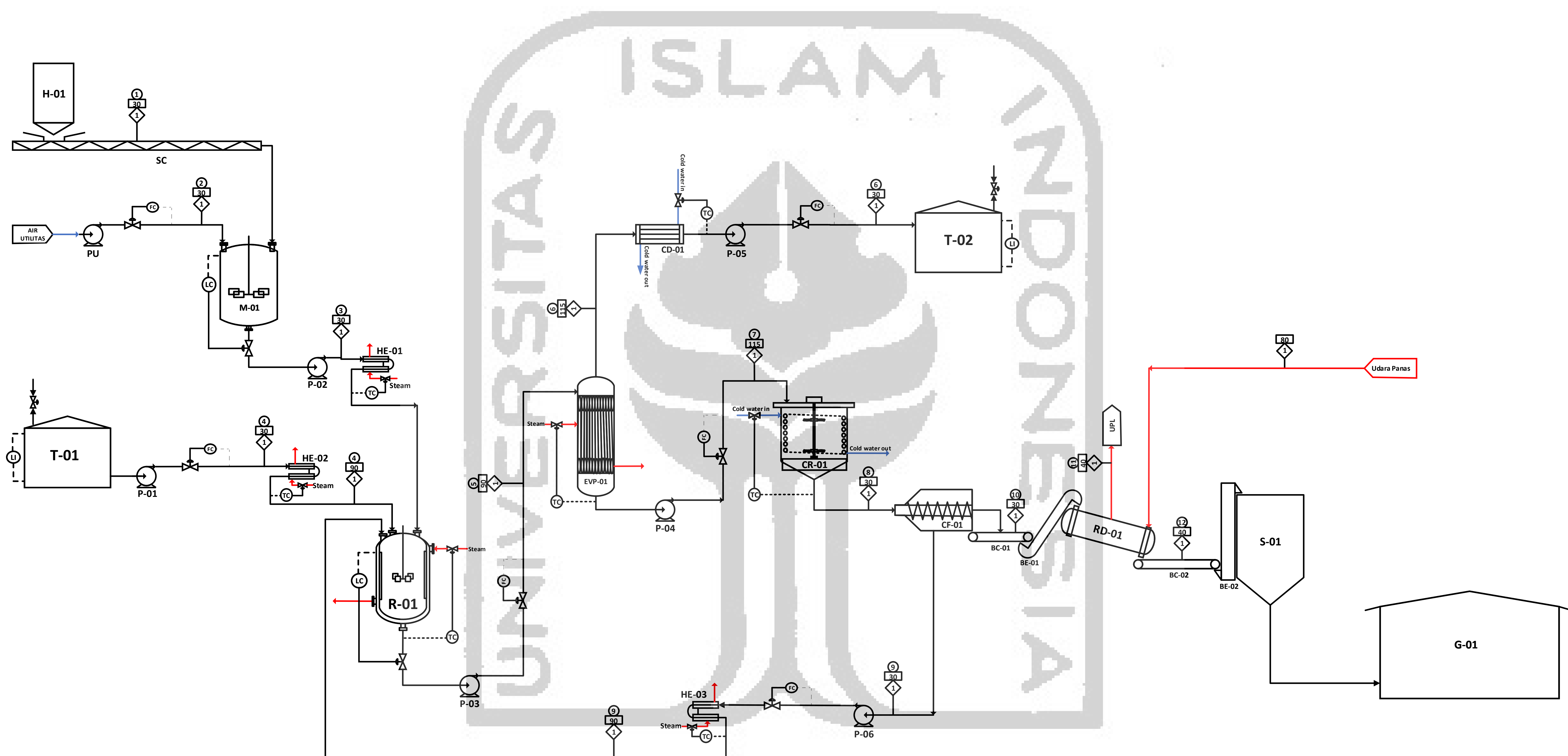
$F = 12650 \text{ psi}$

$c = 0.1250$

$t_j = 0,1334 \text{ in}$

$t_j \text{ standar} = 0,1875 \text{ in}$

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK NATRIUM DIFOSFAT HEPTAHIDRAT DARI NATRIUM KLORIDA DAN ASAM FOSFAT KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN



Komponen	Nomor Arus (Kg/Jam)												
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	
NaCl	1854,2568		1854,2568		97,5925		97,5925	97,5925	97,5925				
H ₃ PO ₄				1553,1382	81,7441		81,7441	81,7441	81,7441				
Na ₂ HPO ₄					2296,3934		2296,3934	45,9279	45,9279				
Na ₂ HPO ₄ ·7H ₂ O										4330,8080		4330,8080	4330,8080
HCl					1156,9295	1156,9295							
H ₂ O	18,7299	4307,8694	4326,5993	1323,0437	5720,2626	2860,1313	2860,1313	779,7888	70,6197	709,1692	620,7853	88,3838	
Total	1872,9867	4307,8694	6180,8561	2876,1819	9352,9221	4017,0608	5335,8613	5335,8613	295,8841	5039,9772	620,7853	4419,1919	

Simbol	Keterangan
○	Nomer Arus
□	Suhu
◇	Tekanan
⊗	Control Valve
---	Arus Sinyal Listrik
—	Arus Proses
---	Arus Utilitas
LI	Level Indicator
LC	Level Control
FC	Flow Control
TC	Temperature Control

Alat	Keterangan
T	Tangki
M	Mixer
R	Reaktor
EV	Evaporator
CR	Crystallizer
CF	Centrifuge
RD	Rotary Dryer
BC	Belt Conveyor
SC	Screw Conveyor
BE	Bucket Elevator
HE	Heat Exchanger
P	Pompa
CD	Condenser
H	Hopper
S	Silo
G	Gudang



UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK NATRIUM DIFOSFAT
HEPTAHIDRAT DARI NATRIUM KLORIDA DAN ASAM
FOSFAT KAPASITAS 35.000 TON/TAHUN

Disusun oleh:

1. Moh. Valen Febriyanto	15521050
2. Ghifari Lukmanadin	15521004

Dosen Pembimbing:

1. Ir. Agus Taufiq, M.Sc.	
2. Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.	