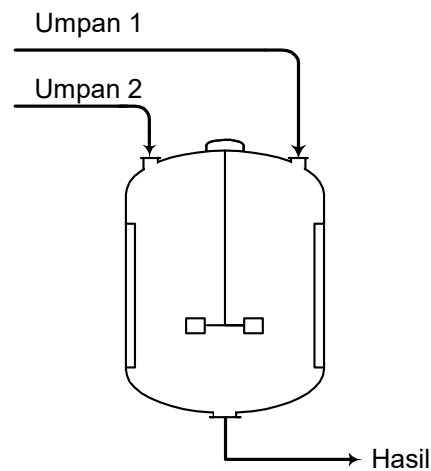


LAMPIRAN

1. Perancangan Mixer

Fungsi	: Mengencerkan larutan asam klorida 35% menjadi 30%
Type	: Silinder tegak dengan pengaduk
Bahan konstruksi	: <i>Stainless stell</i> SA-167 type 3016
Kondisi operasi	: 42 °C
Tekanan	: 1 atm



Fv campuran : 1015 kg/m³

Volume larutan : 11,7412 m³

Perancangan Dimensi Tangki

Total rate *volumetrik* : 2383,43 m³/jam

p campuran : 1015 kg/m³

waktu tinggal : 0,5 jam

Direncanakan digunakan 1 tangki, sehingga volume tangki 2383,43 m³/jam

Asumsi volume bahan mengisi 80%, sehingga ruang kosong 20%

Over design 20%

Volume tangki : Diambil 120% dari volume larutan

Volume tangki : 14,090 m³

Bentuk tangki yang dipilih adalah tangki silinder tegak tertutup dengan pertimbangan :

1. Tekanan operasi 1 atm
2. Tekanan hidrostatik tidak terlalu besar
3. Perlu adanya baffle untuk mengurangi arus putar dan mencegah vortex

Perhitungan Dimensi Tangki

Perbandingan diameter dan tinggi mixer adalah 1:1 (Brownell, 1959 hal 43) karena jika digunakan tinggi yang berlebih akan menyebabkan tekanan hidrostatiknya semakin tinggi

Jenis : Silinder tegak dengan pengaduk

Volume tangki = volume shell + 2x volume head

$$V_R = V_S + 2X V_H$$

$$V_S = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H$$

Volume head : (pers 5.11 Brownell-Young)

$$V_H = 4,9E-05 \times (D)^3$$

dengan :

VH = volume dalam ft³

D = diameter dalam, in

jika VH dinyatakan dengan m³ dan D dalam meter, maka

$$V_H = 0,084672 \times (D)^3$$

maka :

$$V_R = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H + 2 \times (0,084672 D^3)$$

$$V_R = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 (1,50 D) + 2 \times (0,084672 D^3)$$

$$VR = (1,178096 + 0,169344) \times D^3$$

$$D^3 = \frac{VR}{(1,178096 + 0,169344)}$$

$$D^3 = \frac{18,786}{(1,347440)}$$

$$D^3 = 13,942$$

$$D = 2,407 \text{ m} = 94,76 \text{ in}$$

$$H = 3,610 \text{ m}$$

$$VR = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 (1,50 D) + 2 \times (0,084672 D^3)$$

$$VR = (1,178096 + 0,169344) \times D^3$$

$$D^3 = \frac{VR}{(1,178096 + 0,169344)}$$

$$D^3 = \frac{18,786}{(1,347440)}$$

$$D^3 = 13,942$$

$$D = 2,407 \text{ m} = 94,76 \text{ in}$$

Dengan spesifikasi sebagai berikut :

Diameter shell : 94,76 in

Tinggi shell : 3,610 in

Tebal shell : 0,1875 in

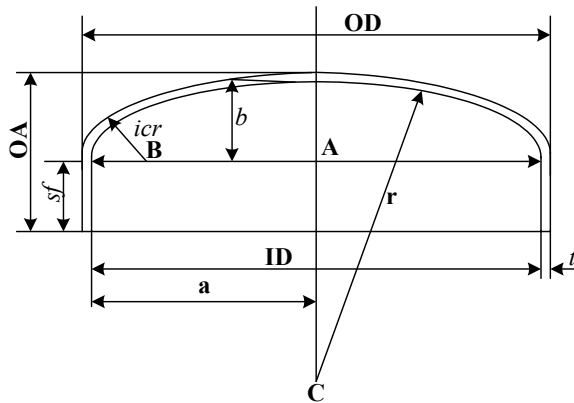
Tebal head : 0,313 in

Volume head : 1,21 m³

Menentukan Tebal Shell

Dirancang menggunakan *stainless steel SA 167 tipe 316*

$$ts = \frac{P.r}{(f.E - 0,6.P)} + C$$



Keterangan

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

th = tebal head

r = jari – jari head

icr = jari jari dalam sudut dish

b = tinggi head

sf = straight flange

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{95,625}{2} = 47,813 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 47,813 - 5,875 = 41,938 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 96 - 5,875 = 90,125 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC^2 - AB^2)} \\ &= \sqrt{(90,125^2 - 41,938^2)} \\ &= 79,773 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - AC = 96 - 79,773 = 16,227 \text{ in} \\ &= 0,412 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= b + sf + th \\ &= 16,227 + 2 + 0,313 \\ &= 18,539 \text{ in} \\ &= 0,471 \text{ m} \end{aligned}$$

Jadi tinggi head = 0,471 m

Tinggi Tangki

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki} &= \text{tinggi shell} + 2 (\text{tinggi head}) \\ &= 3,61 + 2 \cdot (0,471) \\ &= 4,55 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Jumlah dan Jenis Pengaduk

Dipilih : Turbin karena

1. Memiliki jangkauan viskositas yang sangat luas
2. Pencampuran sangat baik
3. Menimbulkan arus yang sangat deras di keseluruhan tangki

(Ludwig, 1991 Volume I)

Dipilih jenis pengaduk turbin dengan 6 blade disk standar, dengan alasan :

1. Mempunyai efisiensi yang besar untuk pencampuran
2. Mempunyai kapasitas pemompaan yang besar
3. Pencampuran sangat baik
4. Memiliki jangkauan viskositas yang luas

(Ludwig, 1991 Volume I)

Perbandingan ukuran secara umum

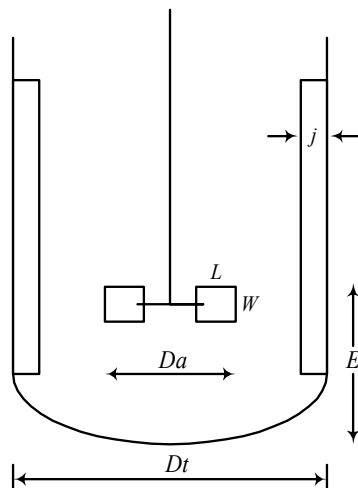
$$D_i/D_R = 1/3$$

$$E/D_i = 1$$

$$W = D_i/5$$

$$L = D_i/4$$

$$B = D_R/10$$



Keterangan :

D_t = diameter Tangki

D_a = diameter impeller

W = lebar sudu

j = kedalaman baffle

E = tinggi sudu impeller

Ketentuan :

a. Perbandingan diameter impeller dengan diameter tangki adalah

$$Da/Dt = 1/3$$

$$Da = 1/3 \cdot Dt = 1/3 \cdot 2,429 = 0,810 \text{ m}$$

b. Perbandingan posisi sudu impeller dengan diameter impeller adalah

$$E/Da = 1$$

$$E = Da = 0,810 \text{ m}$$

c. Perbandingan lebar impeller dengan diameter impeller adalah

$$W/Da = 1/5$$

$$W = 1/5 \cdot 0,810 = 0,162 \text{ m}$$

d. Perbandingan kedalaman baffle dengan diameter tangki adalah

$$j/Dt = 1/12$$

$$j = 1/12 \cdot Dt = 1/12 \cdot 2,429 = 0,202 \text{ m}$$

e. Perbandingan panjang sudu impeller dengan diameter impeller adalah

$$L/Da = 1/4$$

$$L = 1/4 \cdot Da = 1/4 \cdot 0,810 = 0,202 \text{ m}$$

Memperkirakan Kecepatan Putaran Pengaduk

Kecepatan putar pengaduk dihitung dengan persamaan 8.8 (Rase,1977)

$$\frac{WELH}{2.Da} = \left(\frac{\pi \times Da \times N}{600} \right)^2$$

dengan :

$$\begin{aligned} WELH &= \text{water equivalent liquid height} \\ &= \text{tinggi cairan} \times \text{specific gravity} \\ &= (3,529) (1,0152) \\ &= 3,583 \text{ m} \\ &= 11.754 \text{ ft} \end{aligned}$$

Da = diameter impeller

$$= 0,810 \text{ m}$$

$$= 2,656 \text{ ft}$$

N = kecepatan putar pengaduk, rpm

$$N^2 = \frac{WELH}{2.Da} \times \left(\frac{600}{\pi \cdot Da \cdot N} \right)^2$$

$$N^2 = \frac{11,754}{2 \times Da} \times \left(\frac{600}{\pi \cdot 2,656} \right)^2$$

$$= 11437,8$$

$$N = 106,95 \text{ rpm}$$

Dipakai kecepatan putar pengaduk = 110 rpm = 1,833 rps

Bilangan Reynold untuk pengadukan:

$$Re = \frac{Da^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = \frac{(0,810 \text{ m})^2 (1,833 \text{ 1/det}) (1015,2 \text{ kg/m}^3)}{0,0006 \text{ kg/det.m}}$$

$$= 2033246$$

Dari fig.19-13 (Perry, 1984) :

kurva no.1 didapatkan power number $N_p = 5$

Tenaga untuk pengadukan:

$$P = \frac{N_p \cdot N^3 \cdot Da^5 \cdot \rho}{g}$$

$$P = \frac{(5) (110 \text{ 1/men})^3 (0,810 \text{ m})^5 (1015,2 \text{ kg/m}^3)}{(9,8 \text{ m/det}^2) (60 \text{ det/men})^2}$$

$$= 66614,8 \text{ kg.m/men}$$

$$= 481818 \text{ lb.ft/men} \times \frac{1 \text{ Hp}}{33000 \text{ ft.lb/men}}$$

$$= 14.60 \text{ Hp}$$

Jika efisiensi motor 86 %, maka

Tenaga motor untuk pengaduk = $14,60 / 0,86 = 16,98$ Hp

Dipilih motor standar = 20 Hp

2. Tangki Asam Klorida

Fungsi = Menyimpan bahan baku asam klorida

Tujuan perancangan =

1. Menentukan jenis tangki
2. Menentukan bahan konstruksi yang digunakan
3. Menentukan dimensi tangki

Memilih tipe tangki: Tipe tangki silinder tegak tertutup dengan atap kerucut

1. Tekanan 1 atm
2. Suhu operasi 25°C
3. Kontruksi sederhana sehingga ekonomis

Memilih bahan konstruksi :

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless steel 316* dengan alasan :

1. Bahan yang disimpan adalah asam kuat
2. Tahan lama dan tahan korosi (Brownell, hal 342)

Dari arus 1 diketahui :

Rapat massa larutan = $1050 \text{ kg/l} = 65,5 \text{ lb/cuft}$

Volume larutan = $3390,4 \text{ m}^3/\text{jam}$

Kapasitas = $3843,1 \text{ m}^3$

Menentukan kapasitas tangki

Penyimpanan 7 hari dengan jumlah 1 tangki

Kurang dari 71354 cuft berarti masuk small tank

Menghitung atap tangki

Bentuk : Kerucut



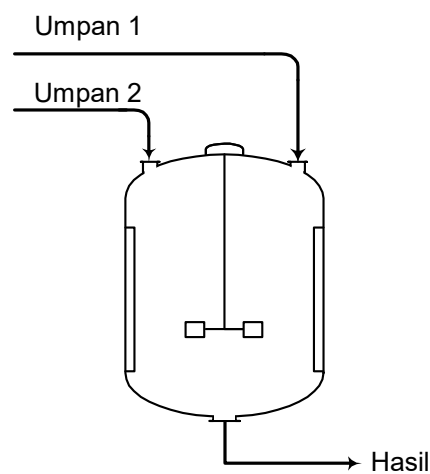
Diambil sudut $\alpha = 70^\circ$: $\Theta = 20^\circ$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi atap, } h &= \frac{D}{2} \operatorname{tg} \Theta \\ &= \frac{60}{2} \operatorname{tg} 20^\circ \\ &= 10,92 \text{ ft (3,3 m)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume atap} &= \pi r^2 \left(\frac{h}{3} \right) \\ &= \pi \left(\frac{60}{2} \right)^2 \left(\frac{10,92}{3} \right) \\ &= 10291 \text{ cuft (291,4 m}^3 \text{)} \end{aligned}$$

3. Tangki kalsium hidroksida

Fungsi = Menyimpan bahan baku kalsium hidroksida



Tujuan perancangan =

1. Menentukan jenis tangki
2. Menentukan bahan konstruksi yang digunakan
3. Menentukan dimensi tangki
4. Menentukan tebal *shell*
5. Menentukan tebal *head*

Memilih tipe tangki: Tipe tangki silinder tegak tertutup dengan pertimbangan

1. Tekanan 1 atm
2. Suhu operasi 30°C
3. Kontruksi sederhana sehingga ekonomis

Memilih bahan konstruksi :

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless Steel SA 167 type 316*

dengan alasan :

1. Tahan lama dan tahan korosi (Brownell, hal 342)

Menghitung volume tangki

	ρ kg/m ³	W, kg	$V = W / \rho$ m ³
Ca(OH) ₂	2240	7344,00	3,2786
H ₂ O	1000	66094,56	66,0946
Jumlah		73438,56	69.3731

Volume $V = 69,3731 \text{ m}^3$

$$\text{Rapat massa campuran, } \rho = \frac{73438,56 \text{ kg}}{69,3731 \text{ m}^3} = 1059 \text{ kg/m}^3$$

Untuk perancangan, volume tangki diambil 120 % dari volume larutan

$$\begin{aligned} \text{volume reaktor} &= (1,20) (69,373) \\ &= 83,248 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dimensi tangki

Ditentukan perbandingan, $\frac{H}{D} = 1,50$

dengan H = tinggi

D = diameter

Volume tangki = volume shell + 2 x volume head

$$V_R = V_S + 2 \times V_H$$

π

$$V_S = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H$$

Volume head : (pers 5.11 Brownell-Young)

$$V_H = 4,9E-05 \times (D)^3$$

dengan :

VH = volume dalam ft³

D = diameter dalam, in

jika VH dinyatakan dengan m³ dan D dalam meter, maka

$$V_H = 0,084672 \times (D)^3$$

maka :

π

$$V_R = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H + 2 \times (0,084672 D^3)$$

π

$$V_R = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 (1,50 D) + 2 \times (0,084672 D^3)$$

$$V_R = (1,178096 + 0,169344) \times D^3$$

VR

$$D^3 = \frac{VR}{(1,178096 + 0,169344)}$$

$$D^3 = \frac{83,248}{(1,347440)}$$

$$D^3 = 61,782$$

$$D = 3,953 \text{ m} = 155,64 \text{ in}$$

$$H = 5,930 \text{ m}$$

Menentukan tebal *shell*

Diameter dalam : 155,64 in

Tekanan operasi : 1 atm (14,7 psi)

Suhu operasi : 30°C (86°F)

Bahan konstruksi : *stainless steel SA 167 tipe 316*

Untuk T = 86°F , maka

f = allowable stress : 18750 psi (appendix D, Brownell-Young)

c = korosi : 0,125 in

E = efisiensi sambungan: 0,85

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell-Young :

$$t = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0,6 p} + c$$

$$= \frac{14,7 \times 77,81}{18750 \text{ psi} \times 0,85 - 0,6 \times 14,7 \text{ psi}} + 0,125$$

$$= 0,20 \text{ in}$$

Dipakai tebal shell standar, t = 0,25 in

$$OD = ID + 2.t = 155,64 + 2 \times (0,25) = 156,14 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young, OD yang sesuai = 168 in

$$\begin{aligned}\text{Koreksi: ID} &= \text{OD} - 2t \\ &= 168 - 2 \times 0,25 = 167,5 \text{ in} \\ &= 4,254 \text{ m}\end{aligned}$$

Menentukan tebal *head*

Bentuk head = torispherical dished head

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell-Young

$$th = \frac{0,885 p r}{f E - 0,1 p} + c$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young : $icr = 10,125 \text{ in}$

$$r = 144 \text{ in}$$

maka,

$$\begin{aligned}th &= \frac{0,885 \times 14,7 \times 144}{18750 \times 0,85 - 0,1 \times 14,7} \\ &= 0,24 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipakai tebal head = 0,5 in

$$\begin{aligned}\frac{icr}{OD} &= \frac{10,125}{168} \\ &= 0,0603 \\ &= 6,027 \%\end{aligned}$$

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung

$$V = 4,9E - 05 \times (di)^3$$

dengan :

$$V = \text{volume dalam ft}^3$$

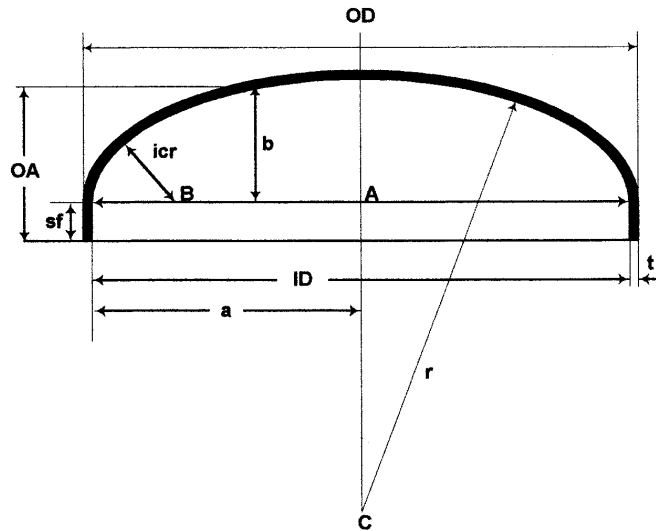
$$di = \text{diameter dalam, in}$$

$$V = 4,9E - 05 \times (167,5)^3$$

$$= 230,3 \text{ ft}^3$$

$$= 6,52 \text{ m}^3$$

Dari tabel 5.6 Brownell-Young, straight flange antara 1,5 – 2,5 in
 Dipilih straight flange (Sf) = 2 in



$$a = \frac{ID}{2} = \frac{167,5}{2} = 83,750 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 83,750 - 10,125 = 73,625 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 144 - 10,125 = 133,875 \text{ in}$$

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

$$= \sqrt{(133,875^2 - 73,625^2)}$$

$$= 111,812 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 144 - 111,812 = 32,188 \text{ in}$$

$$= 0,818 \text{ m}$$

$$OA = b + sf + th$$

$$= 32,188 + 2 + 0,5$$

$$= 34,688 \text{ in} = 0,881 \text{ m}$$

Jadi tinggi head = 0.881 m

Menentukan Jumlah dan Jenis Pengaduk

Dipilih : Flat blade turbin

1. Memiliki jangkauan viskositas yang sangat luas
2. Pencampuran sangat baik
3. Menimbulkan arus yang sangat deras di keseluruhan tangki

(Ludwig, 1991 Volume I)

Dipilih jenis pengaduk turbin dengan 6 blade disk standar, dengan alasan :

1. Mempunyai efisiensi yang besar untuk pencampuran
2. Mempunyai kapasitas pemompaan yang besar
3. Pencampuran sangat baik
4. Memiliki jangkauan viskositas yang luas

(Ludwig, 1991 Volume I)

Perbandingan ukuran secara umum

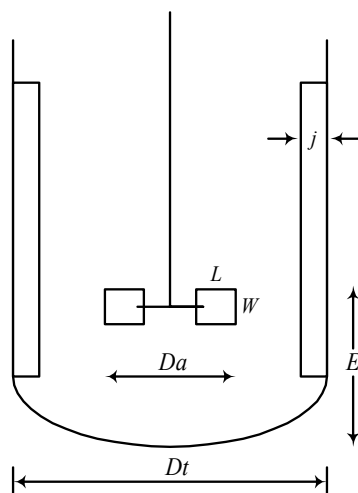
$$\frac{Di}{Dr} = \frac{1}{3}$$

$$\frac{E}{Di} = 1$$

$$W = \frac{Di}{5}$$

$$L = \frac{Di}{4}$$

$$B = \frac{Dr}{10}$$



Keterangan :

D_t = diameter Tangki

D_a = diameter impeller

W = lebar sudu

j = kedalaman baffle

E = tinggi sudu impeller

Ketentuan :

a. Perbandingan diameter impeller dengan diameter tangki adalah

$$\frac{Da}{Dt} = \frac{1}{3}$$

$$Da = \frac{1}{3} \cdot Dt = \frac{1}{3} \times 4,254 = 1,418 \text{ m}$$

b. Perbandingan posisi sudu impeller dengan diameter impeller adalah

$$\frac{E}{Da} = 1$$

$$E = Da = 1,418 \text{ m}$$

c. Perbandingan lebar impeller dengan diameter impeller adalah

$$\frac{Da}{Dt} = \frac{1}{5}$$

$$W = \frac{1}{5} \times 1,418 = 0,284 \text{ m}$$

d. Perbandingan kedalaman baffle dengan diameter tangki adalah

$$\frac{Da}{Dt} = \frac{1}{12}$$

$$j = \frac{1}{12} \times Dt = \frac{1}{12} \times 4,254 = 0,355 \text{ m}$$

e. Perbandingan panjang sudu impeller dengan diameter impeller adalah

$$\frac{Da}{Dt} = \frac{1}{4}$$

$$L = \frac{1}{4} \times Da = \frac{1}{4} \times 1,418 = 0,355 \text{ m}$$

Memperkirakan Kecepatan Putaran Pengaduk

Kecepatan putar pengaduk dihitung dengan persamaan 8.8 (Rase,1977)

$$\frac{WELH}{2 \cdot Da} = \left(\frac{\pi \times Da \times N}{600} \right)^2$$

dengan :

$$\begin{aligned} WELH &= \text{water equivalent liquid height} \\ &= \text{tinggi cairan} \times \text{specific gravity} \\ &= (5,239) (1.0586) \\ &= 5,546 \text{ m} \\ &= 18,195 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Da &= \text{diameter impeller} \\ &= 1,418 \text{ m} \\ &= 4,653 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$N = \text{kecepatan putar pengaduk, rpm}$$

$$N^2 = \frac{WELH}{2.Da} \times \left(\frac{600}{\pi . Da . N} \right)^2$$

$$N^2 = \frac{18,195}{2 \times Da} \times \left(\frac{600}{\pi \cdot 2,656} \right)^2$$

$$= 3294,4$$

$$N = 57,40 \text{ rpm}$$

Dipakai kecepatan putar pengaduk = 60 rpm = 1 rps

Bilangan Reynold untuk pengadukan:

$$Re = \frac{Da^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = \frac{(1,418 \text{ m})^2 (1 \text{ 1/det}) (105862 \text{ kg/m}^3)}{0,0006 \text{ kg/det.m}}$$

$$= 389937$$

Dari fig.19-13 (Perry, 1984) :

kurva no.1 didapatkan power number $N_p = 5$

Tenaga untuk pengadukan:

$$P = \frac{N_p \cdot N^3 \cdot Da^5 \cdot \rho}{g}$$

$$P = \frac{(5) (60 \text{ 1/men})^3 (1,418 \text{ m})^5 (1058,6 \text{ kg/m}^3)}{(9,8 \text{ m/det}^2) (60 \text{ det/men})^2}$$

$$= 185893,6 \text{ kg.m/men}$$

$$= 1344548 \text{ lb.ft/men} \times \frac{1 \text{ Hp}}{33000 \text{ ft.lb/men}}$$

$$= 40,74 \text{ Hp}$$

Jika efisiensi motor 89 %, maka

$$\text{Tenaga motor untuk pengaduk} = \frac{40,74}{0,89} = 45,78 \text{ Hp}$$

$$\text{Dipilih motor standar} = 50 \text{ Hp}$$

4. Tangki $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$

Fungsi : Menyimpan $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ sebelum ke unit pengepakan

Jumlah : 1

Bentuk : Conical

Menentukan kapasitas gudang

Kapasitas : 500 ton

Rapat massa, ρ : 1850 kg/m^3

Untuk design, diambil volume = 120 % dari volume padatan

$$V = 1,2 (270,3 \text{ m}^3) = 324,3 \text{ m}^3$$

Berdasarkan figur 7-20 Perry 1984 :

diambil sudut friksi $\phi = 30^\circ$

sudut slope $\phi = 13^\circ$

Diameter bukaan bawah:

Diameter bukaan dihitung dengan menggunakan persamaan (26-25)

McCabe, Smith & Harriot :

$$m = \frac{\rho p \times D_o^n}{(6,288 \text{ tg } \alpha + 23,16) (D_p + 1,889) - 44,9}$$

m = laju aliran zat padat, lb/men

$$= 12626,3 \text{ kg/j} = 463,9 \text{ lb/men}$$

D_o = diameter bukaan, in

$\alpha_m = \varphi$ = sudut friksi

D_p = diameter partikel = 0,100 cm = 0,039 in

ρ_p = 1850 kg/m³ = 115,44 lb/ft³

$n = 3,1$

$$463,93 = \frac{(115,44) \times D_o^{3,1}}{(6,288 \text{ tg } 30^\circ + 23,16) (0,039 + 1,889) - 44,9}$$

$$D_o^{3,1} = 27,17$$

$$D_o = 2,90 \text{ in}$$

$$= 0,074 \text{ m}$$

Diambil :

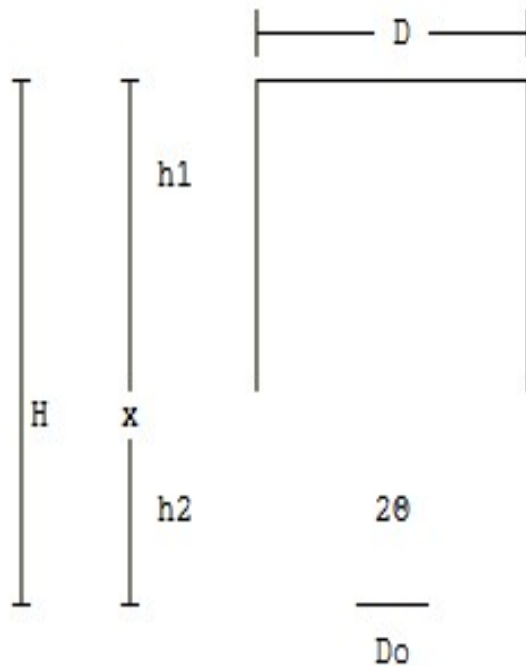
$$H = 1,5 D, h_1 = 2 h_2$$

$$h_1 + h_2 = 1,5 D$$

$$3 h_2 = 1,5 D$$

$$h_2 = 0,5 D$$

$$h_1 = D$$



$$\begin{aligned}
 \text{Volume cone} &= \frac{\pi}{3} \left(\frac{D_0}{2} + \frac{D}{2} \right)^2 \times h_2 \\
 &= \frac{\pi}{3} \left(\frac{0,074}{2} + \frac{D}{2} \right)^2 \times 0,5 D \\
 &= \frac{\pi}{24} \times D (0,074 + D)^2 \\
 &= \frac{\pi}{24} \times D (0,0054 + 0,1474 D + D^2) \\
 &= 0,000711 D + 0,0193 + \frac{\pi}{24} D^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume shell} &= \frac{\pi}{4} D^2 \times h_1 \\
 &= \frac{\pi}{4} D^2 (D) \\
 &= \frac{\pi}{4} D^3 \\
 &= 6 \frac{\pi}{24} D^3
 \end{aligned}$$

Volume = volume shell + volume cone

$$324,32 = 0,000711 D + 0,0193 D^2 + 7 \frac{\pi}{24} D^3$$

$$0,000711 D + 0,0193 D^2 + 7 \frac{\pi}{24} D^3 - 324,32 = 0$$

akan didapatkan :

$$D = 7,07 \text{ m} = 23,2 \text{ ft}$$

$$\text{Dipakai diameter} = 23,5 \text{ ft} = 7,2 \text{ m}$$

$$h_1 = D = 23,5 \text{ ft}$$

$$h_2 = 0,5 D = 11,8 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi total} = 1,5 (23,5)$$

$$= 35,3 \text{ ft}$$

$$= 10,74 \text{ m}$$

Tebal dinding dihitung dengan persamaan 3-16 dan 3-17,

Brownell & Young 1979 :

$$t = \frac{\rho D (H - 1)}{2 f E x 144} + c$$

Dengan:

t = tebal shell , in

D = diameter dalam tangki , ft

H = tinggi tangki , ft

f = allowable stress = 18750 psi

(SA 240 grade C, appendix D, Brownell-Young)

E = efisiensi sambungan 85 %

c = korosi = 0,125 in

$$t = \frac{\rho D (H - 1)}{2 f E x 144} + c$$

$$t = \frac{(115,44) (24 x 12) (35,3 - 1)}{2 (18750) (0,85) (144)} + c$$

$$t = 0,3679 \text{ in}$$

Dipakai tebal = 0,3750 in

5. Gudang Calcium Carbonat

Fungsi = Menampung padatan calcium carbonat sebagai bahan baku
 utama untuk waktu operasi 15 hari

Dimensi gudang

$$\begin{aligned} \text{Volume padatan} &= \frac{6927,32 \text{ kg/j}}{2930 \text{ kg/m}^3} x 24 \frac{\text{j}}{\text{hari}} x 15 \text{ hari} \\ &= 851,13 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Padatan menepati 75% volume gudang

$$\begin{aligned} \text{Volume gudang} &= \frac{851,13}{0,75} \\ &= 1134,84 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Digunakan ukuran gudang,

$$P = L$$

$$H = 6 \text{ m}$$

dengan

P = panjang

L = lebar

H = tinggi

$$\text{Volume Gudang} = H \times P \times L$$

$$1513,14 = 6 \times (L) \times L$$

$$1513,14 = 6 \times L^2$$

$$L^2 = 252,19$$

$$L = 15,9 \text{ m}$$

$$P = 15,9 \text{ m}$$

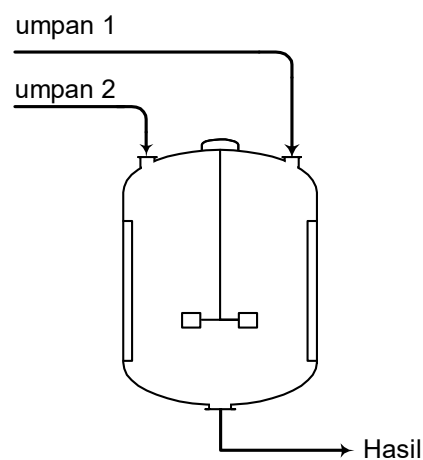
6. Reaktor

Fungsi = Mereaksikan senyawa calcium carbonat dengan asam klorida

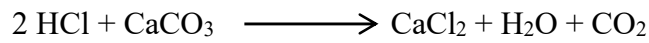
Type = Reaktor Alir Berpengaduk (RATB)

Suhu Operasi = 50°C

Tekanan = 1 atm



Persamaan reaksi kimia :



dengan kecepatan reaksi :

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

C_A = konsentrasi HCl

C_B = konsentrasi CaCO_3

$$k = 87,033 \text{ m}^3/\text{j} \cdot \text{kmol}$$

$$(-r_A) = \text{kmol}/\text{j} \cdot \text{m}^3$$

Dari perhitungan neraca massa, diperoleh komposisi umpan:

Komponen	Kg/j	Fraksi Massa	Kmol/j
HCl	4767,69	0,15497	130,761
CaCO_3	6871,21	0,22334	68,6496
H_2O	19070,74	0,62084	1058,5446
MgO	13,16	0,00043	0,3265
Fe_2O_3	2,77	0,00009	0,0173
SiO_2	7,62	0,00025	0,1268
TiO_2	2,77	0,00009	0,0346
	30735,96	1,0	1258,4604

Menghitung waktu tinggal dan volume reaktor

Komponen	ρ kg/m ³	W,kg/j	$F_v = W/\rho$ m ³ /j
HCl	1130	4767,69	4,2191
CaCO_3	2930	6871,21	2,3451
H_2O	990	1970,74	1,9906
MgO	3580	13,16	0,0036
Fe_2O_3	3580	2,77	0,0007
SiO_2	2650	7,62	0,0028
TiO_2	4230	2,77	0,00006
	30735,96	13635,96	8,56196

Kecepatan volum, $F_v = 8,56196 \text{ m}^3/\text{j}$

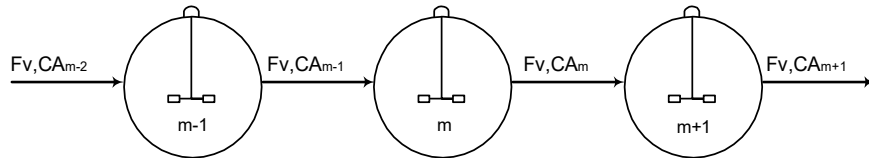
Rapat massa campuran, $\rho = \frac{13635,96}{8,56196} = 1592,6 \text{ kg/m}^3$

$$CA_o = \frac{130,761}{8,56196} = 15,2723 \text{ kg/m}^3$$

$$CB_o = \frac{68,6496}{8,56196} = 8,0179 \text{ kg/m}^3$$

$$M = \frac{CB_o}{CA_o} + \frac{8,56196}{15,2723} = 0,524$$

Neraca Massa Asam Chloride dalam RATB Seri



Neraca massa dalam reaktor :

Kec.masuk - Kec.keluar - Kec.reaksi = Kec.akumulasi

$$F_v \cdot CA_{m-1} - F_v \cdot CA_m - (-r_A) \cdot V = 0$$

$$CA_{m-1} - CA_m - (-r_A) \cdot \frac{V}{F_v} = 0 ; \Theta \frac{V}{F_v} \text{ waktu tinggal}$$

$$CA_{m-1} = CA_m + \Theta \cdot (-r_A)$$

$$CA_{m-1} = CA_m + \Theta \cdot (k \cdot CA_m \cdot CB_m)$$

dengan :

$$CA_m = CA_o \cdot (1 - x_m)$$

$$CB_m = CB_o - 0,5 CA_o \cdot x_m$$

$$= CA_o (CB_o/CA_o - 0,5 x_m)$$

$$= CA_o (M - 0,5 x_m) ; M = CB_o/CA_o$$

maka,

$$CA_o \cdot (1 - x_{m-1}) = CA_o \cdot (1 - x_m) + \Theta (k \cdot CA_o \cdot (1 - x_m) \cdot CA_o (M - 0,5 x_m))$$

$$1 - x_{m-1} = (1 - x_m) + \Theta \cdot k \cdot CA_o \cdot (1 - x_m) \cdot (M - 0,5 x_m)$$

$$x_m - x_{m-1} = \Theta \cdot k \cdot CA_o \cdot (1 - x_m) \cdot (M - 0,5 x_m) \dots\dots\dots(1)$$

Konversi akhir = 99%

$$x_1 = 0,99$$

$$x_{m-1} = x_0 = 0$$

maka persamaan (1) menjadi :

$$\Theta = \frac{X_m - X_{m-1}}{kCA_0 (1 - x_m) \cdot (M - 0,5x_m)}$$

$$\Theta = \frac{0,99 - 0}{87,0330 \frac{m^3}{j.kmol} \cdot 5,0554 \frac{kmol}{m^3} (1 - 0,99) (0,525 - 0,5 \cdot 0,99)}$$

$$= 7,5 \text{ jam}$$

Dimensi Reaktor

Volume reaktor diambil 120% dari volume larutan

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor} &= (1,2) (4,058) \\ &= 4,8696 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Ditentukan perbandingan, H/D = 1,50

dengan H = tinggi

D = diameter

Volume tangki = volume shell + 2 x volume head

$$V_R = V_S + V_H$$

$$V_S = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H$$

Volume head : (pers 5.11 Brownell-Young)

$$V_H = 4,9E - 05 \times (D)^3$$

dengan :

VH = volume dalam ft³

D = diameter dalam, in

jika VH dinyatakan dengan m^3 dan D dalam meter, maka

$$VH = 0,084672 \times (D)^3$$

maka :

$$VR = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H + 2 \times (0,084672 D^3)$$

$$VR = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 (1,50 D) + 2 \times (0,084672 D^3)$$

$$VR = (1,178096 + 0,169344) \times D^3$$

$$D^3 = \frac{VR}{(1,178096 + 0,169344)}$$

$$D^3 = \frac{19,614}{(1,347440)}$$

$$D^3 = 14,557$$

$$D = 2,442 \text{ m} = 96,13 \text{ in}$$

$$H = 3,663 \text{ m}$$

Menentukan Tebal *shell*

Diameter dalam : 96,13 in

Tekanan operasi : 1 atm (14,7 psi)

Suhu operasi : 50°C (122°F)

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 167 tipe 316*

Untuk T = 122°F , maka

f = allowable stress : 18750 psi (appendix D, Brownell-Young)

c = korosi : 0,125 in

E = efisiensi sambungan: 0,85

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell-Young :

$$t = \frac{p \times r \times i}{f \times E - 0,6 \times p} + c$$

$$= \frac{(14,7 \text{ psi}) (48,06 \text{ in})}{(18750 \text{ psi}) (0,85) - 0,6 \times (14,7 \text{ psi})} + 0,125$$

$$= 0,17 \text{ in}$$

Dipakai tebal shell standar, $t = \frac{3}{16} \text{ in}$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 \cdot t = 96,13 + 2 \times \frac{3}{16} \text{ in} = 96,50 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young, OD yang sesuai = 102 in

Koreksi:

$$\text{ID} = \text{OD} - 2t$$

$$= 102 - 2 \times \frac{3}{16} = 101,625 \text{ in}$$

$$= 2,581 \text{ m}$$

Menentukan Tebal Head

Bentuk head = torispherical dished head

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell-Young

$$th = \frac{0,855 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + c$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young : $icr = 6,125 \text{ in}$

$$r = 96 \text{ in}$$

maka,

$$th = \frac{0,855 (14,7)(96)}{(18750) (0,85) - 0,1 (14,7)} + 0,125$$

$$= 0,20 \text{ in}$$

Dipakai tebal head = $\frac{5}{16}$ in (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{icr}{OD} = \frac{6,125}{102} = 0,06 = 6\%$$

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head

$$V = 4,9E - 05 \times (di)^3$$

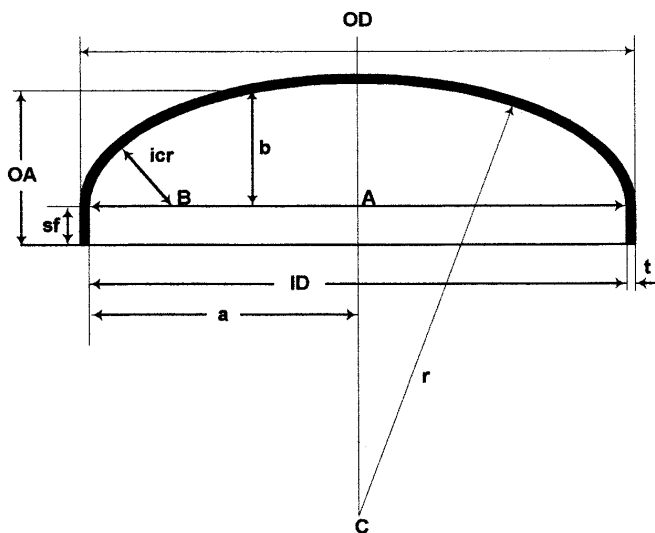
dengan :

$$V = \text{volume dalam ft}^3$$

di = diameter dalam, in

$$\begin{aligned} V &= 4,9E - 05 \times (101,625)^3 \\ &= 51,4 \text{ ft}^3 \\ &= 1,46 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell-Young, straight flange antara 1,5-3 in
 Dipilih straight flange (Sf) = 2 in



$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{101,625}{2} \\ &= 50,813 \text{ in} \end{aligned}$$

$$AB = a - icr = 50,813 - 6,125 = 44,688 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 96 - 6,125 = 89,875 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC^2 - AB^2)} \\ &= \sqrt{89,875^2 - 44,688^2} \\ &= 77,978 \text{ in} \end{aligned}$$

$$b = r - AC = 96 - 77,978 = 18,022 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} OA &= b + sf + th \\ &= 18,022 + 2 + 0,313 \\ &= 20,335 \text{ in} = 0,517 \text{ m} \end{aligned}$$

Jadi tinggi head = 0,517 m

Volume reaktor

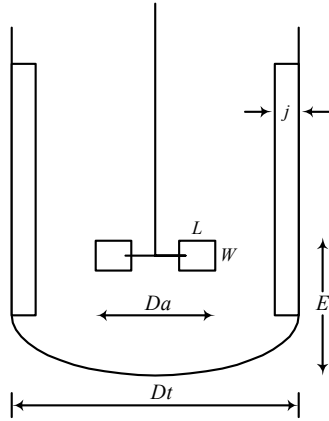
Volume shell = A x tinggi shell

$$\begin{aligned} \text{Volume shell} &= \frac{\pi}{4} (ID^2) x H \\ &= \frac{\pi}{4} (2,581)^2 x (3,663) \\ &= 19,17 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Volume reaktor = Volume shell + 2 (Volume head)

$$\begin{aligned} &= 19,17 \text{ m}^3 + 2 x (1,46) \\ &= 22,08 \text{ m} \end{aligned}$$

Pengadukan



Keterangan :

D_t = diameter Tangki

D_a = diameter impeller

W = lebar sudu

j = kedalaman baffle

E = tinggi sudu impeller

Ketentuan :

a. Perbandingan diameter impeller dengan diameter tangki adalah

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$$

$$D_a = \frac{1}{3} \cdot D_t = \frac{1}{3} \times 2,581 = 0,860 \text{ m}$$

b. Perbandingan posisi sudu impeller dengan diameter impeller adalah

$$\frac{E}{D_a} = 1$$

$$E = D_a = 0,860 \text{ m}$$

c. Perbandingan lebar impeller dengan diameter impeller adalah

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{5}$$

$$W = \frac{1}{5} \times 0,860 = 0,173 \text{ m}$$

d. Perbandingan kedalaman baffle dengan diameter tangki adalah

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$j = \frac{1}{12} \times D_t = \frac{1}{12} \times 2,581 = 0,215 \text{ m}$$

e. Perbandingan panjang sudu impeller dengan diameter impeller adalah

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{4}$$

$$L = \frac{1}{4} \times D_a = \frac{1}{4} \times 0,860 = 0,215 \text{ m}$$

Memperkirakan Kecepatan Putaran Pengaduk

Kecepatan putar pengaduk dihitung dengan persamaan 8.8 (Rase,1977)

$$\frac{WELH}{2.Da} = \left(\frac{\pi \times Da \times N}{600} \right)^2$$

dengan :

$$\begin{aligned} WELH &= \text{water equivalent liquid height} \\ &= \text{tinggi cairan} \times \text{specific gravity} \\ &= (3,303) (1,1894) \\ &= 3,929 \text{ m} \\ &= 12,823 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Da &= \text{diameter impeller} \\ &= 0,860 \text{ m} \\ &= 2,823 \text{ ft} \end{aligned}$$

N = kecepatan putar pengaduk, rpm

$$N^2 = \frac{WELH}{2.Da} \times \left(\frac{600}{\pi \cdot Da \cdot N} \right)^2$$

$$N^2 = \frac{12,889}{2 \times Da} \times \left(\frac{600}{\pi \cdot 2,823} \right)^2$$

$$= 10449,8$$

$$N = 102,22 \text{ rpm}$$

Dipakai kecepatan putar pengaduk = 120 rpm = 2 rps

Bilangan Reynold untuk pengadukan:

$$Re = \frac{Da^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu}$$

$$(0,860 \text{ m})^2 (2 \text{ 1/det}) (1189,4 \text{ kg/m}^3)$$

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\hspace{10em}}{0,002430 \text{ kg/det.m}} \\ &= 724756 \end{aligned}$$

Dari fig.19-13 (Perry, 1984) :

kurva no.1 didapatkan power number $N_p = 5$

Tenaga untuk pengadukan:

$$P = \frac{N_p \cdot N^3 \cdot D_a^5 \cdot \rho}{g}$$

$$P = \frac{(5) (120 \text{ 1/men})^3 (0,860 \text{ m})^5 (1189,4 \text{ kg/m}^3)}{(9,8 \text{ m/det}^2) (60 \text{ det/men})^2}$$

$$= 137370,2 \text{ kg.m/men}$$

$$= 993584 \text{ lb.ft/men} \times \frac{1 \text{ Hp}}{33000 \text{ ft.lb/men}}$$

$$= 30,11 \text{ Hp}$$

Effisiensi motor 88%, maka

$$\text{Tenaga motor untuk pengaduk} = \frac{30,11}{0,88} = 34,21 \text{ Hp}$$

Dipilih motor standar = 40 Hp

7. Rotary Drum Filter

Fungsi = Memisahkan calcium carbonat sisa reaksi dan impuritas

Type = Rotary drum vacuum filter (RDF)

Suhu Operasi = 50°C

Δp = 3 inHg

Rapat massa filtrat, ρ_l = 1293 kg/m³ = 80,7 lb/ft³)

Viscositas, μ = exp (0,761) = 2,140 cp
 = 7,70 kg/j.m = 1,43E-03 lb/ft.det

Rapat massa padatan, ρ_s = 4230 kg/m³ = 264 lb/ft³

Kecepatan volumetrik filtrat = $\frac{27270,86 \text{ kg/j}}{1293 \text{ kg/m}^3}$

$$V = 21,0911 \text{ m}^3/\text{j}$$

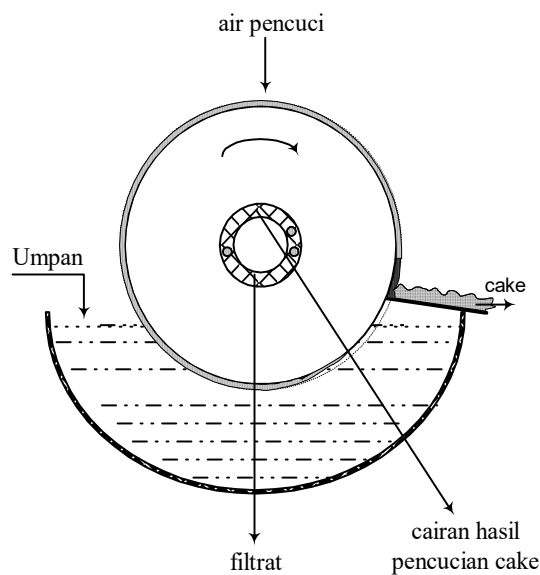
$$= 5,858\text{E-}03 \text{ m}^3/\text{det}$$

$$= 5858,6 \text{ cm}^3/\text{det}$$

Diameter partikel, D_p = 100 μm = 0,00033 ft

Spericity, ω = 0,80 (hal. 214 G.G BROWN)

Porositas, X = 0,4



Komposisi keluar RDF:

Filtrat	Kg/j
H ₂ O	20116,13
HCl	47,68
MgCl ₂	31,09
FeCl ₂	5,63
CaCl ₂	7070,33
<hr/>	
	27270,86
<hr/>	
Cake	Kg/j
H ₂ O	87,10
HCl	71,42
MgCl ₂	430,54
FeCl ₂	7,62
CaCl ₂	2,77
<hr/>	
	599,45
<hr/>	

Kadar padatan dalam slurry umpan :

$$x = \frac{587,90}{27270,86} = 0,02155$$

$$\text{Rapat massa filtrate, } \rho_l = 1293 \text{ kg/m}^3 = 80,7 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Viscositas filtrate, } \mu &= \exp(0,761) = 2,140 \text{ cp} \\ &= 7,70 \text{ kg/j.m} = 1,439\text{E-}03 \text{ lb/ft.det} \end{aligned}$$

$$\text{Rapat massa padatan, } \rho_s = 4230 \text{ kg/m}^3 = 264 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Kecepatan volumetrik filtrat} = \frac{27270,86 \text{ kg/j}}{1293 \text{ kg/m}^3}$$

$$\begin{aligned} V &= 21,0911 \text{ m}^3/\text{j} \\ &= 5,858\text{E-}03 \text{ m}^3/\text{det} \\ &= 5858,6 \text{ cm}^3/\text{det} \end{aligned}$$

Diameter partikel, D_p = 100 μm = (0,00033 ft)
 Sphericity, ϕ = 0,80 (hal. 214 G.G BROWN)
 Porositas, X = 0,4
 Permeabilitas K , dihitung dengan persamaan (172) Brown :

$$K = \frac{qc \times D_p^2}{32} \times \frac{FRe}{Ff}$$

$$= \frac{(32,2 \text{ ft/det}^2 \text{ lbm/lbf}) (0,00033 \text{ ft})^2 \times \frac{50}{2100}}{32}$$

$$= 2,579\text{E-}09 \text{ ft/det}^2 \text{ lbm/lbf}$$

C_v dihitung dengan persamaan (192) Brown :

$$C_v = \frac{\mu \cdot \rho \cdot x}{2 K (2,579\text{E} - 09) [264 (1 - 0,0159)(1 - 0,400) - (80,7)(0,0159) 0,400]}$$

$$= 2,137\text{E} + 06 \text{ lbf} \cdot \text{det} / \text{ft}^4$$

$$= 0,0012 \text{ kg} \cdot \text{det} / \text{cm}^4$$

$$\frac{\text{Void}}{\text{Padatan}} = \frac{0,4}{1 - 0,4} = 0,6667$$

$$\frac{\text{Volume cake}}{\text{True solid volume}} 1,6667$$

Basis = 100 gram slurry

Solid : x = 1,59 atau 1,59 gr tiap 100 gr slurry

$$\text{atau } \frac{1,588 \text{ gr}}{\rho_s \text{ gr/cm}^3} = \frac{1,588 \text{ gr}}{4,2300 \text{ gr/cm}^3} = 0,375 \text{ cm}^3$$

Jadi volume padatan = 0,375 cm³

$$\text{Volume cake} = 1,6667 (0,375) = 0,625 \text{ cm}^3$$

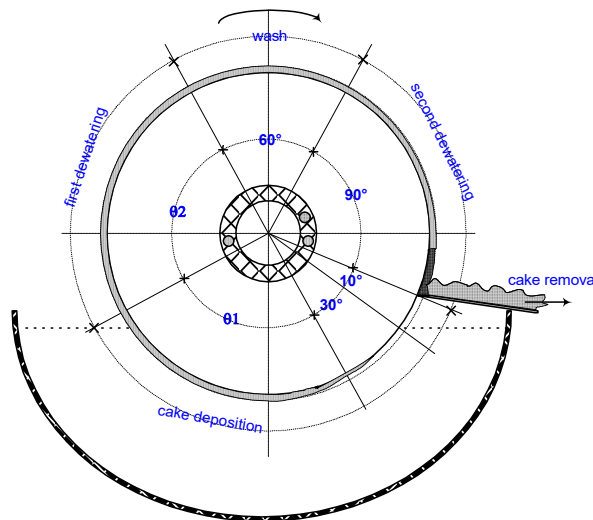
$$\text{Cairan} : (100 - 1.588) = 98,412 \text{ gr}$$

$$: 98,412 \text{ gr} / 1,2930 \text{ gr/cm}^3 = 76,11 \text{ cm}^3$$

$$\text{Volume cairan dalam cake} = (0,6667) (0,375) = 0,25 \text{ cm}^3$$

$$\text{Filtrat tertampung} = 76,11 - 0,25 = 75,86 \text{ cm}^3$$

Kapasitas Udara



Gambar Siklus Filtrasi

Siklus filter direncanakan seperti gambar diatas

$$\begin{aligned} \text{Submerge, } \varphi &= 0,3576 \\ &= (0,3576) (360^\circ) \\ &= 128^\circ \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dari neraca massa, kebutuhan air pencuci} &= 95,81 \text{ kg/j} \\ &= 0,12774 \text{ m}^3/\text{j} \\ &= 0,0013 \text{ ft}^3/\text{det} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas untuk pencucian} &= \frac{60}{360} (175,93 \text{ ft}^2) \\ &= 29,32 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$V1 = (2,320E - 03 \text{ ft}^3/\text{ft}^2 \cdot \text{det}) (29,32 \text{ ft}^2) = 0,0680 \text{ ft}^3/\text{det}$$

$$\text{Rasio pencucian} = \frac{V_1'}{V_1} = \frac{0,00125}{0,0680} = 0,018$$

Persamaan (219), Brown :

$$C_t = \frac{\mu l \cdot X \cdot L^2}{K \cdot (-\Delta P)}$$

$$= \frac{(1,439E-03 \frac{\text{lbm}}{\text{ft} \cdot \text{det}}) (0,4) (5,0 \text{ } 0,0328 \text{ ft})^2}{(2,579E-09 \frac{\text{ft} \cdot \text{lbm}}{\text{det}^2 \cdot \text{lbf}}) (212 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2})}$$

$$= 28,3 \text{ det}$$

Persamaan (223), Brown :

$$C_a = X \cdot L \frac{\mu l}{\mu_a}$$

$\mu_a = \text{viscositas udara} = 0,021 \text{ cp} = 1,412E - 05 \text{ lb/ft} \cdot \text{det}$

$$C_a = (0,4) (5,0 \text{ } 0,0328) \frac{1,439E-03}{1,412E-05}$$

$$= 6,6850 \text{ ft}^3/\text{ft}^2$$

Persamaan (170), Brown :

$$V_a = \frac{K \cdot (-\Delta P)}{L \cdot \mu_a}$$

$$= \frac{(2,579E-09 \frac{\text{ft}^3}{\text{det}^2} \frac{\text{lbf}}{\text{lbf}}) (212 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2})}{(5,0 \text{ ft} \cdot 0,0328 \text{ ft}) (1,412E-05 \frac{\text{lbf}}{\text{ft} \cdot \text{det}})}$$

$$= 0,2364 \text{ ft}^3/\text{ft}^2 \cdot \text{det}$$

Persamaan (170) Brown, (footnote) :

$$Sr = 0,025 \left(\frac{K (-\Delta P)}{g x L x y x \cos \infty} \right)^{-0,264}$$

$$y = \sigma$$

= surface tension

$$= 60 \text{ dyne/cm} (\equiv 0,00411 \text{ lbf/ft})$$

$$Sr = 0,025 \left(\frac{(2,579E - 09)(212)}{(32,2)(5,0 x 0,0328)(0,00411)(1)} \right)^{0,264}$$

$$= 0,409$$

Cake deposition :

Persamaan (198),Brown :

$$t_1 = \frac{Cl \cdot L^2}{(-\Delta P)}$$

$$\frac{\text{lbf} \cdot \text{det}}{(33827020 \frac{\text{lbf} \cdot \text{det}}{\text{ft}^4}) (5,0 \cdot 0,0328 \text{ ft})^2} = \frac{\text{lbf}}{(212 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2})}$$

$$= 4286,6 \text{ det}$$

$$\Theta_1 = \frac{360^\circ (4286,6 \text{ det})}{(12000 \text{ det})} - 30^\circ$$

$$= 128,6^\circ - 30^\circ$$

$$= 98,6^\circ$$

Dipakai $\Theta_1 = 98^\circ$

First dewatering :

$$\Theta_2 = 170 - \Theta_1 = 170 - 98 = 72^\circ$$

$$t_2 = \frac{72^\circ}{360} 12000 \text{ det} = 2400 \text{ det}$$

$$\frac{t_2}{C_t} = \frac{2400}{28,3} = 84,88$$

Dari fig 255 Brown dengan $S_r = 0,409$ dan $t_2/C_t = 84,88$

$$\text{maka } S_2 = 2,50$$

Dari fig 256 Brown dengan $S_r = 0,409$ dan $t_2/C_2 = 84,88$

$$\text{maka } V_2/C_a = 36,5$$

$$V_2 = \left(\frac{V_2}{Ca} \right) (Ca) = (36,5) (6,6850)$$

$$= 243,8885 \frac{\text{ft}^3(\text{udara})}{\text{ft}^2(\text{siklus})}$$

Washing :

$$\text{Rasio pencucian} = \frac{V_1'}{V_1} = \frac{0,00125}{0,0680} = 0,018$$

Dari fig 259 d, dengan $S_r = 0,409$ dan $\frac{V_1'}{V_1} = 0,0184$

maka $\frac{V_{a'}}{V_a} = 0,50$ (selama pencucian)

$$V_{a'} = \left(\frac{V_{a'}}{V_a} \right) \cdot V_a = (0,50) (0,2364)$$

$$= 0,1176 \text{ ft}^3/\text{ft}^2 \cdot \text{det}$$

$$t_3 = \frac{60}{360} (12000) = 2000 \text{ det}$$

maka :

$$V_3 = V_{a'} \cdot t_3 = (0,1176) (2000) = 235,2533 \text{ ft}^3/\text{ft}^2 (\text{siklus})$$

Second dewatering :

$$t_4 = \frac{90}{360} (12000) = 3000 \text{ det}$$

Viscositas air = 0,7 cp = 4,706E-04 lb/ft det

Koreksi Ct dan Ca :

$$Ct' = 28,3 \left(\frac{4,706E-04}{1,439E-03} \right) = 9,2 \text{ det}$$

$$Ca' = 6,6850 \left(\frac{4,706E-04}{1,439E-03} \right)$$

$$= 2,1867 \text{ ft}^3/\text{ft}^2$$

$$\frac{t_4}{Ct'} = \frac{3000}{9,2} = 324,36$$

Dari fig 255 Brown, didapat $S_4 = 2,96$

Dari fig 256 Brown, didapat $V_4/Ca' = 4,7$

$$V_4 = 4,7 (2,1867) = 10,2938 \text{ ft}^3/\text{ft}^2 \text{ (siklus)}$$

Kapasitas Blower:

$$V = V_2 + V_3 + V_4 = 243,8885 + 235,2533 + 10,2938 = 489,4355 \text{ ft}^3/\text{ft}^2 \text{ (siklus)}$$

Dari fig 258 :

$$\text{dengan } K = 2,579E-09 \text{ dan } \frac{(-\Delta P)}{L} = \frac{3 \text{ inHg}}{(5/2,54)} = 1,52$$

maka $F_t = 1$

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Blower} &= (489,4355 \text{ ft}^3/\text{ft}^2) \cdot (175,93) (1) \\ &= 86105.9 \frac{\text{ft}^3}{\text{siklus}} \frac{1 \text{ siklus}}{12000 \text{ det}} \\ &= 7,1755 \text{ ft}^3/\text{det} \\ &= 25831,8 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 25831,8 \text{ ft}^3/\text{jam} \cdot 0,0538 \text{ lb}/\text{ft}^3 \\ &= 1389,7 \text{ lb}/\text{ja} \end{aligned}$$

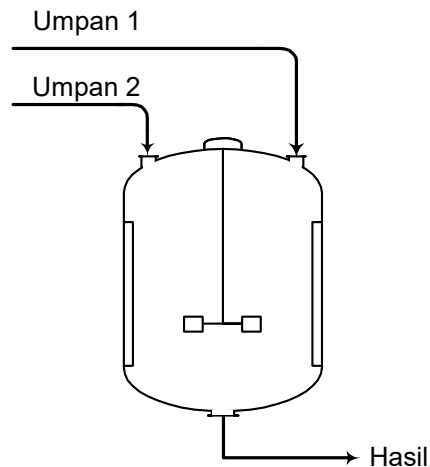
8. Tangki Netralizer

Fungsi = Mereaksikan sisa asam klorida sebagai reaktan di reaktor dengan $\text{Ca}(\text{OH})_2$

Suhu Operasi = 51°C

Tekanan = 1 atm

Bahan konstruksi = *Stainless Steel SA 167 tipe 316*



Kecepatan volume, $F_v = 24,3942 \text{ m}^3/\text{j}$

Rapat massa campuran, $\rho = \frac{28035,84 \text{ kg/j}}{24,3942 \text{ m}^3/\text{j}} = 1149,3 \text{ kg/m}^3$

Jika waktu tinggal $= 0,5 \text{ jam}$

Waktu Tinggal $\Theta = \frac{V}{F_v}$

$$V = \Theta \cdot F_v$$

$$V = (0,5 \text{ j}) (32,5260 \text{ m}^3/\text{j})$$

$$= 16,263 \text{ m}^3$$

Volume larutan dalam tangki $= 16,263 \text{ m}^3$

Dimensi Tangki

Untuk perancangan, volume Tangki diambil 120 % dari volume larutan

$$\text{Volume Tangki} = (1,2) (16,263)$$

$$= 19,516 \text{ m}^3$$

Ditentukan perbandingan, $H/D = 1,50$

dengan $H =$ tinggi

$D =$ diameter

Volume tangki = volume shell + 2 x volume head

$$V_R = V_S + V_H$$

π

$$V_S = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H$$

4

Volume head : (pers 5.11 Brownell-Young)

$$V_H = 4,9E-05 \times (D)^3$$

dengan :

$$V_H = \text{volume dalam ft}^3$$

$$D = \text{diameter dalam, in}$$

jika V_H dinyatakan dengan m^3 dan D dalam meter, maka

$$VH = 0.084672 \times (D)^3$$

maka :

$$VR = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H + 2 \times (0,084672 D^3)$$

$$VR = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 (1,50 D) + 2 \times (0,084672 D^3)$$

$$VR = (1,178096 + 0,169344) \times D^3$$

$$D^3 = \frac{VR}{(1,178096 + 0,169344)}$$

$$D^3 = \frac{19,516}{(1,347440)}$$

$$D^3 = 14,483$$

$$D = 2,438 \text{ m} = 95,97 \text{ in}$$

$$H = 3,656 \text{ m}$$

Menentukan Tebal Shell

Diameter dalam : 95,97 in

Untuk $T = 124^\circ\text{F}$, maka

f = allowable stress : 18750 psi (appendix D, Brownell-Young)

c = korosi : 0,125 in

E = efisiensi sambungan : 0,85

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell-Young :

$$t = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0,6 \times p} + c$$

$$= \frac{(14,7 \text{ psi}) (47,98 \text{ in})}{(18750)(0,85) - 0,6 (14,7 \text{ psi})} + 0,125$$

$$= 0.17 \text{ in}$$

Dipakai tebal shell standar, $t = 3/16 \text{ in}$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2.t = 95,97 + 2 \times (3/16) = 96,34 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young, OD yang sesuai = 102 in

Koreksi:

$$\text{ID} = \text{OD} - 2t$$

$$= 102 - 2 \times 3/16 = 101,625 \text{ in}$$

$$= 2,581 \text{ m}$$

Menentukan Tebal Head

Bentuk head = torispherical dished head

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell-Young

$$\text{th} = \frac{0,855 \text{ p.r}}{f. E - 0,1 \text{ p}} + c$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young : $\text{icr} = 6,125 \text{ in}$

$$r = 96 \text{ in}$$

maka,

$$\text{th} = \frac{0,855 (14,7) (96)}{(18750) (0,85) - 0,1 (14,7)} + 0,125$$

$$= 0.20 \text{ in}$$

Dipakai tebal head = $5/16 \text{ in}$ (tabel 5.7 Brownell-Young)

$$\frac{icr}{OD} = \frac{6,125}{102} = 0,06 = 6\%$$

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head.

$$V = 4,9E-05 \times (di)^3$$

dengan :

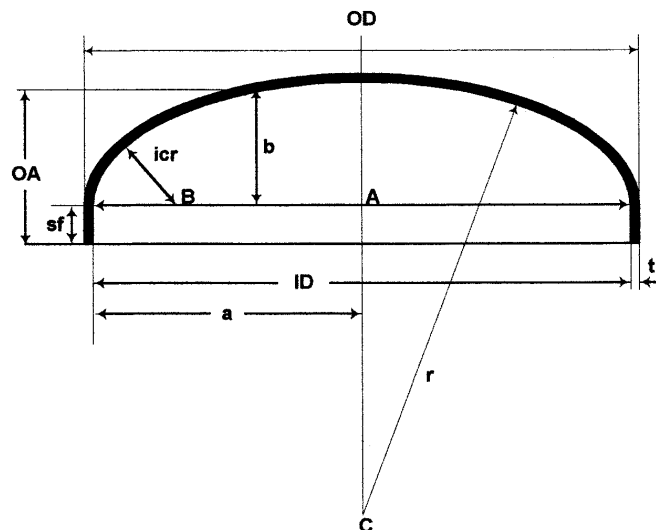
V = volume dalam ft³

di = diameter dalam, in

$$V = 4,9E-05 \times (101,625)^3$$

$$= 51,4 \text{ ft}^3 = 1,46 \text{ m}^3$$

Dari tabel 5.6 Brownell-Young, straight flange antara 1,5-3 in
 Dipilih straight flange (Sf) = 2 in



$$\begin{aligned}a &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{101,625}{2} \\ &= 50,813 \text{ in}\end{aligned}$$

$$AB = a - icr = 50,813 - 6,125 = 44,688 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 96 - 6,125 = 89,875 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}AC &= \sqrt{(BC^2 - AB^2)} \\ &= \sqrt{89,875^2 - 44,688^2} \\ &= 77,978 \text{ in}\end{aligned}$$

$$b = r - AC = 96 - 77,978 = 18,022 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}OA &= b + sf + th \\ &= 18,022 + 2 + 0,313 \\ &= 20,335 \text{ in} = 0,517 \text{ m}\end{aligned}$$

Jadi tinggi head = 0,517 m

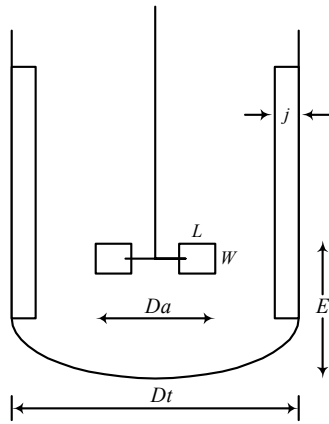
Volume reaktor

Volume shell = A x tinggi shell

$$\begin{aligned}Volume \text{ shell} &= \frac{\pi}{4} (ID^2) x H \\ &= \frac{\pi}{4} (2,581)^2 x (3,663) \\ &= 19,17 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Volume \text{ reaktor} &= Volume \text{ shell} + 2 (Volume \text{ head}) \\ &= 19,17 \text{ m}^3 + 2 x (1,46) \\ &= 22,08 \text{ m}\end{aligned}$$

Pengadukan



Keterangan :

- Dt = diameter Tangki
- Da = diameter impeller
- W = lebar sudu
- j = kedalaman baffle
- E = tinggi sudu impeller

Ketentuan :

- a. Perbandingan diameter impeller dengan diameter tangki adalah

$$\frac{Da}{Dt} = \frac{1}{3}$$

$$Da = \frac{1}{3} \cdot Dt = \frac{1}{3} \times 2,581 = 0,860 \text{ m}$$

- b. Perbandingan posisi sudu impeller dengan diameter impeller adalah

$$\frac{E}{Da} = 1$$

$$E = Da = 0,860 \text{ m}$$

- c. Perbandingan lebar impeller dengan diameter impeller adalah

$$\frac{Da}{Dt} = \frac{1}{5}$$

$$W = \frac{1}{5} \times 0,860 = 0,173 \text{ m}$$

- d. Perbandingan kedalaman baffle dengan diameter tangki adalah

$$\frac{Da}{Dt} = \frac{1}{12}$$

$$j = \frac{1}{12} \times Dt = \frac{1}{12} \times 2,581 = 0,215 \text{ m}$$

- e. Perbandingan panjang sudu impeller dengan diameter impeller adalah

$$\frac{Da}{Dt} = \frac{1}{4}$$

$$L = \frac{1}{4} \times Da = \frac{1}{4} \times 0,860 = 0,215 \text{ m}$$

Memperkirakan Kecepatan Putaran Pengaduk

Kecepatan putar pengaduk dihitung dengan persamaan 8.8 (Rase,1977)

$$\frac{WELH}{2.Da} = \left(\frac{\pi \times Da \times N}{600} \right)^2$$

dengan :

WELH = water equivalent liquid height
 = tinggi cairan x specific gravity
 = (3,287) (1,1493)
 = 3,778 m
 = 12,395 ft

Da = diameter impeller
 = 0,860 m
 = 2,823 ft

N = kecepatan putar pengaduk, rpm

$$N^2 = \frac{WELH}{2.Da} \times \left(\frac{600}{\pi \cdot Da \cdot N} \right)^2$$

$$N^2 = \frac{12,395}{2 \times 2,823} \times \left(\frac{600}{\pi \cdot 2,823} \right)^2$$

$$= 10048,8$$

$$N = 100,24 \text{ rpm}$$

Dipakai kecepatan putar pengaduk = 110 rpm = 1,833 rps

Bilangan Reynold untuk pengadukan:

$$Re = \frac{Da^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = \frac{(0,860 \text{ m})^2 (1,833 \text{ 1/det}) (1189,4 \text{ kg/m}^3)}{0,0021 \text{ kg/det.m}}$$

$$= 724756$$

Dari fig.19-13 (Perry, 1984) :

kurva no.1 didapatkan power number $N_p = 5$

Tenaga untuk pengadukan:

$$P = \frac{N_p \cdot N^3 \cdot D_a^5 \cdot \rho}{g}$$

$$P = \frac{(5) (110 \text{ 1/men})^3 (0,860 \text{ m})^5 (1149,3 \text{ kg/m}^3)}{(9,8 \text{ m/det}^2) (60 \text{ det/men})^2}$$

$$= 102236,7 \text{ kg.m/men}$$

$$= 739467 \text{ lb.ft/men} \times \frac{1 \text{ Hp}}{33000 \text{ ft.lb/men}}$$

$$= 22,41 \text{ Hp}$$

Effisiensi motor 88%, maka

$$\text{Tenaga motor untuk pengaduk} = \frac{22,41}{0,88} = 25,76 \text{ Hp}$$

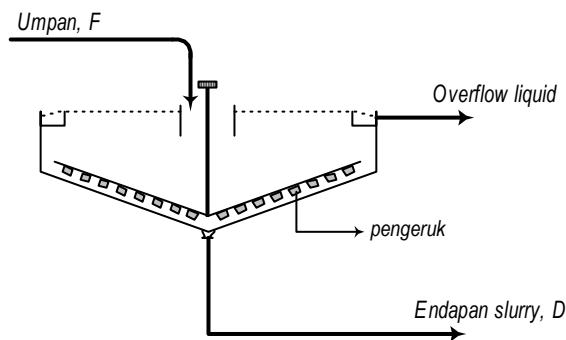
Dipilih motor standar = 30 Hp

9. Thickener

Fungsi = Memisahkan dan mengendapkan $Mg(OH)_2$ dan $Fe(OH)_3$

Type = Gravity Thickener

Volume = $6052,8 \text{ ft}^3 = 171,4 \text{ m}^3$



Kecepatan massa liquid umpan = $37350,78 \text{ kg/j}$

Kecepatan massa padatan umpan = $30,34 \text{ kg/j}$

Kecepatan massa liquid hasil bawah = $373,51 \text{ kg/j}$

Kecepatan massa padatan hasil bawah = $30,34 \text{ kg/j}$

Rapat massa liquid = $1,298 \text{ gr/m}^3$

Rapat massa padatan = $2,422 \text{ gr/m}^3$

Viscositas liquid = $2,6 \text{ cp}$

= $0,026 \text{ gr/cm.det}$

Diameter padatan = $20 \text{ }\mu\text{m}$

= $0,002 \text{ cm}$

kecepatan periperal pengeruk antara 40 - 100 ft/menit (Perry, 1984)

diambil kecepatan pengeruk = 50 ft/menit

Ditentukan diameter pengeruk = 85% dari diameter thickener

= $(0,85) (34 \text{ ft})$

= $28,90 \text{ ft}$

Kecepatan rotasi = N rotasi/men

Dalam 1 menit pengeruk akan berputar sebanyak N kali

$$\begin{aligned} \text{Satu kali putaran akan menempuh jarak } \pi \cdot D &= \pi \cdot (28,90 \text{ ft}) \\ &= 90,792 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$90,792 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga kecepatan peripheralnya} &= \frac{90,792 \text{ ft}}{1/N \text{ men}} \\ &= 90,792 N \text{ ft/men} \end{aligned}$$

Kecepatan peripheral speed 50 ft/men, maka :

$$90,792 N = 50$$

$$N = 0,55 \text{ rpm}$$

Jadi kecepatan putar pengeruk = 0,55 rpm (= 0,009 rps)

$$\rho_l = 1,298 \text{ gr/cm}^3 = 80,90 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 2,6 \text{ cp} = 0,001748 \text{ lb/dt.ft}$$

Bilangan Reynold untuk pengeruk :

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{N D^2 \rho}{\mu} \\ &= \frac{(0,009) (28,90)^2 (80,90)}{0,001748} \\ &= 354837 \end{aligned}$$

Dari fig.6-5 Treybal, p.152, didapat $P_o = 5$

Power motor, P:

$$P = \frac{P_o \cdot \rho L \cdot N^3 \cdot D^5}{g_c}$$

$$= \frac{(5) (80,90) (0,009)^3 (28,90)^5}{32,2}$$

$$= 195,8 \text{ ft.lbf/det}$$

$$= 195,8 \frac{\text{ft.lbf}}{\text{det}} \times \frac{\text{Hp}}{550 \text{ ft.lbf/det}} = 0,36 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor = 80% (Vilbrandt, fig.4-10)

$$0,4 \text{ Hp}$$

$$\text{Jadi tenaga motor} = \frac{0,4 \text{ Hp}}{0,80} = 0,45 \text{ Hp}$$

Dipilih motor standar NEMA :

1 Hp, 3 phase, 220-240 volt, 50 cycle, 1800 rpm.

Ac - squirrel cage induction.

10. Evaporator

Fungsi = Memekatkan larutan kalsium klorida

Type = *Short-tube Vertical Evaporaator*

Dasar pemilihan = Sesuai untuk proses pemekatan larutan

Kondisi umpan = 51°C

Tekanan = 1 atm

$$\begin{aligned} \text{Asumsi penguapan rata-rata} &= \frac{16789,78}{2} \\ &= 8394,89 \text{ kg/j} \end{aligned}$$

dengan :

$$V1 = 8394,89 \text{ kg/j}$$

$$V2 = 8394,89 \text{ kg/j}$$

$$\begin{aligned} F = 36977,28 \text{ kg/j} &\longrightarrow x_F = 0,25648 \\ V1 = 8394,89 \text{ kg/j} & \qquad \qquad \qquad 36977,28 \\ L1 = 25784,09 \text{ kg/j} &\longrightarrow x_1 = (0,25648) \left(\frac{\qquad}{25784,09} \right) \\ &= 0,36783 \\ V2 = 8394,89 \text{ kg/j} & \qquad \qquad \qquad 36977,28 \\ L2 = 14590,91 \text{ kg/j} &\longrightarrow x_2 = (0,25648) \left(\frac{\qquad}{14590,918} \right) \\ &= 0,65 \end{aligned}$$

Tekanan efek terakhir = 0,2 atm (diambil)

Evaporator 1:

$$\begin{aligned} x_1 &= 0,36783 \\ \text{Titik didih larutan} &= 275^\circ\text{F (asumsi)} \\ \text{BPR (boiling point rise)} &= 30^\circ\text{F (fig.11-23 Perry 1984)} \\ \text{Titik didih Air} &= 275 - 30 = 245^\circ\text{F} \\ \text{Tekanan jenuh Air} &= 1,85 \text{ atm} \end{aligned}$$

Evaporator 2:

$$\begin{aligned} x_2 &= 0,65 \\ \text{Titik didih Air} &= 141^\circ\text{F (= pada 0,20 atm)} \\ \text{Titik didih larutan} &= 221^\circ\text{F (coba-coba dg fig.11-23 Perry)} \\ \text{BPR (boiling point rise)} &= 221 - 141 = 80^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\text{Total } \Delta t = 300 - 141 = 159^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Total BPR} = 30 + 80 = 110^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta t \text{ tersedia} = 159 - 110 = 49^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta t_1 = 300 - 275 = 25^{\circ}\text{F} \quad (13,9^{\circ}\text{C})$$

$$\Delta t_2 = 245 - 221 = 24^{\circ}\text{F} \quad (13,4^{\circ}\text{C})$$

$$49^{\circ}\text{F}$$

$$x (\ln \mu) = -0,1686$$

$$\mu = 0,845 \text{ cpoise}$$

Evaporator 1 :

$$V_g = \text{Spesifik volum gas} = 16,11 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$\rho_l = 1416,7 \text{ kg/m}^3 = 88,40 \text{ lb/ft}^3$$

$$V_1 = 1/\rho_l = 0,0113 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$k = 0,83 \text{ Btu/j.ft.}^{\circ}\text{F}$$

$$c_p = 0,690 \text{ Btu/lb.}^{\circ}\text{F}$$

$$\mu = 0,84 \text{ cp} = 2,045 \text{ lb/j.ft}$$

$$\Delta T_c = 25^{\circ}\text{F}$$

Koefisien transfer panas Overall :

$$U = \frac{b \times (\Delta T_c)^{0,22} \times Npr^{0,4}}{(V_g - V_1)^{0,37}}$$

$$U_1 = \frac{375 \times (25)^{0,22} \left(0,690 \times \frac{2,045}{0,390}\right)^{0,4}}{(16,11 - 0,0113)^{0,37}}$$

$$= 517,5 \frac{\text{Btu}}{\text{j}} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^{\circ}\text{F}$$

$$x (\ln \mu) = 1,3594$$

$$\mu = 3,894 \text{ cpoise}$$

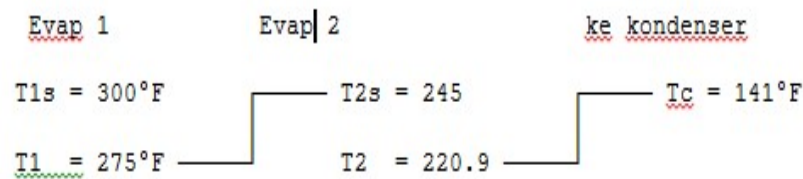
Efek 2 :

$$\begin{aligned}
 V_g &= \text{spesifik volum gas} = 137,95 \text{ ft}^3/\text{lb} \\
 \rho_l &= 1744 \text{ kg/m}^3 = 108,83 \text{ lb/ft}^3 \\
 V_l &= 1/\rho_l = 0,0092 \text{ ft}^3/\text{lb} \\
 k &= 0,202 \text{ Btu/j.ft.}^\circ\text{F} \\
 c_p &= 0,452 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \\
 \mu &= 3,89 \text{ cp} = 9,423 \text{ lb/j.ft} \\
 \Delta T_c &= 24 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Koefisien transfer panas Overall:

$$\begin{aligned}
 U &= \frac{b \times (\Delta T_c)^{0,22} \times N_p r^{0,4}}{(V_g - V_l)^{0,37}} \\
 U_2 &= \frac{375 \times 24^{0,22} \left(0,452 \times \frac{9,423}{1,000}\right)^{0,4}}{(137,95 - 0,0092)^{0,37}} \\
 &= 413,3 \frac{\text{Btu}}{\text{j}} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Distribusi suhu kedua evaporator



Perhitungan Entalpi

Suhu dasar : $32 \text{ }^\circ\text{F} = 0 \text{ }^\circ\text{C}$

Entalpi steam, uap dan cairan jenuh

$$\begin{aligned}
 T_{1s} &= 300 \text{ }^\circ\text{F} & : \Delta H_{vo} &= 500,8 \text{ kkal/kg} \\
 T_1 &= 275,0^\circ\text{F} & : H_1 &= 647,2 \text{ kkal/kg} \\
 T_{1s} &= 245,0^\circ\text{F} & : h_{c1} &= 118,3 \text{ kkal/kg} \\
 T_2 &= 220,9^\circ\text{F} & : H_2 &= 640,7 \text{ kkal/kg} \\
 T_c &= 141^\circ\text{F} & : h_{c2} &= 60,5 \text{ kkal/kg}
 \end{aligned}$$

Entalpi larutan :

$$TF = 51,0^{\circ}\text{C}, x = 25,6\% , cp = 0,784 \text{ kkal/kg.}^{\circ}\text{C}$$

$$h = cp \cdot (t - t_0)$$

$$hF = 0,784 \cdot (51 - 0) = 39,97 \text{ kkal/kg}$$

$$T1 = 135,0^{\circ}\text{C}, x = 36,8\% , cp = 0,690 \text{ kkal/kg.}^{\circ}\text{C}$$

$$h1 = 0,690 \cdot (135 - 0) = 93,14 \text{ kkal/kg}$$

$$T2 = 105,0^{\circ}\text{C}, x = 65\% , cp = 0,452 \text{ kkal/kg.}^{\circ}\text{C}$$

$$h2 = 0,452 \cdot (105 - 0) = 47,45 \text{ kkal/kg}$$

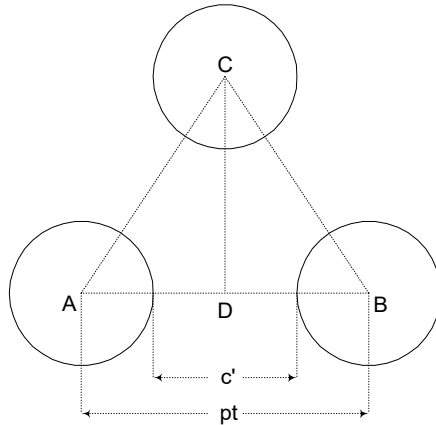
Mencari luas penampang shell

Tube sheet dan shell aliran steam

Susunan tube dalam shell

Dipilih susunan tube triangular pitch, dengan pitch

(jarak antar pusat) = 4 in



Keterangan :

$$pt = \text{pitch}$$

$$c' = pt - D_o$$

$$\text{Luas 1 pitch} = \text{luas segitiga} = \frac{pt^2}{4} \sqrt{3} \text{ (untuk } \frac{1}{2} \text{ tube)}$$

$$\text{Luas 1 tube} = 2 \times \text{luas segitiga} = \frac{pt^2}{3} \sqrt{3}$$

$$\text{Luas penampang shell 1 area} = \text{luas 1 pitch} - \frac{\pi}{4} \cdot D_o^2$$

$$= \frac{pt^2}{4} \sqrt{3} - \frac{\pi}{4} D_o^2$$

$$\text{Luas penampang shell N tube} = N \frac{pt^2}{2} \sqrt{3} - \frac{\pi}{4} D_o^2$$

Luas penampang shell (aliran steam + luas tampang tube)

$$\begin{aligned} \text{As} &= N \left(\frac{pt^2}{2} \sqrt{3} - \frac{\pi}{4} D_o^2 \right) + \frac{\pi}{4} D_o^2 = N \frac{pt^2}{2} \sqrt{3} \\ &= 755 \left(\frac{4^2}{2} \sqrt{3} \right) \\ &= 10461,59 \text{ in}^2 \\ &= 72,650 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menentukan Ukuran Evaporator

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang evaporator} &= \text{luas penampang shell} + \text{luas downtake} \\ &= 72,650 + 12,756 \\ &= 85,405 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter evaporator} &= \left(4\sqrt{\pi \times A} \right)^{0,5} \\ &= \left(4\sqrt{\pi \times 85,405} \right)^{0,5} \\ &= 10,428 \text{ ft} \quad (125,1 \text{ in}) \\ &= 3,178 \text{ m} \end{aligned}$$

Jika tinggi cairan di atas tube sheet 25% dari panjang tube, dan bagian bawah tube sheet juga 25%, maka tinggi cairan

$$\begin{aligned} \text{dalam shell} &= 1,5 \times L \\ &= 1,5 \times 6 \\ &= 9 \text{ ft} \\ \text{Hl} &= 9 \text{ ft} \end{aligned}$$

Tinggi ruang uap untuk short-tube evaporator antara 8 sampai 12ft (hal.11-36 Perry 1984)

Dipilih :

$$\text{Hv} = 12 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi shell} = \text{Hl} + \text{Hv} = 21 \text{ ft} \quad (252 \text{ in})$$

Menentukan Tebal Dinding Evaporator

a. Tebal shell

$$\text{Suhu operasi} = 134,5^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Tekanan} = 0,200 \text{ atm}$$

$$\text{Bahan konstruksi} = \textit{Carbon Steel SA 283 grade C}$$

Untuk kondisi vakum, tebal dinding dihitung dengan coba-coba.

Pertama dicoba suatu harga t , lalu dihitung tekanan maksimum yang diijinkan.

Coba :

$$\text{tebal } t = 0,625 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} d_o &= d_i + 2.t = 125.1 + 2.(0,625) \\ &= 126.39 \text{ in} \end{aligned}$$

$$l/d_o = \frac{252}{126,39} = 1,999$$

$$d_o/t = \frac{126,39}{0,625} = 202,2$$

Dari fig. 8-8 Brownell - Young didapatkan:

$$\varepsilon = 0,0002801$$

$$B = 4093$$

Tekanan maksimum yang diijinkan dihitung dengan persamaan:

$$p_{allow} = \frac{B}{\frac{d_o}{t}} = \frac{4093}{202,2} = 20,24 \text{ psi}$$

Tekanan maksimum yang diijinkan ternyata lebih besar dari tekanan

udara luar 14,7 psi (1 atm), sehingga shell dengan

tebal = 0,625 in bisa digunakan

Jadi tebal shell = 0,625 in.

$$\text{OD} = \text{ID} + 2.t = 125,14 + 2 \times (0,625) = 126,39 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young, OD yang sesuai = 132 in

Koreksi:

$$\begin{aligned} ID &= OD - 2t \\ &= 132 - 2 \times 0,625 = 130,750 \text{ in} \\ &= 3,321 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Tebal head

Bentuk head: torispherical dishead

rc = 130 in (tabel 5-7 Brownel-Young)

Coba: th = 0,375 in

$$\frac{rc}{100 \cdot th} = \frac{130}{100 \cdot (0,375)} = 3,467$$

Dari fig.8-8 Brownel-Young dengan sphere line didapatkan :

$$\varepsilon = 0,002408$$

$$B = 13366$$

$$p \text{ allow} = \frac{B}{rc / th} = \frac{13366}{346,7} = 38,56 \text{ psi}$$

Jadi tebal head = 0,375 in.

$$\frac{icr}{OD} = \frac{8,0}{132} = 0,0606 = 6,06\%$$

Untuk rasio icr terhadap OD sekitar 6%, dengan persamaan 5.11 Brownell-Young, dihitung volume head.

$$V = 4,9E-05 \times (di)^3$$

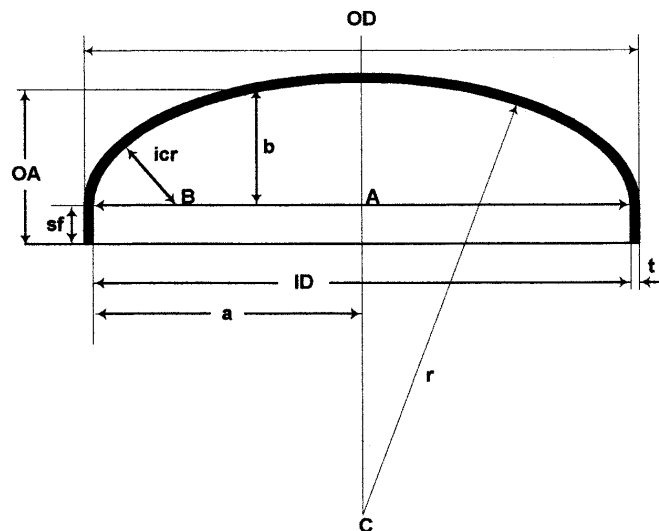
dengan :

V = volume dalam ft³

di = diameter dalam, in

$$\begin{aligned} V &= 4,9E-05 \times (130,750)^3 \\ &= 109,5 \text{ ft}^3 \\ &= 3,10 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell-Young, straight flange antara 1,5-3 in
 Dipilih straight flange (Sf) = 2 in



$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{130,750}{2} \\ &= 63,375 \text{ in} \end{aligned}$$

$$AB = a - icr = 65,375 - 8 = 57,375 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 130 - 8 = 89,875 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{(BC^2 - AB^2)} \\ &= \sqrt{122^2 - 57,375^2} \\ &= 107,667 \text{ in} \end{aligned}$$

$$b = r - AC = 130 - 107,667 = 22,333 \text{ in}$$

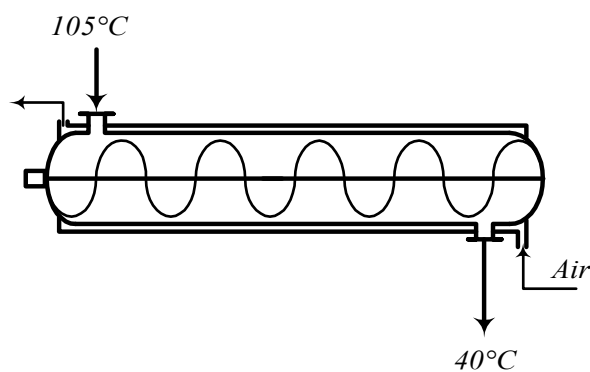
$$\begin{aligned} OA &= b + sf + th \\ &= 22,333 + 2 + 0,375 \\ &= 24,333 \text{ in} = 0,618 \text{ m} \end{aligned}$$

Jadi tinggi head = 0,5618 m

11. Crystalizer

Fungsi = Mengkristalkan kalsium klorida dari larutannya dengan mendinginkan larutan

Type = *Swenson-Walker Crystalizer*



Pendinginan

Pendingin yang dipakai adalah air

Suhu masuk = 30°C

Suhu keluar = 40°C

$$\text{Suhu rata-rata} = \frac{(30 + 40)}{2} = 35^{\circ}C$$

Sifat-sifat fisis air pada $35^{\circ}C$

$$\begin{aligned} C_p &= 1 \text{ kkal/kg} \cdot ^{\circ}C \\ \mu &= 0,65 \text{ cp} = 2,338 \text{ kg/j} \cdot \text{m} \\ k &= 0,360 \text{ Btu/j} \cdot \text{ft} \cdot ^{\circ}F \\ \rho &= 998 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Panas diambil pendingin,

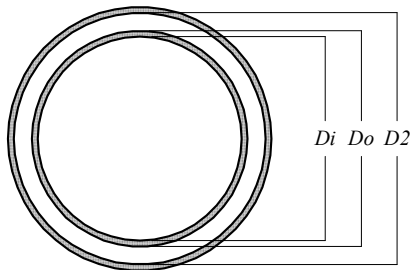
$$Q = 1680792 \text{ kkal/j}$$

$$M = \frac{Q}{C_p \times \Delta T}$$

$$\begin{aligned} M &= \frac{Q 1680792 \text{ kkal/j}}{\left(1 \frac{\text{kkal}}{\text{kg}} \times ^{\circ}C\right) (40 - 30)^{\circ}C} \\ &= 1680792 \text{ kg/j} (370551 \text{ lb/j}) \end{aligned}$$

Heat Exchanger di Crystalizer

Untuk menentukan luas transfer panas harus dihitung dulu koefisien transfer panas sisi jaket dan koefisien transfer panas sisi dalam shell crystalizer



Dimbil :

$$\begin{aligned} D_i &= \text{diamater dalam crystalizer} \\ &= 23,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_o &= \text{diamater luar crystalizer} \\ &= 24 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_2 &= \text{diamater dalam jaket} \\ &= 24,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\frac{D_2}{D_o} = \frac{24,5}{24} = 1,021$$

Untuk $\frac{D_2}{D_o} > 0,2$; koefisien transfer panas di sisi jaket dihitung dengan persamaan Monrad-Pelton (pers.10-60 Perry 1984)

$$NNu = 0,020 \times NRe^{0,8} \times NPr^{\frac{1}{3}} \times \frac{Do^{0,53}}{D2}$$

Koefisien transfer panas untuk sisi dalam crystalizer, dihitung dengan persamaan 10-78 Perry 1984 :

$$\frac{h \times Dj}{k} = a \left(\frac{Lp^2 \times Nr \times \rho}{\mu} \right)^b \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu b}{\mu w} \right)^m$$

dimana :

Dj = diameter dalam mixing vessel

Lp = diameter pengaduk

Nr = kecepatan pengaduk

untuk helical-ribbon maka :

$$a = 0,633$$

$$b = 0,5$$

$$m = 0,18$$

berlaku untuk bilangan Reynold antara 8 - 10⁵

Dipilih :

$$Nr = 240 \text{ rpm} = 14400 \text{ rpj}$$

$$Lp = \frac{1}{2} Dj$$

$$= \frac{1}{2} (23,5)$$

$$= 11,8 \text{ in (0,979 ft)}$$

maka,

$$cp = 0,437 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C}$$

$$k = 0,174 \text{ Btu/j.ft.}^\circ\text{F}$$

$$\rho = 1797 \text{ kg/m}^3 \text{ (112,1 lb/j.ft)}$$

$$\mu = \exp (2,0755)$$

$$= 7,968 \text{ cp} = 19,283 \text{ lb/j.ft}$$

Sisi Jacket:

$$NNu = 0,020 \times NRe^{0,8} \times NPr^{\frac{1}{3}} \times \frac{Do^{0,53}}{D2}$$

$$\frac{ho \times De}{k} = 0,020 \left(\frac{G \times De}{\mu} \right)^{0,8} \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{Do}{D2} \right)^{0,53}$$

De = diameter ekuivalen

$$= \frac{(D2^2 - Do^2)}{Do}$$

$$= \frac{(24,5^2 - 24,0^2)}{24,0}$$

$$= 1,010 \text{ in} = 0,084 \text{ ft}$$

Luas alir sisi jacket :

$$= \frac{\pi}{4} \frac{(D2^2 - Do^2)}{144}$$

$$= \frac{\pi}{4} \frac{(24,5^2 - 24,0^2)}{144}$$

$$= 0,132 \text{ ft}^2$$

Kecepatan massa,

$$G = \frac{W}{at}$$

$$G = \frac{377405,4}{0,13226}$$

$$= 2853444 \text{ lb/j.ft}^2$$

Bilangan Reynold,

$$NRe = \frac{G \times De}{\mu}$$

$$NRe = \frac{(2853444) \times (0,084)}{1,57}$$

$$= 152882$$

$$NRe^{0,8} = (152882)^{0,8}$$

$$= 14044$$

Bilangan Prant'l,

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

$$NPr = \frac{(1) \times (1,572)}{(0,360)}$$

$$= 4,367$$

$$NPr^{\frac{1}{3}} = (4,367)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 1,635$$

$$h_o = \frac{k}{De} 0,020 \left(\frac{G \times De}{\mu} \right)^{0,8} \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{Do}{D2} \right)^{0,53}$$

$$h_o = \frac{0,360}{0,084} 0,020 (14044) (1,635) \left(\frac{24}{24,5} \right)^{0,53}$$

$$= 1940,9 \frac{Btu}{j} \cdot ft^2 \cdot ^\circ F$$

Sisi Dalam:

$$\frac{h_i \times D_j}{k} = 0,633 \left(\frac{Lp^2 \times Nr \times \rho}{\mu} \right)^{0,5} \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu b}{\mu w} \right)^{0,18}$$

$$h_i = \frac{k}{D_j} 0,633 \left(\frac{Lp^2 \times Nr \times \rho}{\mu} \right)^{0,5} \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu b}{\mu w} \right)^{0,18} \approx 1$$

Bilangan Reynold,

$$NRes = \left(\frac{Lp^2 \times Nr \times \rho}{\mu} \right)$$

$$NRes = \left(\frac{(0,979 ft)^2 \times \left(\frac{14400}{j} \right) \times (112,1)}{19,283} \right)$$

$$= 80271$$

$$NRes^{0,5} = (80271)^{0,5}$$

$$= 283$$

Bilangan Prant'l,

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

$$NPr = \frac{(0,437) \times (19,283)}{(0,174)}$$

$$= 48,555$$

$$NPr^{\frac{1}{3}} = (48,555)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 3,648$$

$$hi = \frac{k}{Dj} 0,633 \left(\frac{Lp^2 \times Nr \times \rho}{\mu} \right)^{0,5} \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu b}{\mu w} \right)^{0,18}$$

$$hi = \frac{0,174}{1,958} \times 0,633 (283)(3,648)$$

$$= 309,3 \frac{Btu}{j} \cdot ft^2 \cdot ^\circ F$$

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

$$= 309,3 \frac{23,5}{24}$$

$$= 302,9 \frac{Btu}{j} \cdot ft^2 \cdot ^\circ F$$

Clean overall heat transfer coefficient :

$$hio \cdot ho$$

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

$$= \frac{(302,9) \cdot (1940,9)}{(302,9) + (1940,9)}$$

$$= \frac{(302,9) \cdot (1940,9)}{(302,9) + (1940,9)}$$

$$= \frac{(302,9) \cdot (1940,9)}{(302,9) + (1940,9)}$$

$$= \frac{(302,9) \cdot (1940,9)}{(302,9) + (1940,9)}$$

$$= 261,99 \text{ Btu/j.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

Dirt factor :

Dari tabel 12 Kern 1965 :

Dirt factor (fouling factor) untuk :

brine, $R_d = 0,001$

organic, $R_d = 0,001$

$$R_d = 0,002 \text{ 1/(Btu/j.ft}^2\text{.}^\circ\text{F)}$$

Dipakai $R_d = 0,003 \text{ 1/(Btu/j.ft}^2\text{.}^\circ\text{F)}$

Design overall heat transfer coefficient :

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

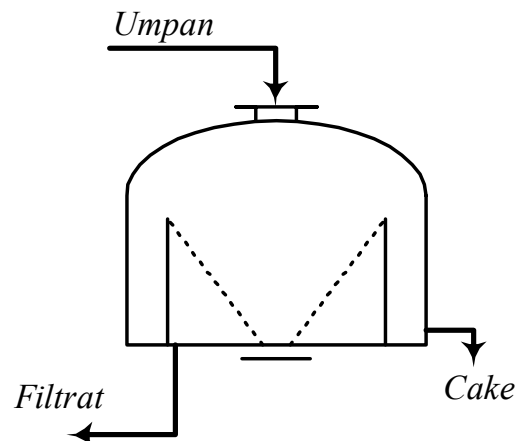
$$= \frac{261,99}{1 + (0,003)(261,99)}$$

$$= 146,69 \frac{\text{Btu}}{\text{j}} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

12. Centrifugal Filter

Fungsi = Memisahkan Kristal $\text{CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$

Type = *Continous Conical Basket Centrifugal*



Type Centrifugal	= <i>Wide Angel Screen</i>
Type rotor	= <i>Conical Screen</i>
Bahan Konstruksi bowl	= <i>Stainless Steel (SA 336 type 316)</i>
Allowable Stress	= 18750 lb/in ²
Rapat massa bowl	= 0,279 lb/in ³

Self stress (ss)

Terjadi karena berputarnya objek yang menciptakan tegangan pada dinding bowl

$$Ss = W^2 \times r^2 \times \rho m$$

(pers. 19-50, perry 1984)

Dimana

r^2 = jari-jari luar dari kandungan bowl (solid dan liquid)

$$= 26/2 \text{ in} = 13 \text{ in}$$

ρm = rapat massa bahan bowl, 0,279 lb/in³

$$\begin{aligned} Ss &= (150 \text{ l/det})^2 (13 \text{ in})^2 (0,279) \text{ lb/in}^3 \\ &= 1060879 \frac{\text{lb}}{\text{in} \cdot \text{det}} \times 1 \frac{1}{32,2 \frac{\text{ft}}{\text{det}}} \times \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}} \\ &= 2746 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Stress Increment (Sc)

Terjadi karena bahan yang dipusungkan memberikan tekanan pada dinding bagian dalam bowl

$$Sc = \frac{W^2 \times r^2 \times (r^2 - r^1) \times \rho c}{4 \times \delta}$$

(pers. 19-51, perry 1984)

Dimana

δ = tebal dinding bowl

$$= 2 \text{ in}$$

ρ_c = densitas rata-rata bahan dalam bowl

$$= 1850 \text{ kg/m}^3 = 115,4 \text{ lb/ft}^3$$

Jika dianggap tebal cake pada basket 0,682 in, maka

$$r_1 = 13 - 0,682 = 12,318 \text{ in}$$

Sehingga

$$\begin{aligned} S_c &= \frac{\left(150 \frac{\text{lb}}{\text{det}}\right)^2 (13 \text{ in}) \times (13^2 - 12,318^2) \times (115,4 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3})}{(4)(2 \text{ in}) \left(12 \frac{\text{in}}{\text{ft}}\right)^3} \\ &= 42176 \frac{\text{lb}}{\text{in}} \cdot \text{det} \frac{1}{\left(32 \frac{\text{ft}}{\text{det}}\right) \left(12 \frac{\text{in}}{\text{ft}}\right)} \\ &= 110 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Tegangan total pada dinding bowl

$$\begin{aligned} S_t &= S_s + S_c \\ &= 2746 + 110 \\ &= 2856 \text{ lb/in}^2 \end{aligned}$$

Tebal dinding bowl (δ)

$$\begin{aligned} \delta &= \frac{S_t \times D}{2 \times f} \\ &= \frac{\left(2856 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}\right) \times (26 \text{ in})}{2 \times \left(18750 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}\right)} \\ &= 1,98 \text{ in} = 2 \text{ in} \end{aligned}$$

Jadi tebal dinding bowl = 2 in

Gaya centrifugal relative (RCF)

$$RCF = \frac{W^2 \times r}{g}$$

$$= \frac{\left(150 \frac{l}{det}\right)^2 \times (13 \text{ in})}{\left(32,2 \frac{ft}{det}\right) (12 \text{ in})}$$

$$= 760$$

Tenaga motor dihitung dengan persamaan 19-69, Perry 1984 :

$$P = Q \cdot \rho \cdot W^2 \cdot r^2$$

dimana :

$$Q = \text{kecepatan alir filtrat}$$

$$= \frac{12787,6900 \text{ kg/j}}{1700 \text{ kg/m}^3} = 7,522 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$P = \frac{\left(7,522 \frac{\text{m}^3}{j}\right) \left(1700 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) \left(150 \frac{l}{det}\right)^2 (13 \times (0,0254 \text{ m}))^2}{3600 \frac{det}{j}}$$

$$= 8714 \text{ kg.m}^2/\text{det}^3$$

$$= 8,714 \text{ kwatt} \times (1 \text{ Hp}/0,7475 \text{ kwatt})$$

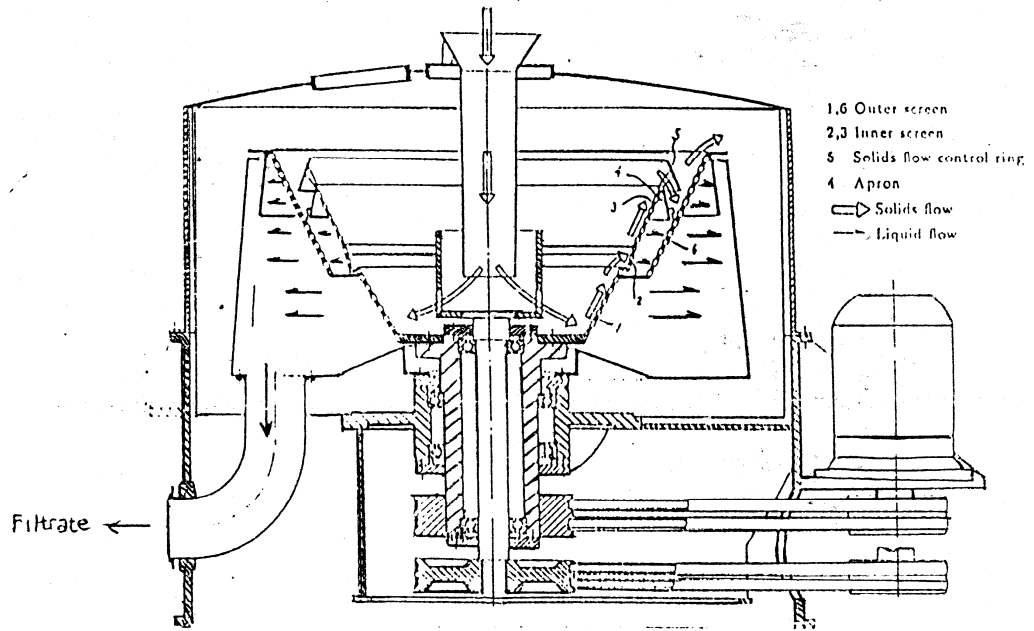
$$= 11,658 \text{ Hp}$$

Jika efisiensi motor 80 %, maka

$$\text{Tenaga motor} = \frac{11,658 \text{ Hp}}{0,8}$$

$$= 14,57 \text{ Hp}$$

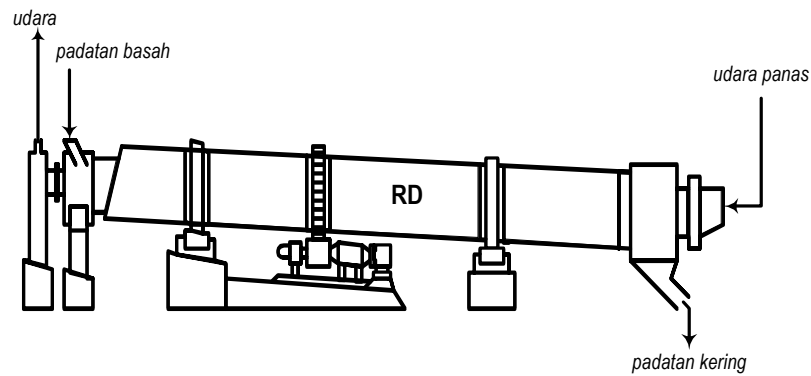
Dipakai tenaga motor standar 15 Hp



13. Rotary Drier

Fungsi = Menguapkan air yang terikut dalam kristal atau padatan

Type = Rotary drier



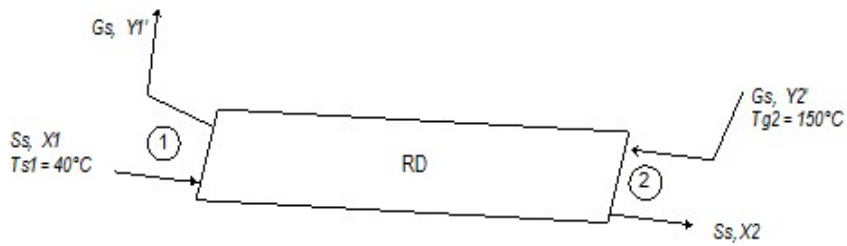
Data

1. Pengeringan dengan menggunakan udara sebagai pemanas, maka suhu udara pemanas adalah 120°C sampai 175°C (McCabe-Smith, 1985)
2. Kecepatan massa udara di dalam rotary drier berkisar antara 1950 - 24400 kg/j.m² (McCabe-Smith, 1985)

3. Untuk system udara – air maka $kg/ky = 0,227 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C}$
 (Treybal, 1981)

Jika kelembaban relative udara sebagai bahan baku udara pemanas ini adalah 80% pada suhu 30°C (udara sekeliling) maka kelembaban adsolut $Y' = 0,02 \text{ kg uap air/kg udara kering}$

Perhitungan rotary drier



Untuk mengetahui suhu pengeringan, maka dicari suhu bola basah (wet-bulb temperature)

Mencari wet-bulb temperature

$$tg - tw = \frac{T'W(Yw' - Y')}{\frac{hg}{ky}}$$

(Treybal 1981)

Dimana

tg = suhu udara, $^\circ\text{C}$

tw = wet-bulb temperature, $^\circ\text{C}$

$Y'w$ = kelembaban udara pada tw

Y' = kelembaban udara pada tg

$T'w$ = panas latent penguapan air pada tw

$hg/ky = 0,227 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C}$

Perhitungan dilakukan dengan trial-error

Pada udara panas yang digunakan 160°C

$$t_w = 45^\circ\text{C} = 113^\circ\text{F}$$

dengan fig. 12-4 Perry 1984 didapatkan

$$Y'_w = 0,053 \text{ kg uap/kg udara kering}$$

$$T'_w = 1034 \text{ Btu/lb} = 574,5 \text{ kkal/kg}$$

Substitusi ke

$$t_g - t_w = \frac{T'_w(Y'_w - Y')}{\frac{h_g}{k_y}}$$

$$160 - t_w = \frac{574,5 (0,053 - 0,02)}{0,227}$$

$$160 - t_w = 84,3$$

$$t_w = 75,7^\circ\text{C}$$

$$t_w \text{ yang dicoba} = 45^\circ\text{C}$$

Karena perhitungan tidak mendekati t_w yang dicoba maka perhitungan diulangi

$$t_w = 48^\circ\text{C} = 118,4^\circ\text{F}$$

dengan fig. 12-4 Perry 1984 didapatkan

$$Y'_w = 0,065 \text{ kg uap/ kg udara kering}$$

$$T'_w = 1030 \text{ Btu/lb}$$

$$= 572,3 \text{ kkal/kg}$$

Substitusi ke

$$t_g - t_w = \frac{T'_w(Y'_w - Y')}{\frac{h_g}{k_y}}$$

$$160 - t_w = \frac{574,5 (0,065 - 0,02)}{0,227}$$

$$160 - t_w = 113,5$$

$$t_w = 46,5^\circ\text{C} = 48^\circ\text{C}$$

Jadi wet-bulb temperatur = 48°C

Dianggap bahwa suhu jenuh adiabatic yaitu suhu yang terjadi pengeringan 2°C lebih tinggi dari wet-bulb temperature

Jadi $t_s = 50^\circ\text{C}$

Dianggap bahwa suhu jenuh adiabatic yaitu suhu terjadinya pengeringan 2°C lebih tinggi dari wet-bulb temperature

Mencari suhu yang keluar dari rotary drier

$$Nt = \ln \frac{T_{ha} - t_w}{T_{hb} - t_w}$$

(pers. 25-8 McCabe-Smith, 1985)

Dimana

Nt = jumlah heat transfer unit

t_w = wet-bulb temperature, °C

T_{ha} = suhu udara masuk, °C

T_{hb} = suhu udara keluar, °C

Rotary drier beroperasi paling ekonomis bila Nt antara 1,5 – 2,5

Dicoba

$$Nt = 2$$

$$Nt = \ln \frac{T_{ha} - t_w}{T_{hb} - t_w}$$

$$2 = \ln \frac{160 - 48}{T_{hb} - 48}$$

$$\frac{160 - 48}{T_{hb} - 48} = 7,39$$

$$T_{hb} - 48 = 15$$

$$T_{hb} = 63$$

Ditetapkan suhu udara keluar 70°C

Jadi $t_s = 50^\circ\text{C}$

Suhu keluar = 70°C

N_t = jumlah heat transfer unit akan dikoreksi pada perhitungan selanjutnya

Menghitung kebutuhan udara

Dari perhitungan neraca massa, komposisi umpan masuk rotary drier

Komponen	Kg/j	%
CaCl ₂ .2H ₂ O	9422,35	86,1
H ₂ O	1520,83	13,9
Jumlah	10943,18	100

Kadar air dalam umpan padatan

$$= \frac{1520,83 \text{ kg/j}}{10943,18 \text{ kg/j}}$$

$$= 0,1389 \text{ kg air/kg padat basah}$$

Jika dinyatakan dengan basis padatan kering bebas air, maka kadar air dalam umpan padatan

$$X_1 = \frac{0,139}{1 - 0,139} = 0,610 \frac{\text{kg air}}{\text{kg padat kering}}$$

Komposisi produk keluar dari rotary drier

Komponen	Kg/j	%
CaCl ₂ .2H ₂ O	9422,35	99,50
H ₂ O	1520,83	0,50
Jumlah	10943,18	100

Jika dinyatakan dengan basis padatan kering bebas air, maka kadar air dalam produk padatan :

$$X_2 = \frac{0,005}{1 - 0,005} = 0,005 \text{ kg air/kg pdt kering}$$

Untuk fase udara :

$$Y_2' = 0,02 \text{ kg uap/kg udara kering}$$

Kapasitas panas, kkal/kg.°C

	160°C	70°C
Uap air	0,462	0,451
Udara kering	0,247	0,243
$C_p \text{ CaCl}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O} = 0,287 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C}$		

Entalpi udara (persamaan 7.13 Treybal 1981) :

$$H_g' = (c_p \text{ ud} + c_p \text{ uap. } Y') (t_g - t_o) + Y' \cdot \Gamma_o$$

$$t_o = \text{suhu referensi} = 25^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \Gamma_o &= \text{panas latent penguapan air pada } t_o \\ &= 586,2 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

Entalpi udara masuk (T = 160°C):

$$\begin{aligned} H_{g2}' &= (0,25 + 0,46 (0,02)) (160 - 25) + 0,02 (586,2) \\ &= 46,32 \text{ kkal/kg ud kering} \end{aligned}$$

Entalpi udara keluar (T = 70°C):

$$\begin{aligned} H_{g1}' &= (0,24 + 0,45 Y_1') (70 - 25) + Y_1' (586,2) \\ &= 10,94 + 606,49 Y_1' \text{ kkal/kg ud kering} \end{aligned}$$

Entalpi padatan dihitung dg persamaan (11.45) Treybal 1981:

$$H_s' = c_p \text{ pdtn} (t_s - t_o) + c_p \text{ air. } X (t_s - t_o)$$

Entalpi padatan masuk (T = 40°C):

$$\begin{aligned} Hs1' &= 0,287 (40 - 25) + 1,0 (0,161) (40 - 25) \\ &= 6,720 \text{ kkal/kg pdt kering} \end{aligned}$$

Entalpi padatan keluar (T = 50°C):

$$\begin{aligned} Hs2' &= 0,287 (50 - 25) + 1,0 (0,005) (50 - 25) \\ &= 7,300 \text{ kkal/kg pdt kering} \end{aligned}$$

Asumsi : Panas hilang ke sekeliling sebesar 5 % dari panas udara masuk (akan dikoreksi/cek)

$$\begin{aligned} \text{maka : } Q \text{ hilang} &= 0,05 Hg2'. Gs \\ &= 0,05 (46,32) Gs \\ &= 2,3158 Gs \end{aligned}$$

$$Gs = \text{kec udara kering kg/j}$$

Neraca massa air :

$$\begin{aligned} Ss \cdot X1 + Gs \cdot Y2' &= Ss \cdot X2 + Gs \cdot Y1' \\ Gs (Y1' - Y2') &= Ss (X1 - X2) \end{aligned}$$

$$Gs = \frac{Ss (X1 - X2)}{(Y1' - Y2')}$$

$$Gs = \frac{12563,1 (0,161 - 0,005)}{Y1' - 0,02}$$

$$1959,8483$$

$$Gs = \frac{\quad}{Y1' - 0,02}$$

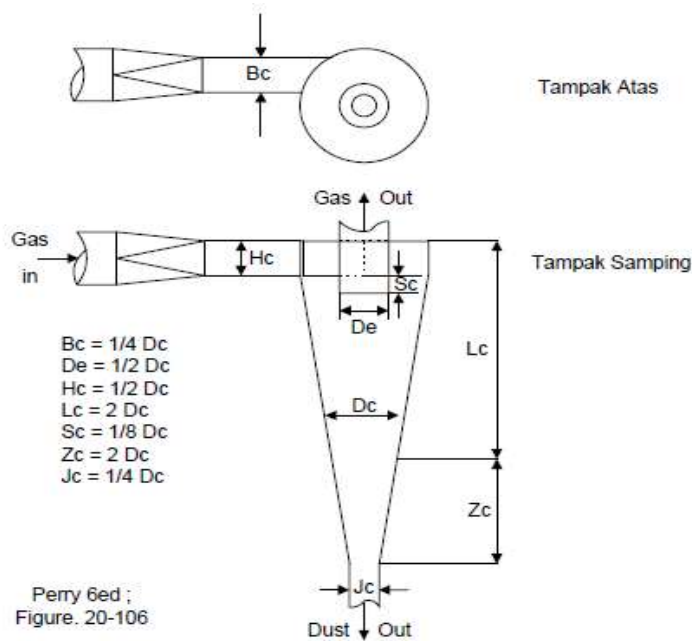
Udara kering yang digunakan	= 57532,4 kg/j
Udara masuk	= 58683,1 kg/j
Uap air bersama udara umpan	= 1150,6 kg/j
Udara keluar	= 60642,9 kg/j

Udara air bersama udara keluar = 3110,5 kg/j
 Panas hilang ke sekeliling = 133234,8 kkal/j
 Luas penampang = 2,3 m
 Kecepatan putar = 4,2 rpm
 Power = 75 Hp

14. Cyclone

Fungsi = Memisahkan padatan yang terikut di udara

Dasar pemilihan = Efektif dan sesuai dengan jenis bahan



Rapat massa gas, ρ_g = 0,00102 g/cm³

Massa gas mengalir = 60642,9 kg/j

Kecepatan volume gas, Q_g :

$$Q_g = \frac{W_g}{\rho_g} = \frac{60642,9 \text{ kg/j}}{1,025 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 59184,8 \text{ m}^3/\text{j}$$

Kecepatan linier gas masuk diambil = 150 ft/det
 = 45,72 m/det

Luas tampang sisi masuk cyclon, A :

$$A = \frac{Q_g}{V} = \frac{59184,8 \text{ m}^3/\text{j}}{(45,72 \text{ m/det}) (3600 \text{ det/j})}$$

$$= 0,3596 \text{ m}$$

Dari fig. 20-106 Perry 1984 :

$$B_c = D_c/4$$

$$H_c = D_c/2$$

$$B_c = H_c/2$$

$$\text{Luas} = B_c \cdot H_c = H_c^2/2$$

$$H_c^2/2 = 0,3596 \text{ m}^2$$

$$H_c = 0,848 \text{ m}$$

$$B_c = 0,424 \text{ m}$$

$$\text{Diameter cyclon, } D_c = 2 \cdot H_c = 1,696 \text{ m}$$

$$\text{Diameter gas keluar, } D_e = D_c/2 = 0,848 \text{ m}$$

$$\text{Panjang bagian shell, } L_c = 2 \cdot D_c = 3,392 \text{ m}$$

$$\text{Panjang cone, } Z_c = 2 \cdot D_c = 3,392 \text{ m}$$

$$S_c = D_c/8 = 0,212 \text{ m}$$

$$J_c = D_c/4 = 0,424 \text{ m}$$

Efisiensi Cyclon

Efisiensi cyclone merupakan fungsi cut size D_{pc} , yaitu ukuran partikel yang menghubungkan ke efisiensi fraksi sebesar 50%

Cut size, D_{pc} : pers (20-64) perry 1984

$$D_{pc} = \left(\frac{9 \times \mu \times B_c}{2 \times \pi \times V_c \times (\rho_s - \rho_g)} \right)^{0,5}$$

Dengan

N_e = jumlah turn efektif yang dibuat oleh aliran gas dalam cyclone 5

$$D_{pc} = \left(\frac{9 \times (0,00020) \times (42,2)}{2 \times \pi \times (5) \times (1,85 - 0,00102)} \right)^{0,5}$$

$$= 5,36E - 04 \text{ cm} = 5,4 \mu\text{m}$$

Ukuran partikel adalah sekitar 42 mesh ($D_p = 300 \mu\text{m}$)

maka :

$$D_p / D_{pc} = 300 / 5,4 = 56$$

15. Heater Udara

Fungsi = Memanaskan udara dari 30°C menjadi 160°C

Tipe = Heat Exchanger Shell and tube

Dasar pemilihan = Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar

Suhu masuk = 30°C

Suhu keluar = 160°C

Sifat-sifat fisis fluida dingin pada

$$T_a = (T_1 + T_2) / 2$$

$$= (160 + 30) / 2$$

$$= 95^\circ\text{C}$$

Komponen	Kg/j	Kmol/j	x_i	cp kal/moloC	μ centiP	k Btu/j.ft.°F
O ₂	13405,6	418,925	0,2035	7,151	0,0241	0,0188
N ₂	44126,8	1575,957	0,7655	6,975	0,0208	0,0182
H ₂ O	1150,6	63.868	0,0310	8,169	0,0124	0,0194
	58683,0	2058,750	1,0			

x.cp	x.k	x.(μ)
1,455	0,0038	0,0049

5,340	0,0139	0,0159
0,253	0,0006	0,0004
7,048	0,0183	0,0212

$$\begin{aligned} \mu &= 0,021 \text{ cp} && = 0,051 \text{ lb/j.ft} \\ c &= 7,048 \text{ kkal/kmol.K} && = 0,2473 \text{ kkal/kg.}^\circ\text{C} \\ \rho &= 1,4 \text{ kg/m}^3 && = 0,09 \text{ lb/ft}^3 \\ k &= 0,0183 \text{ Btu/j.ft.}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Digunakan 2 heater yang disusun paralel

Kecepatan massa masing-masing heater:

$$\begin{aligned} &= 58683,05 / 2 = 29341,5 \text{ kg/j} \\ &= 64685,9 \text{ lb/j} \end{aligned}$$

Beban panas heater:

$$\begin{aligned} Q &= 29341,52 \times 0,247 \times (160 - 30) \\ &= 943158,7 \text{ kkal/j} \end{aligned}$$

Fluida panas :

Digunakan steam jenuh suhu 350°F (176,7°C)

Panas penguapan, $H_v = 879,6 \text{ Btu/lb}$

Dari perhitungan sebelumnya :

$$\begin{aligned} \text{Beban panas heater, } Q &= 943158,7 \text{ kkal/j} \\ &= 3742693,3 \text{ Btu/j} \end{aligned}$$

Kebutuhan steam :

$$\begin{aligned} W &= Q/H_v \\ &= \frac{3742693,3 \text{ Btu/j}}{879,6 \text{ Btu/lb}} \\ &= 4254,8 \text{ lb/j} \\ &= 1930,0 \text{ kg/j} \end{aligned}$$

Sifat-sifat fisis steam pada 176.7°C :

$$\begin{aligned} \mu &= 0,0155 \text{ cp} = 0,0375 \text{ lb/j.ft} \\ \rho &= 4,4629 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

ΔT

Fluida panas		Fluida dingin	Beda
176,7	Suhu tinggi	160	16,7
176,7	Suhu rendah	30	146,7
0	Beda	130	130

$$LMTD = \frac{130}{\ln \frac{146,7}{16,7}} = 59,8^{\circ}C$$

$$= 107,6^{\circ}F$$

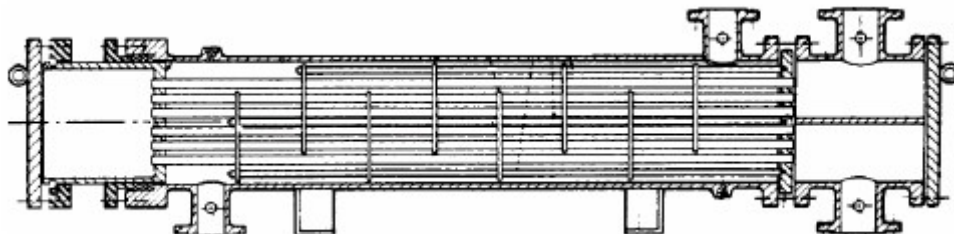
$$\Delta T = LMTD = 107,6^{\circ}F$$

Pemilihan UD

Dari tabel 8 Kern 1965 : UD antara 5 – 50 Btu/j.ft².°F

(Steam – Gases)

Diambil, UD = 22 Btu/j.ft².°F



Panjang	= 8 ft
Surface perlin, ft	= 0,1963 ft ² /ft
Luas alir, at'	= 0,302 in ² /tube
Shell	=
ID	= 39 in
Baffle	= 39 in
Pass	= 1
Tube	=

Jumlah tube	= 1024
DO, BWG, Pitch	= 0,75 in; 16 BWG; 1 in square
Pass	= 2
Suhu dinding tube	= 175°C

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T}$$

$$= \frac{3742693,3 \frac{Btu}{j}}{22 \frac{Btu}{j} \cdot ft^2 \cdot ^\circ F \times 107,6^\circ F}$$

$$= 1581,1 ft^2$$

$$jumlah tube = \frac{1581,1 ft^2}{8 ft \times 0,1963 \frac{ft^2}{ft}}$$

$$= 1007$$

Koreksi A

$$A = 8 ft \times 0,1963 \frac{ft^2}{ft} \times 1024$$

$$= 1608,1 ft^2$$

Koreksi UD

$$UD = \frac{Q}{A \times \Delta T}$$

$$= \frac{3742693,3 \frac{Btu}{j}}{1608,1 ft^2 \times 107,6^\circ F}$$

$$= 21,6 \frac{Btu}{j} \cdot ft^2 \cdot ^\circ F$$

Suhu dinding tube

Pers 5.31 kern 1965

$$tw = ta + \frac{hio}{ho + hio} (Ta - ta)$$

$$= 95 + \frac{1500}{24 + 1500} (176,7 - 95)$$

$$= 175^\circ C$$

Koefisien transfer panas overall

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{(1500)(23,7)}{1500 + 23,7}$$

$$= 23,4 \text{ Btu/j.ft}_2.^{\circ}\text{F}$$

Tube	Summart	Shell
1500,0	H outside	23,7
Uc		23,4
UD		21,6
Rd dihitung 0,0034		
Rd minimum 0,003		
0,002	ΔP hitung	1,124
2	ΔP maksimum	2

16. Filter Udara

Fungsi = Menyaring udara yang digunakan dalam proses produksi

Kapasitas = 58683 kg/j (2156,2 lb/men)

Suhu Operasi = 30°C

$$\rho = \frac{n}{V} = \frac{P \times BM}{R \times T}$$

$$= \frac{1 \text{ atm} \left(28,84 \frac{\text{gr}}{\text{mol}} \right)}{\left(0,08206 \frac{\text{l.atm}}{\text{mol.K}} \right) (30+273)}$$

$$= 1,16 \frac{\text{gr}}{\text{l}}$$

$$= 0,0725 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

Kecepatan volumetric udara

$$= \frac{2156,2 \frac{lb}{men}}{0,0725 \frac{lb}{ft^3}}$$

$$= 29743 \frac{ft^3}{men}$$

Dengan kecepatan volumetric sebesar itu, maka digunakan penyaringan otomatis atau automatic air filter (tabel 20-39 Perry, 1984)

Range kecepatan alir udara yang diijinkan antara 350 sampai 750 ft/men

Kecepatan linier = 500 ft²/men

Luas penyaringan = $\frac{\text{kecepatan volumetris}}{\text{kecepatan linier}}$

$$= \frac{29743 \frac{ft^3}{men}}{500 \frac{ft}{men}}$$

$$= 59,486 \text{ ft}^2$$

Jumlah debu minimum = $\left(0,1 \frac{gr}{1000 \text{ ft}^3}\right) \times \left(29743 \frac{ft^3}{men}\right)$

$$= 2,97 \frac{gr}{men}$$

$$= 178,46 \frac{gr}{j}$$

Jumlah debu maksimum = $\left(2 \frac{gr}{1000 \text{ ft}^3}\right) \times \left(29743 \frac{ft^3}{men}\right)$

$$= 59,49 \frac{gr}{men}$$

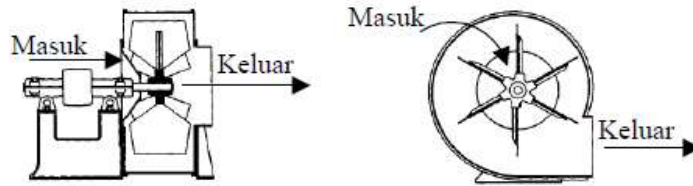
$$= 3569,18 \frac{gr}{j}$$

17. Blower

Fungsi = Mengalirkan dan menekan udara untuk dipanaskan ke *Heat Exchanger*

Type = Centrifugal Blower

Dasar pemilihan = Sesuai dengan jenis bahan dan efisiensi tinggi



Kapasitas = 58683,0 kg/j
 = 2058,76 kmol/j
 = 76,65 lbmol/men

Tekanan masuk = 1 atm

Tekanan keluar = 1,5 atm

Suhu masuk = 30°C

Kerja yang dilakukan blower

$$W = \frac{k}{k-1} R T_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]$$

$k = c_p/c_v$

= 1,40

$$Wk = \frac{1,40}{0,40} (1,987)(30 + 273) \left[\left(\frac{1,5}{1} \right)^{\frac{0,40}{1,40}} - 1 \right]$$

= 258,76 kkal/kmol

= 465 Btu/lbmol

Perhitungan Power :

$$\text{hp} = 0,0044 Q \times P_1 \times \ln \frac{P_2}{P_1} \quad (\text{Perry } 6^{\text{ed}}, \text{ pers.6-31b})$$

dengan :
 Q = volumetrik gas ; cuft/mnt
 P_1 = operating suction pressure ; psi
 P_2 = operating discharge pressure ; psi

= 465,77 Btu/lbmol x 75,65 lbmol/men

= 35233,5 Btu/men x 1 Hp/ (42,4 Btu/men)

= 830,98 Hp

Koefisiensi power 94%

$$= \frac{830,98}{0,94} = 888,7 \text{ Hp}$$

Power = 900 Hp

Tinggi tekanan blower

$$H = \frac{P_1 \times V_1}{\frac{(k-1)}{k}} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{(k-1)}{k}} - 1 \right]$$

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ lb/in}^2 = 2116,8 \text{ lb/ft}^2$$

$$\begin{aligned} V_1 &= \frac{R T_1}{P_1} = \frac{0,08206 \text{ m}^3 \frac{\text{atm}}{\text{kmol.k}} (30+27) \text{ K}}{1 \text{ atm}} \\ &= 24,864 \frac{\text{m}^3}{\text{kmol}} \times \frac{1 \text{ ft}^3}{(0,3048)^3 \text{ m}^3} \frac{1}{28,5 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} \frac{0,4536 \text{ kg}}{1 \text{ lb}} \\ &= 13,973 \text{ ft}^3/\text{lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H &= \frac{\left(2116,8 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2} \right) \left(13,973 \frac{\text{ft}^3}{\text{lb}} \right)}{\frac{(1,40-1)}{1,40}} \left[\left(\frac{1,5}{1} \right)^{\frac{(0,40)}{1,40}} - 1 \right] \\ &= 12713 \text{ ft} \end{aligned}$$

Kecepatan volume $V = \left(13,97 \frac{\text{ft}^3}{\text{lb}} \right) \left(58683 \frac{\text{kg}}{\text{j}} \right) \left(\frac{1 \text{ j}}{3600 \text{ det}} \right) \left(\frac{1 \text{ lb}}{0,4536 \text{ kg}} \right)$
 $= 502,15 \text{ ft}^3/\text{det}$

18. Belt Conveyor 1

Fungsi = Mengangkut padatan kalsium karbonat dari gudang ke hopper

Type = Cotton cord yang dilapisi karet

Dasar pemilihan = Untuk memindahkan dengan bahan tertentu

Massa yang dialirkan = $6927,32 \text{ kg/j} = 15272,12 \text{ lb/j}$

Dari figur 16.6 Badger - Banchemo 1955, untuk beban 9,24 ton/j dan kecepatan conveyor 30 ft/men, maka lebar belt adalah 14 in.

Dari figur 16-7 Badger-Banchero, untuk lebar belt 14 in, kecepatan 30 ft/men dan panjang belt 100 ft, maka power yang dibutuhkan 2 Hp.

Jika efisiensi motor 80 %, maka tenaga motor

$$= \frac{2}{0,8} = 2,5 \text{ Hp}$$

Dipakai tenaga motor standar = 3 Hp

Berat belt

Tegangan yang ada pada belt adalah :

- b. Intial tension, tegangan awal sebelum dibebani untuk mencegah slip pada pulley
- c. Equivalent tension, untuk power yang dikonsumsi

Menurut Badger – Banchero hal. 696 :

$$b = \text{net belt tension}$$

$$a + b = \text{total tension}$$

$$\frac{\text{Power input } \left(\text{ft.} \frac{\text{lb}}{\text{men}} \right)}{\text{belt speed } (\text{fpm})} = \text{net belt tension}$$

$$\text{Transmission ratio} = \frac{a+b}{b}$$

$$\text{Net belt tension} = \frac{3 \text{ Hp} \times \left(\frac{33000 \frac{\text{ft.lb}}{\text{men}}}{\text{Hp}} \right)}{30 \frac{\text{ft}}{\text{men}}}$$

$$\text{Net belt tension} = 3300 \text{ lb}$$

Jika digunakan tandem bare

$$\frac{(a + b)}{b} = 1,25$$

$$a + b = 1,25 b$$

$$\text{Total tension} = 4125 \text{ lb}$$

$$\text{Lebar belt} = 14 \text{ in}$$

$$\text{Tension teronch lebar belt} = \frac{4125 \text{ lb}}{14 \text{ in}} = 294,6 \text{ lb/in}$$

19. Belt Conveyor 2

Fungsi = Mengangkut padatan kalsium karbonat dari RDF ke penampungan

Type = Cotton cord yang dilapisi karet

Dasar pemilihan = Untuk memindahkan dengan bahan tertentu

Massa yang dialirkan = 599,44 kg/j = 1321,53 lb/j

Dari figur 16.6 Badger - Banchemo 1955, untuk beban 0,80 ton/j dan kecepatan conveyor 30 ft/men, maka lebar belt adalah 12 in.

Dari figur 16-7 Badger-Banchemo, untuk lebar belt 12 in, kecepatan 30 ft/men dan panjang belt 100 ft, maka power yang dibutuhkan 0,30 Hp.

Jika efisiensi motor 80 %, maka tenaga motor

$$= \frac{0,3}{0,8} = 0,375 \text{ Hp}$$

Dipakai tenaga motor standar = 2 Hp

Berat belt

Tegangan yang ada pada belt adalah :

- a. Intial tension, tegangan awal sebelum dibebani untuk mencegah slip pada pulley
- b. Equivalent tension, untuk power yang dikonsumsi

Menurut Badger – Banchemo hal. 696 :

b = net belt tension

a + b = total tension

b = net belt tension

a + b = total tension

$$\frac{\text{Power input} \left(\text{ft} \cdot \frac{\text{lb}}{\text{men}} \right)}{\text{belt speed} \left(\text{fpm} \right)} = \text{net belt tension}$$

$$\text{Transmission ratio} = \frac{a+b}{b}$$

$$\text{Net belt tension} = \frac{2 \text{ Hp} \times \left(\frac{33000 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}}{\text{men}}}{\text{Hp}} \right)}{30 \frac{\text{ft}}{\text{men}}}$$

Net belt tension = 2200 lb

Jika digunakan tandem bare

$$\frac{(a + b)}{b} = 1,25$$

$$a + b = 1,25 b$$

Total tension = 2750 lb

Lebar belt = 12 in

Tension teronch lebar belt = $\frac{2750 \text{ lb}}{12 \text{ in}} = 229,2 \text{ lb/in}$

20. Belt Conveyor 3

Fungsi = Mengangkut padatan kalsium klorida (cake) dari centrifuge ke rotary drier

Type = Cotton cord yang dilapisi karet

Dasar pemilihan = Untuk memindahkan dengan bahan tertentu

Massa yang dialirkan = 10943,18 kg/j = 24125,6 lb/j

Dari figur 16.6 Badger - Banchemo 1955, untuk beban 14,59 ton/j dan kecepatan conveyor 30 ft/men, maka lebar belt adalah 14 in.

Dari figur 16-7 Badger-Banchemo, untuk lebar belt 12 in, kecepatan 30 ft/men dan panjang belt 50 ft, maka power yang dibutuhkan 5 Hp.

Jika efisiensi motor 80 %, maka tenaga motor

$$= \frac{5}{0,8} = 6,25 \text{ Hp}$$

Dipakai tenaga motor standar = 7,5 Hp

Berat belt

Tegangan yang ada pada belt adalah :

- a. Intial tension, tegangan awal sebelum dibebani untuk mencegah slip pada pulley
- b. Equivalent tension, untuk power yang dikonsumsi

Menurut Badger – Banchero hal. 696 :

b = net belt tension

$a + b$ = total tension

b = net belt tension

$$\frac{\text{Power input } \left(\text{ft.} \frac{\text{lb}}{\text{men}} \right)}{\text{belt speed (fpm)}} = \text{net belt tension}$$

$$\text{Transmission ratio} = \frac{a+b}{b}$$

$$\text{Net belt tension} = \frac{7,50 \text{ Hp} \times \left(\frac{33000 \frac{\text{ft. lb}}{\text{men}}}{\text{Hp}} \right)}{30 \frac{\text{ft}}{\text{men}}}$$

Net belt tension = 8250 lb

Jika digunakan tandem bare

$$\frac{(a + b)}{b} = 1,25$$

$$a + b = 1,25 b$$

Total tension = 10312,5 lb

Lebar belt = 14 in

Tension teronch lebar belt = $\frac{10312,5 \text{ lb}}{14 \text{ in}} = 736,6 \text{ lb/in}$

21. Belt Conveyor 4

Fungsi = Mengangkut padatan calcium klorida dihidrat dari Rotary drier ke bin

Type = Cotton cord yang dilapisi karet

Dasar pemilihan = Untuk memindahkan dengan bahan tertentu

Massa yang dialirkan = 9469,7 kg/j = 20877,11 lb/j

Dari figur 16.6 Badger - Banchemo 1955, untuk beban 12,63 ton/j dan kecepatan conveyor 30 ft/men, maka lebar belt adalah 14 in.

Dari figur 16-7 Badger-Banchemo, untuk lebar belt 14 in, kecepatan 30 ft/men dan panjang belt 100 ft, maka power yang dibutuhkan 5 Hp.

Jika efisiensi motor 80 %, maka tenaga motor

$$= \frac{5}{0,8} = 6,250 \text{ Hp}$$

Dipakai tenaga motor standar = 7,5 Hp

Berat belt

Tegangan yang ada pada belt adalah :

- a. Intial tension, tegangan awal sebelum dibebani untuk mencegah slip pada pulley
- b. Equivalent tension, untuk power yang dikonsumsi

Menurut Badger – Banchemo hal. 696 :

b = net belt tension

a + b = total tension

$$\frac{\text{Power input} \left(\text{ft.} \frac{\text{lb}}{\text{men}} \right)}{\text{belt speed} \left(\text{fpm} \right)} = \text{net belt tension}$$

$$\text{Transmission ratio} = \frac{a+b}{b}$$

$$\text{Net belt tension} = \frac{7,50 \text{ Hp} \times \left(\frac{33000 \frac{\text{ft.lb}}{\text{men}}}{\text{Hp}} \right)}{30 \frac{\text{ft}}{\text{men}}}$$

Net belt tension = 8250 lb

Jika digunakan tandem bare

$$\frac{(a + b)}{b} = 1,25$$

$$a + b = 1,25 b$$

Net belt tension = 8250 lb

Total tension = 10312,5 lb

Lebar belt = 14 in

Tension teronch lebar belt = $\frac{10312,5 \text{ lb}}{14 \text{ in}} = 736,6 \text{ lb/in}$

22. Bucket Elevator 1

Fungsi = Mengangkut kalsium karbonat dari gudang ke hopper

Type = Centrifugal discharge spaced bucket

Massa bahan yang diangkut = 6027,32 kg/jam

Rapat massa = $2930 \text{ kg/m}^3 = 182,8 \text{ lb/ft}^3$

Dari tabel 7 – 8 Perry 1984

Ukuran bucket :

Panjang = 6 in

Lebar = 4 in

Kedalaman = 4,25 ft

Elevator center = 75 ft

Bucket speed = $225 \text{ ft/men} = 69 \text{ m/men}$

Kecepatan putar head shaft = 43 rpm

Diameter shaft	:
Head	= 1,938 in
Tail	= 1,688 in
Diameter pulley	:
Head	= 20 in
Tail	= 14 in
Bucket spacing	= 12 in

$$\begin{aligned} \text{Jumlah bucket} &= \frac{\text{panjang belt}}{\text{bucket spacing} + \text{kedala bucket}} \\ &= \frac{150,95 \text{ ft}}{\left(\frac{12}{12} + \frac{4,25}{12}\right) \text{ ft}} \\ &= 110 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang belt} &= 2 \times \text{elevator center} + \text{keliling pulley} \\ &= \frac{2 \times (75) + \pi \cdot (1,938 + 1,688)}{12} \\ &= 150,95 \text{ ft} \end{aligned}$$

Power bucket elevator :

Dari tabel 7 – 8 perry 1984 :

Power untuk bucket elevator 2,10 Hp (untuk rapat massa bahan 100 lb/ft³)

Koreksi untuk $\rho = 182,8 \text{ lb/ft}^3$

$$P = \frac{182,8}{100} \times 2,10 = 3,84 \text{ Hp}$$

Power ini ditambah 0,02 Hp/ft panjang elevator

$$\begin{aligned} \text{Untuk panjang 75 ft ada tambahan power} &= 0,02 \times 75 \\ &= 1,5 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Power total} = 3,84 + 1,50 = 5,34 \text{ Hp}$$

Jika efisiensi motor 80%, maka tenaga motor

$$\text{Tenaga motor} = \frac{5,34}{0,80} 6,67 \text{ Hp}$$

Diapakai motor standar 7,50 Hp

23. Bucket Elevator 2

Fungsi = Mengangkut kalsium kloridat dari rotary drier ke bin

Type = Centrifugal discharge spaced bucket

Massa bahan yang diangkut = 9469,7 kg/jam

Rapat massa = $1850 \text{ kg/m}^3 = 115,4 \text{ lb/ft}^3$

Dari tabel 7 – 8 perry 1984

Ukuran bucket :

Panjang = 6 in

Lebar = 4 in

Kedalaman = 4,25 ft

Elevator center = 75 ft

Bucket speed = 225 ft/men = 69 m/men

Kecepatan putar head shaft = 43 rpm

Diameter shaft :

Head = 1,938 in

Tail = 1,688 in

Diameter pulley :

Head = 20 in

Tail = 14 in

Bucket spacing = 12 in

$$\text{Jumlah bucket} = \frac{\text{panjang belt}}{\text{bucket spacing} + \text{kedalama bucket}}$$

$$= \frac{150,95 \text{ ft}}{\left(\frac{12}{12} + \frac{4,25}{12}\right) \text{ ft}}$$

$$= 110$$

Panjang belt = 2 x elevator center + keliling pulley

$$= \frac{2 \times (75) + \pi \cdot (1,938 + 1,688)}{12}$$

$$= 150,95 \text{ ft}$$

Power bucket elevator :

Dari tabel 7 – 8 perry 1984 :

Power untuk bucket elevator 2,10 Hp (untuk rapat massa bahan 100 lb/ft³)

Koreksi untuk $\rho = 115,4 \text{ lb/ft}^3$

$$P = \frac{115,4}{100} \times 2,10 = 2,42 \text{ Hp}$$

Power ini ditambah 0,02 Hp/ft panjang elevator

$$\begin{aligned} \text{Untuk panjang 75 ft ada tambahan power} &= 0,02 \times 75 \\ &= 1,5 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Power total} = 2,42 + 1,50 = 3,92 \text{ Hp}$$

Jika efisiensi motor 80%, maka tenaga motor

$$\text{Tenaga motor} = \frac{3,92}{0,80} = 4,91 \text{ Hp}$$

Diapakai motor standar 5 Hp

24. Hopper

Fungsi = Menampung sementara padatan kalsium karbonat sebelum ke reaktor

Type = Conical

Kapasitas = 50 ton

Rapat massa, $\rho = 2930 \text{ kg/m}^3$

$$\begin{aligned} \text{Volume padatan} &= \frac{50000 \text{ kg}}{2930 \text{ kg/m}^3} \\ &= 17,1 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Untuk design, diambil volume = 120% dari volume padatan

$$\begin{aligned} V &= \frac{1,2}{17,1 \text{ m}^3} \\ &= 20,5 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Berdasarkan fig. 7 – 20 Perry 1984

Diambil sudut friksi, $\phi = 30^\circ$

Sudut slope, $\Theta = 13^\circ$

Diameter bukaan bawah :

$$m = \frac{\rho p \times D_o^n}{(6,288 \text{ t/g} \infty m + 23,16)(Dp + 1,889) - 44,9}$$

Pers. (26 – 25) McCabe, Smith dan Harriot

$$m = \text{laju aliran zat padat, lb/men} \\ = 9236,4 \text{ kg/j} = 339,4 \text{ lb/men}$$

D_o = diameter bukaan, in

$\alpha_m = \varphi$ = sudut friksi

D_p = diameter partikel = 0,100 cm = 0,039 in

ρ_p = 2930 kg/m³ = 182,83 lb/ft³

$n = 3,1$

$$339,38 = \frac{(182,83) \times D_o^{3,1}}{(6,288 \text{ tg } 30^\circ + 23,16)(0,039 + 1,889) - 44,9}$$

$$D_o^{3,1} = 12,55$$

$$D_o = 2,26 \text{ in}$$

Diameter bukaan bawah = 0,057 m

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} D^2 \times h_1$$

$$= \frac{\pi}{4} D^2 (D)$$

$$= \frac{\pi}{4} D^3$$

$$= 6 \frac{\pi}{4} D^3$$

Volume = Volume shell + volume cone

$$20,48 = 0,000423 D + 0,0150 D^2 + 7 \pi/24 D^3$$

$$0,000432 D + 0,0150 D^2 + 7 \pi/24 D^3 - 20,48 = 0$$

$$D = 2,81 \text{ m}$$

$$= 9,2 \text{ ft}$$

Dipakai diameter = 9,5 ft = 2,9 m

$$h_1 = D = 9,5 \text{ ft}$$

$$h_2 = 0,5 D = 4,8 \text{ ft}$$

Tinggi total = 1,5 (9,5) = 14,3 ft = 4,34 m

Tebal dinding dihitung dengan persamaan 3 – 16 dan 3 – 17, Brownell & Young 1979 :

$$t = \frac{\rho D (H - 1)}{2 f E x 144} + c$$

Dengan :

t = tebal shell, in

D = diameter dalam tangki, ft

H = tinggi tangki, ft

f = allowable stress = 18750 psi

(SA 240 grade C, appendix D, Brownell-Young)

E = Efisiensi sambungan 85%

C = korosi = 0,125 in

25. Bin

Fungsi = Menampung sementara padatan kalsium klorida sebelum ke pengepakan

Type = Conical

Kapasitas = 500 ton

Rapat massa, ρ = 1850 kg/m³

Volume padatan = $\frac{500000 \text{ kg}}{1850 \text{ kg/m}^3}$
 = 270,3 m³

Untuk design, diambil volume = 120% dari volume padatan

$$V = \frac{1,2}{270,3 \text{ m}^3}$$

$$= 270,3 \text{ m}^3$$

Berdasarkan fig. 7 – 20 perry 1984

Diambil sudut friksi, ϕ = 30°

Sudut slope, Θ = 13°

Diameter bukaan bawah :

$$m = \frac{\rho p \times D_o^n}{(6,288 \text{ tg } \alpha m + 23,16)(D_p + 1,889) - 44,9}$$

pers (26 – 25) McCabe, Smith dan Harriot

$$\begin{aligned} m &= \text{laju aliran zat padat, lb/men} \\ &= 12626,3 \text{ kg/j} = 463,9 \text{ lb/men} \end{aligned}$$

D_o = diameter bukaan, in

$\alpha m = \varphi$ = sudut friksi

D_p = diameter partikel = 0,100 cm = 0,039 in

ρp = 18500 kg/m³ = 115,44 lb/ft³

n = 3,1

$$463,93 = \frac{(115,44) \times D_o^{3,1}}{(6,288 \text{ tg } 30^\circ + 23,16)(0,039 + 1,889) - 44,9}$$

$$D_o^{3,1} = 27,17$$

$$D_o = 2,90 \text{ in}$$

Diameter bukaan bawah = 0,074 m

$$\begin{aligned} \text{Volume shell} &= \frac{\pi}{4} D^2 \times h_1 \\ &= \frac{\pi}{4} D^2 (D) \\ &= \frac{\pi}{4} D^3 \\ &= 6 \frac{\pi}{4} D^3 \end{aligned}$$

Volume = Volume shell + volume cone

$$324,32 = 0,000711 D + 0,0193 D^2 + 7 \pi/24 D^3$$

$$0,000711 D + 0,0193 D^2 + 7 \pi/24 D^3 - 324,32 = 0$$

$$D = 7,07 \text{ m}$$

$$= 23,2 \text{ ft}$$

Dipakai diameter = 23,5 ft = 7,2 m

$h_1 = D = 23,5 \text{ ft}$

$h_2 = 0,5 D = 11,8 \text{ ft}$

Tinggi total = 1,5 (23,5) = 35,5 ft = 10,74 m

Tebal dinding dihitung dengan persamaan 3 – 16 dan 3 – 17, Brownell

Young 1979 :

$$t = \frac{\rho D (H - 1)}{2 f E x 144} + c$$

Dengan :

t = tebal shell, in

D = diameter dalam tangki, ft

H = tinggi tangki, ft

f = allowable stress = 18750 psi

(SA 240 grade C, appendix D, Brownell-Young)

E = Efisiensi sambungan 85%

C = korosi = 0,125 in

26. Separator

Fungsi	= Memisahkan antara cairan filtrate dari RDF dengan udara yang ada
Type	= Silinder dengan head elliptical
Kondisi operasi	= 50°C
Tekanan	= 1 atm
Diameter	= 42 in
Bahan konstruksi	= <i>Stainless Steel SA 167 type 316</i>
Jumlah gas masuk	= 143,43 kg/j
Jumlah cairan masuk	= 36361,15 kg/j
Rapat massa uap	= 1,10 kg/m ³
Rapat massa cairan	= 1305 kg/m ³
Kecepatan volume cairan	= 983,97 ft ³ /j
Kecepatan volume uap	= 1,28 ft ³ /det

Kecepatan volume cairan $Q_1 = \frac{W_1}{\rho_1}$

$$= \frac{36361,15 \frac{kg}{j}}{1305 \frac{kg}{m^3}}$$

$$= 27,86 \frac{m^3}{j}$$

$$= 983,97 \frac{ft^3}{j}$$

Kecepatan volume uap $Q_1 = \frac{W_1}{\rho_1}$

$$= \frac{143,43 \frac{kg}{j}}{1,1 \frac{kg}{m^3}}$$

$$= 130,39 \frac{m^3}{j}$$

$$= 1,28 \frac{ft^3}{j}$$

Metode perhitungan separator vertical

- a. Faktor pemisahan uap – cairan (pers. 5 – 1, Evans F.L., 2 ed)

$$= \left(\frac{W_1}{W_2} \right) \times \sqrt{\left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right)}$$

dimana :

W_1 = kecepatan massa alir cairan

W_2 = kecepatan alir uap

ρ_l, ρ_v = rapat massa cairan dan uap

$$= \left(\frac{W_1}{W_2} \right) \times \sqrt{\left(\frac{\rho_v}{\rho_l} \right)}$$

$$= \frac{36361,15 \frac{kg}{j}}{143,43 \frac{kg}{j}} \sqrt{\left(\frac{1,1}{1305} \right)}$$

$$= 7,360$$

- b. Faktor pemisahan uap cairan sebesar 7,360 dari fig. 5.1, Evans, F.L. didapatkan kecepatan uap untuk separator vertical, $K_v = 0,015$
 Kecepatan uap maksimum

$$Uv \max = Kv \left(\frac{\rho 1 - \rho v}{\rho v} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$= 0,015 \left[\frac{1305 - 1,1}{1,1} \right]^{\frac{1}{2}}$$

c. Luas tampang vessel minimum

$$A \min = \frac{Qv}{Uv \max}$$

$$= \frac{1,28 \frac{ft^3}{det}}{0,532 \frac{ft}{det}}$$

$$= 2,40 ft^2$$

d. Diameter vessel minimum

$$D \min = \left(\frac{4 \times A \min}{\pi} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$= \left(\frac{4 \times 2,40}{\pi} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$= 1,749 ft = 20,99 in$$

e. Volume cairan dalam vessel

Waktu tinggal 2 – 5 menit (Evans, F.L., hal. 164)

Dipakai waktu tinggal 4 menit

$$V = Q1 \times (\text{waktu tinggal})$$

$$= 983,97 ft^3/j \times 4/60 j$$

$$= 65,60 ft^3$$

f. Tinggi cairan, H1

$$H1 = \frac{V}{\left(\frac{\pi}{4} \right) D^2}$$

$$= \frac{65,60 ft^3}{\left(\frac{\pi}{4} \right) (3,5 ft)^2}$$

$\left(\frac{H1 + Hv}{D} \right)$ antara 3 – 5 (Evans, F.L)

$$\text{Dipilih } \left(\frac{H1 + Hv}{D} \right) = 3$$

$$\text{Jadi } (H_1 + H_v) = 3D$$

$$H_v = 3(3,5) - 6,82$$

$$= 3,68 \text{ ft}$$

$$\text{Maka panjang vessel, } L = (H_1 + H_v) = 10,50 \text{ ft}$$

Menentukan tebal head

Dengan perbandingan panjang sumbu mayor dan minor $a : b = 2 : 1$

Tebal head dihitung dengan persamaan (7.57) Brownell-Young

$$th = \frac{\rho \times d \times v}{2 f E - 0,2 p} + c$$

$$v = \frac{(2+k^2)}{6} \text{ dengan } k = \frac{a}{b} = \frac{2}{1} = 2$$

$$= \frac{(2 + 2^2)}{6} = 1$$

Maka,

$$th = \frac{(14,7)(42)}{2(18750)(0,85) - 0,2(14,7)} + 0,125$$

$$= 0,14 \text{ in}$$

Jadi tebal head = 0,1975 in

27. Accumulator 01

Fungsi	= Memisahkan sementara filtrate dari thickener ke evaporator
Type	= Silinder horizontal dengan head berbentuk ellips
Kondisi operasi	= 51°C

Tekanan = 1 atm

Waktu tinggal = 3 menit

(Waktu tinggal 2 – 5 m3nit, Treyball, 1980)

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} &= \frac{36977,3 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{1300 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \times 3 \text{ men} \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ men}} \\ &= 1,42 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Cairan menempati tangki 50% volume accumulator

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{1,42 \text{ m}^3}{0,5} \\ &= 2,84 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Digunakan ukuran tangki, $L = 3 \times D$

dengan $L = \text{panjang}$

$D = \text{diameter}$

$$\text{Volume vessel} = \text{volume shell} + 2 \times (\text{volume head})$$

$$2,84 = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L + 2 \left(\frac{\pi}{12} D^3 \right)$$

$$2,84 = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 3 D + \left(\frac{\pi}{12} D^3 \right)$$

$$2,84 = \left(\frac{\pi}{4} \cdot 3 + \frac{\pi}{12} \right) D^3$$

$$D^3 = 1,086$$

$$D = 1,03 \text{ m} = 40,47 \text{ in}$$

$$L = 3,08 \text{ m} = 121,42 \text{ in}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell-Young

$$\begin{aligned} t &= \frac{\rho \times r i}{f \times E - 0,6 p} + c \\ &= \frac{(14,7 \text{ psi})(20,24 \text{ in})}{(18750 \text{ psi})(0,85) - 0,6 \times (14,7 \text{ psi})} + 0,125 \\ &= 0,14 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal shell, $t = 3/16 \text{ in}$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 \cdot t = 40,47 + 2 \times (3/16) = 40,85 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young, OD yang sesuai = 42 in

$$\begin{aligned} \text{Koreksi ID} &= \text{OD} - 2t \\ &= 42 - 2 \times 3/16 = 41,625 \text{ in} \\ &= 1,057 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 Brownell – Young, OD yang sesuai minor a : b = 2 : 1

Tebal head dihitung dengan persamaan (7.57) Brownell-Young

$$th = \frac{\rho \times d \times v}{2 f E - 0,2 p} + c$$

$$v = \frac{(2 + k^2)}{6} \text{ dengan } k = \frac{a}{b} = \frac{2}{1} = 2$$

$$= \frac{(2 + 2^2)}{6} = 1$$

Maka,

$$\begin{aligned} th &= \frac{(14,7)(42)}{2 (18750)(0,85) - 0,2 (14,7)} + 0,125 \\ &= 0,14 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai tebal head = 3/16 in

Volume elliptical dished head

$$V = 7,6E-05 \times (di)^3$$

Dengan

V = volume dalam ft³

di = diameter dalam, in

$$\begin{aligned} V &= 7,6E-05 \times (41,625)^3 \\ &= 5,5 \text{ ft}^3 = 0,16 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

28. Accumulator 02

Fungsi	= Memisahkan sementara filtrate dari centrifuge ke evaporator
Type	= Silinder horizontal dengan head berbentuk ellips
Kondisi operasi	= 40°C
Tekanan	= 1 atm
Waktu tinggal	= 3 menit (Waktu tinggal 2 – 5 m3nit, Treyball, 1980)
Volume larutan	$= \frac{12787,7 \frac{kg}{j}}{1860 \frac{kg}{m^3}} \times 3 \text{ men} \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ men}}$ = 0,34 m ³

Cairan menempati tangki 50% volume accumulator

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{0,34 \text{ m}^3}{0,5} \\ &= 0,69 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Digunakan ukuran tangki, $L = 3 \times D$

dengan L = panjang

D = diameter

$$\text{Volume vessel} = \text{volume shell} + 2 \times (\text{volume head})$$

$$0,69 = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L + 2 \left(\frac{\pi}{12} D^3 \right)$$

$$0,69 = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 3D + \left(\frac{\pi}{12} D^3 \right)$$

$$0,69 = \left(\frac{\pi}{4} \cdot 3 + \frac{\pi}{12} \right) D^3$$

$$D^3 = 0,263$$

$$D = 0,64 \text{ m} = 25,21 \text{ in}$$

$$L = 1,92 \text{ m} = 75,64 \text{ in}$$

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell-Young

$$t = \frac{\rho \times r i}{f \times E - 0,6 p} + c$$

$$= \frac{(14,7 \text{ psi})(20,24 \text{ in})}{(18750 \text{ psi})(0,85) - 0,6 \times (14,7 \text{ psi})} + 0,125$$

$$= 0,14 \text{ in}$$

Tebal shell, $t = 3/16 \text{ in}$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 \cdot t = 40,47 + 2 \times (3/16) = 40,85 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell-Young, OD yang sesuai = 42 in

Koreksi ID = OD - 2t

$$= 42 - 2 \times 3/16 = 41,625 \text{ in}$$

$$= 1,057 \text{ m}$$

Diameter dalam = 25,21 in

Dari tabel 5.7 Brownell - Young, OD yang sesuai 26 in

Tebal head dihitung dengan persamaan (7.57) Brownell-Young

$$th = \frac{\rho \times d \times v}{2 f E - 0,2 p} + c$$

$$v = \frac{(2 + k^2)}{6} \text{ dengan } k = \frac{a}{b} = \frac{2}{1} = 2$$

$$= \frac{(2 + 2^2)}{6} = 1$$

Maka,

$$th = \frac{(14,7)(26)}{2 (18750)(0,85) - 0,2 (14,7)} + 0,125$$

$$= 0,14 \text{ in}$$

Dipakai tebal head = 3/16 in

Volume elliptical dished head

$$V = 7,6E-05 \times (di)^3$$

Dengan

V = volume dalam ft^3

d_i = diameter dalam, in

$$V = 7,6\text{E-}05 \times (41,625)^3$$

$$= 1,3 \text{ ft}^3 = 0,04 \text{ m}^3$$

29. Pompa 01

Fungsi = Mengalirkan air proses dari utilitas ke tangki pencampuran

Type = Pompa centrifugal

Densitas, ρ = 1 kg/l = 62,40 lb/cuft

Viskositas, μ = 0,70 cp = 4,706E-04 lb/dt.ft

Laju alir volumetric pemopaaan = $Q = \frac{M}{\rho}$

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$D_i \text{ opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

Penentuan Schedule Number

Dengan persamaan

$$\text{Sch. No} = 1000 \frac{P}{S} \text{ (hal. 122 GG Brown 1950)}$$

P = tekanan operasi, psi

$$= 1,0 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

S = allowable stress pipa, psi

$$= 18750 \text{ psi}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

NPS : 2,50 in, sch.no = 40

ID : 2,469 in, = 0,2058 ft

OD : 2,880 in

at : 4,790 in^2 = 0,0333 ft^2

Menentukan head pompa, H

Persamaan Bernoulli

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2 (L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

Power = 2 Hp
 Kecepatan putar = 1600 rpm
 Kapasitas pompa = 51,25 gpm
 Head pemompaan = 36,94 ft-lbf/lbm
 Specific speed ddihitung dengan persamaan

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{(gc \times H)^{0,75}}$$

30. Pompa 02

Fungsi = Mengalirkan asam klorida 35% dari tangki ke tangki sementara asam klorida

Type = Pompa centrifugal

Densitas, ρ = 1,050 kg/l = 65,52 lb/cuft

Viskositas, μ = 0,72 cp = 4,840E-04 lb/dt.ft

Volume tangki asam klorida = 32 m³

Waktu pemompaan = 0,30 jam

Laju alir volumetric pemopaaan = $Q = \frac{M}{\rho}$

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$Di_{opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

Penentuan Schedule Number

Dengan persamaan

$$Sch. No = 1000 \frac{P}{S} \text{ (hal. 122 GG Brown 1950)}$$

P = tekanan operasi, psi

$$= 1,0 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

S = allowable stress pipa, psi

$$= 18750 \text{ psi}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

$$NPS : 6 \text{ in, sch.no} = 40$$

$$ID : 6,065 \text{ in,} = 0,5054 \text{ ft}$$

$$OD : 6,625 \text{ in}$$

$$at : 28,9 \text{ in}^2 = 0,2007 \text{ ft}^2$$

Menentukan head pompa, H

Persamaan Bernouilly

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2(L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

$$\text{Power} = 15 \text{ Hp}$$

$$\text{Kecepatan putar} = 1600 \text{ rpm}$$

$$\text{Kapasitas pompa} = 469,61 \text{ gpm}$$

$$\text{Head pemompaan} = 53,97 \text{ ft-lbf/lbm}$$

Specific speed ddihitung dengan persamaan

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{(gc \times H)^{0,75}}$$

31. Pompa 03

Fungsi = Mengalirkan asam klorida 35% dari tangki
 sementara asam klorida ke mixer

Type = Pompa centrifugal

Densitas, ρ = 1,050 kg/l = 65,52 lb/cuft

Viskositas, μ = 0,72 cp = 4,840E-04 lb/dt.ft

Laju alir volumetric pemopaaan = $Q = \frac{M}{\rho}$

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$Di_{opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

Penentuan Schedule Number

Dengan persamaan

$$Sch. No = 1000 \frac{P}{S} \quad (\text{hal. 122 GG Brown 1950})$$

P = tekanan operasi, psi

$$= 1,0 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

S = allowable stress pipa, psi

$$= 18750 \text{ psi}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

NPS : 3 in, sch.no = 40

ID : 3,068 in, = 0,2557 ft

OD : 3,5 in

at : 7,38 in² = 0,0512 ft²

Menentukan head pompa, H

Persamaan Bernouilly

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2(L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

Power = 1,50 Hp
 Kecepatan putar = 1600 rpm
 Kapasitas pompa = 88,85 gpm
 Head pemompaan = 19,80 ft-lbf/lbm
 Specific speed ddihitung dengan persamaan

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{(gc \times H)^{0,75}}$$

32. Pompa 04

Fungsi = Mengalirkan asam klorida 20% dari tangki ke reaktor

Type = Pompa centrifugal

Densitas, ρ = 1,050 kg/l = 65,52 lb/cuft

Viskositas, μ = 0,59 cp = 3,993E-04 lb/dt.ft

Laju alir volumetric pemompaan = $Q = \frac{M}{\rho}$

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$Di_{opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

Penentuan Schedule Number

Dengan persamaan

$$Sch. No = 1000 \frac{P}{S} \text{ (hal. 122 GG Brown 1950)}$$

P = tekanan operasi, psi

$$= 1,0 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

S = allowable stress pipa, psi

$$= 18750 \text{ psi}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

NPS : 4 in, sch.no = 40

ID : 4,026 in, = 0,3355 ft

OD : 4,5 in

at : 12,7 in² = 0,0882 ft²

Menentukan head pompa, H

Persamaan Bernouilly

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2(L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

Power = 2 Hp
 Kecepatan putar = 1600 rpm
 Kapasitas pompa = 133,27 gpm
 Head pemompaan = 18,80 ft-lbf/lbm
 Specific speed ddihitung dengan persamaan

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{(gc \times H)^{0,75}}$$

33. Pompa 05

Fungsi = Mengalirkan hasil reaksi dari reaktor-01 ke reaktor-02

Type = Pompa centrifugal

Densitas, ρ = 1,310 kg/l = 81,74 lb/cuft

Viskositas, μ = 2,43 cp = 1,634E-04 lb/dt.ft

Laju alir volumetric pemompaan = $Q = \frac{M}{\rho}$

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$Di_{opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

Penentuan Schedule Number

Dengan persamaan

$$Sch. No = 1000 \frac{P}{S} \text{ (hal. 122 GG Brown 1950)}$$

P = tekanan operasi, psi

= 1,0 atm = 14,7 psi

S = allowable stress pipa, psi

$$= 18750 \text{ psi}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

$$\begin{aligned} \text{NPS} &: 4 \text{ in, sch.no} && = 40 \\ \text{ID} &: 4,026 \text{ in,} && = 0,3355 \text{ ft} \\ \text{OD} &: 4,5 \text{ in} \\ \text{at} &: 12,7 \text{ in}^2 && = 0,0882 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menentukan head pompa, H

Persamaan Bernoulli

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2 (L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

$$\begin{aligned} \text{Power} &&& = 3 \text{ Hp} \\ \text{Kecepatan putar} &&& = 1600 \text{ rpm} \\ \text{Kapasitas pompa} &&& = 137,86 \text{ gpm} \\ \text{Head pemompaan} &&& = 19,47 \text{ ft-lbf/lbm} \\ \text{Specific speed} &&& \text{ddihitung dengan persamaan} \end{aligned}$$

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{(gc \times H)^{0,75}}$$

34. Pompa 06

Fungsi = Mengalirkan hasil reaksi dari reaktor-02
 ke rotary drum vacuum filter RDF

Type = Pompa centrifugal

Densitas, ρ = 1,310 kg/l = 81,74 lb/cuft

Viskositas, μ = 2,43 cp = 1,634E-04 lb/dt.ft

Laju alir volumetric pemompaan = $Q = \frac{M}{\rho}$

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$Di_{opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

Penentuan Schedule Number

Dengan persamaan

$$Sch. No = 1000 \frac{P}{S} \quad (\text{hal. 122 GG Brown 1950})$$

P = tekanan operasi, psi

$$= 1,0 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

S = allowable stress pipa, psi

$$= 18750 \text{ psi}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

$$\text{NPS : 4 in, sch.no} = 40$$

$$\text{ID : 4,026 in,} = 0,3355 \text{ ft}$$

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

$$\text{at : 12,7 in}^2 = 0,0882 \text{ ft}^2$$

Menentukan head pompa, H

Persamaan Bernoulli

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2 (L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

Power = 5 Hp

Kecepatan putar = 1600 rpm

Kapasitas pompa = 137,86 gpm

Head pemompaan = 27,47 ft-lbf/lbm

Specific speed ddihitung dengan persamaan

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{(gc \times H)^{0,75}}$$

35. Pompa 07

Fungsi = Mengalirkan hasil reaksi dari RDF ke tangki netralizer

Type = Pompa centrifugal

Densitas, ρ = 1,300 kg/l = 81,12 lb/cuft

Viskositas, μ = 2,14 cp = 1,6439E-04 lb/dt.ft

Laju alir volumetric pemopaaan = $Q = \frac{M}{\rho}$

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$Di_{opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

Penentuan Schedule Number

Dengan persamaan

$$Sch. No = 1000 \frac{P}{S} \quad (\text{hal. 122 GG Brown 1950})$$

P = tekanan operasi, psi

$$= 1,0 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

S = allowable stress pipa, psi

$$= 18750 \text{ psi}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

NPS : 4 in, sch.no = 40

ID : 4,026 in, = 0,3355 ft

OD : 4,5 in

at : 12,7 in² = 0,0882 ft²

Menentukan head pompa, H

Persamaan Bernouilly

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2 (L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

Power = 3 Hp
 Kecepatan putar = 1600 rpm
 Kapasitas pompa = 123,14 gpm
 Head pemompaan = 21,77 ft-lbf/lbm
 Specific speed ddihitung dengan persamaan

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{(gc \times H)^{0,75}}$$

36. Pompa 08

Fungsi = Mengalirkan (menghisap) udara dalam RDF melalui separator

Type = Pompa centrifugal

Densitas, ρ = 1,1 kg/l = 0,07 lb/cuft

Viskositas, μ = 0,02 cp = 1,344E-04 lb/dt.ft

Laju alir volumetric pemopaaan = $Q = \frac{M}{\rho}$

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$Di_{opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

Penentuan Schedule Number

Dengan persamaan

$$Sch.No = 1000 \frac{P}{S} \text{ (hal. 122 GG Brown 1950)}$$

P = tekanan operasi, psi

$$= 1,0 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

S = allowable stress pipa, psi

$$= 18750 \text{ psi}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

NPS : 3 in, sch.no = 40

ID : 3,068 in, = 0,2557 ft

OD : 3,5 in

$$a_t : 7,38 \text{ in}^2 = 0,0512 \text{ ft}^2$$

Menentukan head pompa, H

Persamaan Bernoulli

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2(L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

Power	= 1,5 Hp
Kecepatan putar	= 9200 rpm
Kapasitas pompa	= 574,05 gpm
Head pemompaan	= 3307,07 ft-lbf/lbm

Specific speed ddihitung dengan persamaan

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{(gc \times H)^{0,75}}$$

37. Pompa 09

Fungsi = Mengalirkan Ca(OH)_2 dari tangki suspensi ke tangki netralizer

Type = Pompa centrifugal

Densitas, ρ = 1,140 kg/l = 71,14 lb/cuft

Viskositas, μ = 5,46 cp = 3,670E-04 lb/dt.ft

Laju alir volumetric pemompaan = $Q = \frac{M}{\rho}$

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$Di_{opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

Penentuan Schedule Number

Dengan persamaan

$$Sch. No = 1000 \frac{P}{S} \text{ (hal. 122 GG Brown 1950)}$$

P = tekanan operasi, psi

$$= 1,0 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

S = allowable stress pipa, psi

$$= 18750 \text{ psi}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

$$\text{NPS} : 0,75 \text{ in, sch.no} = 40$$

$$\text{ID} : 0,824 \text{ in,} = 0,0687 \text{ ft}$$

$$\text{OD} : 1,050 \text{ in}$$

$$\text{at} : 0,534 \text{ in}^2 = 0,0037 \text{ ft}^2$$

Menentukan head pompa, H

Persamaan Bernoulli

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2 (L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$\text{BHP} = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

Power = 0,50 Hp

Kecepatan putar = 3200 rpm

Kapasitas pompa = 3,94 gpm

Head pemompaan = 24,83 ft-lbf/lbm

Specific speed ddihitung dengan persamaan

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{(gc \times H)^{0,75}}$$

38. Pompa 10

Fungsi = Mengalirkan slurry dari tangki netralizer ke thickener

Type = Pompa centrifugal

Densitas, ρ = 1,300 kg/l = 81,12 lb/cuft

Viskositas, μ = 2,10 cp = 1,412E-04 lb/dt.ft

Laju alir volumetric pemopaaan = $Q = \frac{M}{\rho}$

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$Di_{opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

Penentuan Schedule Number

Dengan persamaan

$$Sch. No = 1000 \frac{P}{S} \quad (\text{hal. 122 GG Brown 1950})$$

P = tekanan operasi, psi

$$= 1,0 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

S = allowable stress pipa, psi

$$= 18750 \text{ psi}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

NPS : 4 in, sch.no = 40

ID : 4,026 in, = 0,3355 ft

OD : 4,5 in

at : 12,7 in² = 0,0882 ft²

Menentukan head pompa, H

Persamaan Bernouilly

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2 (L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

Power	= 2 Hp
Kecepatan putar	= 1600 rpm
Kapasitas pompa	= 126,59 gpm
Head pemompaan	= 15,90 ft-lbf/lbm

Specific speed ddihitung dengan persamaan

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{(gc \times H)^{0,75}}$$

39. Pompa 11

Fungsi = Mengalirkan larutan dari thickener
 Untuk dipekatkan ke evaporator

Type = Pompa centrifugal

Densitas, ρ = 1,300 kg/l = 81,12 lb/cuft

Viskositas, μ = 2,07 cp = 1,392E-04 lb/dt.ft

Laju alir volumetric pemopaaan = $Q = \frac{M}{\rho}$

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$Di_{opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

Penentuan Schedule Number

Dengan persamaan

$$Sch.No = 1000 \frac{P}{S} \text{ (hal. 122 GG Brown 1950)}$$

P = tekanan operasi, psi

$$= 1,0 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

S = allowable stress pipa, psi

$$= 18750 \text{ psi}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

NPS : 4 in, sch.no = 40

ID : 4,026 in, = 0,3355 ft

OD : 4,5 in

$$at : 12,7 \text{ in}^2 = 0,0882 \text{ ft}^2$$

Menentukan head pompa, H

Persamaan Bernoulli

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2(L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

Power	= 5 Hp
Kecepatan putar	= 1600 rpm
Kapasitas pompa	= 125,23 gpm
Head pemompaan	= 36,12 ft-lbf/lbm

Specific speed ddihitung dengan persamaan

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{(gc \times H)^{0,75}}$$

40. Pompa 12

Fungsi = Mengalirkan larutan kalsium klorida dari evaporator ke crystalizer

Type = Pompa centrifugal

Densitas, ρ = 1,750 kg/l = 109,20 lb/cuft

Viskositas, μ = 5,61 cp = 3,770E-04 lb/dt.ft

Laju alir volumetric pemompaan = $Q = \frac{M}{\rho}$

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$Di_{opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

Penentuan Schedule Number

Dengan persamaan

$$Sch.No = 1000 \frac{P}{S} \text{ (hal. 122 GG Brown 1950)}$$

P = tekanan operasi, psi

$$= 1,0 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

S = allowable stress pipa, psi

$$= 18750 \text{ psi}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

$$\text{NPS} : 2,50 \text{ in, sch.no} = 40$$

$$\text{ID} : 2,469 \text{ in,} = 0,2058 \text{ ft}$$

$$\text{OD} : 2,880 \text{ in}$$

$$\text{at} : 4,790 \text{ in}^2 = 0,0333 \text{ ft}^2$$

Menentukan head pompa, H

Persamaan Bernoulli

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2 (L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$\text{BHP} = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

Power = 2 Hp

Kecepatan putar = 1600 rpm

Kapasitas pompa = 36,71 gpm

Head pemompaan = 34,14 ft-lbf/lbm

Specific speed ddihitung dengan persamaan

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{(gc \times H)^{0,75}}$$

41. Pompa 13

Fungsi = Mengalirkan filtrate kalsium klorida
 dari centrifugal ke crystalizer

Type = Pompa centrifugal

Densitas, ρ = 1,860 kg/l = 116,06 lb/cuft

Viskositas, μ = 9,85 cp = 6,621E-04 lb/dt.ft

Laju alir volumetric pemopaaan = $Q = \frac{M}{\rho}$

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$Di_{opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

Penentuan Schedule Number

Dengan persamaan

$$Sch. No = 1000 \frac{P}{S} \quad (\text{hal. 122 GG Brown 1950})$$

P = tekanan operasi, psi

$$= 1,0 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

S = allowable stress pipa, psi

$$= 18750 \text{ psi}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

NPS : 2 in, sch.no = 40

ID : 2,4067 in, = 0,1722 ft

OD : 2,380 in

at : 3,350 in² = 0,0233 ft²

Menentukan head pompa, H

Persamaan Bernouilly

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2 (L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

Power	= 1,5 Hp
Kecepatan putar	= 1600 rpm
Kapasitas pompa	= 30,27 gpm
Head pemompaan	= 20,26 ft-lbf/lbm

Specific speed ddihitung dengan persamaan

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{(gc \times H)^{0,75}}$$

42. Steam Jet Ejector

Fungsi	= Untuk memberikan mengeluarkan udara atau gas dan zat yang tidak terkondensasi
Tekanan	= 1 atm
Suhu udara keluar	= 91°F
Tekanan jenuh uap air	= 91°F = 0,048 atm = 1,4 inHg

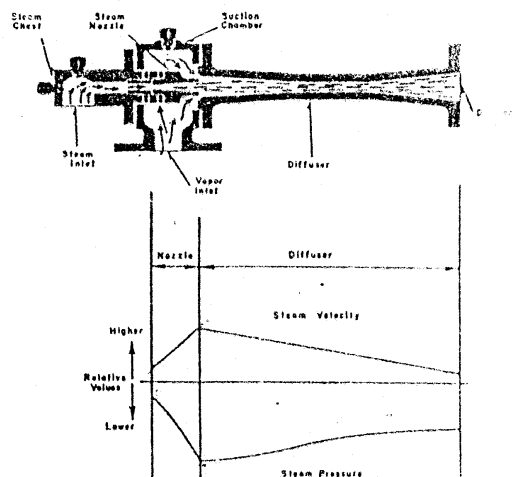


Figure 6-1. Basic ejector, components and diagram of energy conversion in nozzle and diffuser. (Courtesy Elliot Co.; Energy conversion diagram adapted by permission Graham Mfg. Co.)

Batasan Perancangan:

- a. Single stage tidak digunakan untuk rasio kompresi (rasio tekanandischarge terhadap tekanan suction) lebih besar dari 3, karena tidak ekonomis didasarkan atas ekonomi steam.
- b. Design tekanan steam dianjurkan :
Tekanan minimum yang diharapkan pada nozzle ejector dikurangi 10 psi
Basis design ini memberikan operasi stabil.
- c. Untuk pengeluaran ejector ke atmosfer, tekanan steam penggerak (motive steam) di bawah 60 psig umumnya tidak ekonomis.
- d. Untuk operasi stabil, tekanan steam harus di atas nilai minimum.
- e. Barometric condenser:
Suhu udara keluar pada tipe kondenser ini diasumsi 5°F diatas suhu masuk air pendingin.
- f. Tekanan keluar ke atmosfer maksimum 1 psig.

Single stage digunakan untuk rasio kompresi < 3 Karena rasio kompresi 5, maka digunakan dua stage dengan intercondenser berupa barometric condenser (figur 6-9 , Ludwig,1964)

Tekanan motive steam diambil = 100 psig. Dari pustaka untuk suction pressure antara 3 - 5 inHg maka Air leakage (= bocoran udara) sebesar 20 - 25 lb/j
Disini diambil 25 lb/j. Jika suhu air pendingin = 30°C, maka udara yang dibebaskan dari air pendingin = 10.2 lb udara/j. (1000 gpm air) Sehingga udara total = 25 + 10,2 lb/j.(1000 gpm air) Jika diasumsi air pendingin 1000 gpm, maka :

$$\text{Udara} = 25 + 10,2 = 35,2 \text{ lb/j}$$

Dari fig.6-28A : (Ludwig , 1964)

dengan kapasitas 42,14 lb/j dan suction presssure 6 inHg, maka didapat ukuran ejector = 2 inch

Dari fig.6-28B :

Kebutuhann steam = 2.6 lb motive steam/lb campuran

$$W_s' = 2.6$$

Kebutuhan steam, $W_s = W_s' \cdot W_m \cdot K \cdot F$

K = faktor beban non condensable

F = faktor tekanan steam

$W_m = 42,14$ lb campuran / j

$W_a = 35,17$ lb udara/j

fig.6-28C

$$W_a/W_m = 35,17/42,14 = 0,835 \longrightarrow K = 0,9$$

Tekanan steam pada nozzle ejector = 100 psig, maka dari fig.6-28D $F = 0.97$

Kebutuhan air pendingin

Panas laten pengembunan steam = 879 Btu/lb

Suhu uap air terakhir = 105°C = 211°F

Kebutuhan air pendingin dihitung berdasarkan persamaan (14.4) Kern

$$Gpm = \frac{Q}{500 (T_s - t_w - t_a)}$$

Dengan :

$T_s = 221^\circ\text{F}$

$t_w = 86^\circ\text{C}$

$t_a = 5^\circ\text{F}$

Barometric condenser digunakan untuk mengembunkan uap air yang berasal dari evaporator sehingga senyawa yang masuk ke dalam ejector adalah udara disekitar uap

Kebutuhan air pendingin

Suhu uap dari evaporator = 105°C

= 221°F

Entalpi uap pada 105°C

= 640,70 kkal/kg

Entalpi cair pada 105°C = 60,50 kkal/kg

Kecepatan massa uap air = 11630,49 kg/j

BAB VI

UTILITAS

Unit Penyediaan dan Pengolahan air

- A. Air untuk keperluan umum jumlah total 105,431 kg/jam
- B. Air proses total 8,730 kg/jam dan make up 873 kg/jam
- C. Air sanitasi total 1,250 kg/jam dan make up 125 kg/jam

1. Udara Tekan

Udara dalam utilitas digunakan sebagai instrumentasi alat kendali untuk menggerakkan kontrol pneumatic dan instrument – instrument lain

Tugas = Menekan udara lingkungan untuk keperluan instrumentasi

Suhu operasi = 30°C

Tekanan = 5 atm

BM = 28,84 kg/mol

Rapat massa udara, ρ = 5,8 kg/m³

Dipilih tube

NPS = 2 IN, sch.no : 40

ID = 2,067 in

OD = 2,380 in

at = 3,250 in² = 0,0233 ft²

Kecepatan linier udar, V = 10ft/det

Kecepatan volume udara = 23,75 m³/j

Kebutuhan udara diperkirakan 137,76 m³/jam = 2,296 m³/min

2. Alat yang digunakan

2.1 Cooling Tower

Fungsi = Tempat mendinginkan air pendingin dan mensirkulasikan kembali

Suhu air masuk cooling = 50 °C = 122°F

Suhu air keluar cooling = 30 °C = 86°F

Air yang keluar cooling = 409724 kg/j = 903272 lb/j

Tabel 17.2 Kern hal 585 diperoleh humidity udara 80°F

Nd = Number of diffusion unit (pers. 17.18 kern)

$$Nd = \frac{\Delta T}{\text{Log mean } (H' - H)}$$

Udara yang dipakai = 121862 ft³/men

2.2 Bak pengendapan (BU 01)

Fungsi	= Mengendapkan kotoran-kotoran besar yang terdapat pada air sungai
Jenis	= Persegi panjang
Kapasitas	= $105,431 \text{ m}^3/\text{j}$ = $105,431 \text{ m}^3/\text{j} \times 24 \text{ jam}$ = $2530,34 \text{ m}^3$

Dirancang oversized 20% dan waktu tinggal dalam tangki 24 jam

$$\text{Volume bak } 2530,34 \times 1,2 = 3036,40 \text{ m}^3$$

2.3 Tangki Clarifier (TU-01)

Fungsi	= Tempat pencampuran antara air dan koagulan dan kotoran diendapkan
Jenis	= Silinder dengan pengaduk
Kapasitas	= $105,431 \text{ m}^3/\text{j}$ = $105,431 \text{ m}^3/\text{j} \times 1 \text{ jam}$ = $105,431 \text{ m}^3$
Kecepatan pengaduk	= 90 rpm = 1,5 rps
Power	= 5 Hp
Kebutuhan koagulan	
Koagulan Na_2CO_3	= 26,36 kg/j
Alum	= 1,8 kg/j

2.4 Tangki Sodium Karbonat (TU-02)

Fungsi	= Menampung Na_2CO_3 digunakan untuk koagulan pada tangki clarifier
Jenis	= Silinder vertical
Densitas larutan	= 62,4 lb/cuft
Berat larutan	= 243,6 lb/j
Kapasitas	= 243,8 lb/j = $243,8 \text{ lb/j} / 62,4 \times 24 \text{ jam}$ = 93,8 cuft

Dirancang oversized 20% dan waktu tinggal dalam tangki 24 jam

$$\text{Volume tangki } 93,8 \times 1,2 = 112,5 \text{ m}^3$$

2.5 Tangki Alumunium (TU-03)

Fungsi	= Menampung alumunium digunakan untuk koagulan pada tangki clarifier
Jenis	= Silinder vertical
Jumlah alumunium	= 1,8 kg/j = 2,9 lb/j
Berat larutan	= 58,0 lb/j
Densitas larutan	= 62,4 lb/cuft
Kapasitas	= 58,0 lb/j = 58,0 lb/j / 62,4 x 24 jam = 22,3 cuft
Dirancang oversized 20% dan waktu tinggal dalam tangki 24 jam	
Volume tangki 22,3 x 1,2	= 26,8 m ³

2.6 Bak Saringan Pasir (BU-02)

Fungsi	= Menyaring partikel-partikel padat dalam Air yang tidak terendapkan
Jenis	= Graving sand filter
Bahan	= Beton
Banyak air yang disaring	= 105,431 m ³ /j = 462,2 gpm
Kecepatan penyaringan	= 0,00668 cuft/ft ² .det
Luas penyaringan diperlukan	= 113,58 ft ²
Diameter pasir	= 24 mesh
Tinggi air diatas pasir	= 0,75 m
Tinggi lapisan pasir	= 0,50 m
Tinggi lapisan kerikil	= 0,25 m
Tinggi air dibawah kerikil	= 0,50 m

2.7 Bak penampungan air bersih (BU-03)

Fungsi	= Menampung air bersih dari saringan pasir
Jenis	= Silinder vertical
Densitas larutan	= 62,4 lb/cuft
Berat larutan	= 243,6 lb/j
Kapasitas	= 105,431 m ³ /j = 105,431 m ³ /j x 24 jam = 2530 cuft
Dirancang oversized 20% dan waktu tinggal dalam tangki 24 jam	
Volume bak 2530 x 1,2	= 3036 m ³

2.8 Bak air minum (BU-04)

Fungsi	= Mencampur air dengan kaporit dan didapatkan air bebas penyakit dan bau
Jenis	= Persegi panjang
Bahan	= Beton
Kapasitas	= $1,250 \text{ m}^3/\text{j}$ = $1,250 \text{ m}^3/\text{j} \times 24 \text{ jam}$ = 30 m^3
Dirancang overdesign 20% dan waktu tinggal dalam tangki 24 jam	
Volume bak $30 \times 1,2$	= 36 m^3

2.9 Tangki kaporit (TU-04)

Fungsi	= Menyimpan kaporit yang ditambahkan pada bak air minum
Jenis	= Silinder vertical
Kaporit yang digunakan mengandung 70% Cl_2 , kadar klorine dalam air ppm	
Kaporit yang dibutuhkan	= $0,086 \text{ kg}/\text{hari}$
Kaporit digunakan lar. 4%	= $0,00124 \text{ m}^3/\text{hari}$
Kapasitas	= $1250 \text{ kg}/\text{j}$
Dirancang overdesign 20% dan waktu tinggal dalam tangki 7 hari	
Volume tangki $1250 \times 0,00214 \times 7$	= $0,018 \text{ m}^3$

2.10 Kation Exchanger (TU-05)

Fungsi	= Menghilangkan kesadahan air dari garam dan kation
Jenis	= Silinder dan terdapat zeolite
Kesadahan air	= 200 ppm
Bulkdensity	= $90 \text{ lb}/\text{ft}^3$
Efisiensi	= 40%
Mineral yang diambil	= 363325 grain
Volume ion exchanger	= $113,54 \text{ ft}^3$
Kecepatan alir air	= $3 - 5 \text{ gpm}/\text{ft}^2$ (Ryan 1946)
Kebutuhan zeolite	= $10218,5 \text{ lb}$ = 4663 kg

2.11 Tangki NaCl (TU-06)

Fungsi	= Menyimpan NaCl 10% untuk Regenerasi kation
Jenis	= Silinder vertical
Waktu regenerasi	= 8 jam
Tangki ini digunakan regenerasi	5 kali
Kebutuhan NaCl	= 10,3 kg/j
Rapat massa NaCl, 10%	= 1 kg/l
Dibuat NaCl 10%	= 4120 l = 146 ft ³
Dirancang overdesign	20% dan waktu tinggal dalam tangki 24 jam
Volume tangki	146 x 1,2 = 175 m ³

2.12 Anion Exchanger (TU-07)

Fungsi	= Menghilangkan anion terdapat dalam air Disebabkan oleh garam anion
Jenis	= Silinder vertical dengan bed
Bahan konstruksi	= Baja karbon SA 283 grade C
Air yang dilunakkan	= 14688 kg/j = 64,69 gpm = 3882 gal/j
Asumsi	
Kadar anion	= 145 ppm
Kadar air tidak terserap	= 50 ppm
Massa resin penyerap	= 12 jam
Anion yang dihilangkan	= 258241 grain
Kapasitas penyerapan	= 2 kgrain/ft ³
Volume resin	= 129,12 ft ³
Kecepatan penyerapan	= 5 gpm/ft ²
Kebutuhan zeolite	= 11620,8 lb = 5303 kg
Densitas resin	= 90 lb/ft
Kebutuhan resin anion	= 23242 lb = 10542 kg
Tebal dinding tangki	= 0,25 in

2.13 Tangki NaOH (TU-08)

Fungsi = Menyimpan NaOH 5% untuk
Regenerasi anion

Jenis = Silinder vertical

Resin yang digunakan = 129,12 ft³

Kebutuhan NaOH = 6,10 kg/j

Waktu regenerasi = 8 jam

Larutan NaOH yang digunakan 5%,

Densitas = 64,1 lb/ft

Volume NaOH 5% = 50,36 ft³

Volume NaOH = 5 x 50,36

= 251,79 ft³

= 7,13 m³

Dirancang overdesign 20% dan waktu tinggal dalam tangki 24 jam

Volume tangki 251 x 1,2 = 302 m³

2.14 Tangki penampungan sementara (TU-09)

Fungsi = Menampung air dari anion exchanger
sebelum proses daerasi

Jenis = Silinder horizontal

Air yang ditampung = 518,72 cuft/j

Dirancang overdesign 20% dan waktu tinggal dalam tangki 1 jam

Volume tangki 518,7 x 1,2 x 1 j= 622,46 cuft

2.15 Tangki Deaerator (TU-10)

Fungsi = Menghilangkan gas pada air menggunakan
Steam dan Na₂HPO₄.2H₂O

Jenis = Silinder horizontal

Air yang ditampung = 2955 kg/j

= 14,688 ton/j

= 518,7 cuft/j

Penambahan Na₂HPO₄.2H₂O = 14,688 kg/j

Dirancang overdesign 20% dan waktu tinggal dalam tangki $\frac{1}{2}$ jam

Volume tangki 518,7 x 1,2 x $\frac{1}{2}$ j= 311,23 cuft

2.16 Tangki $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ (TU-11)

Fungsi = Menyimpan natrium hidrofosfat digunakan dalam tangki deaerator

Jenis = Silinder tegak

Kebutuhan $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ = 14,688 kg/j

Larutan $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ yang digunakan dengan konsentrasi 1%

Volume $\text{Na}_2\text{HPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ = 1,4688 m^3/j

Dirancang oversized 20% dan waktu tinggal dalam tangki 1 hari

Volume tangki $1,4688 \times 1,2 \times 24 = 42,303 \text{ m}^3$

2.17 Tangki kondensat (TU-12)

Fungsi = Menampung kondensat yang keluar dari tangki deaerator dan air kondensat

Jenis = Silinder horizontal

Air yang ditampung = 19703 kg/j

= 19,703 m^3/j

Dirancang oversized 20% dan waktu tinggal dalam tangki $\frac{1}{2}$ jam

Volume tangki $19,703 \times 1,2 \times 1 \text{ j} = 23,754 \text{ m}^3$

2.18 Bak air pendingin (BU-06)

Fungsi = Menampung air pendingin yang berasal dari cooling tower dan air make-up

Jenis = persegi panjang

Bahan = Beton

Air yang ditampung = 409724 kg/j

= 409,724 m^3/j

Dirancang oversized 20% dan waktu tinggal dalam tangki 1 jam

Volume tangki $409,724 \times 1,2 \times 1 \text{ j} = 491,67 \text{ m}^3$

2.19 Bak penampung air dingin bekas (BU-07)

Fungsi = Menampung air pendingin bekas Sebelum masuk cooling tower

Jenis = Persegi panjang

Bahan = Beton

Air yang ditampung = 409724 kg/j

= 409,724 m^3/j

Dirancang oversized 20% dan waktu tinggal dalam tangki 1 jam

Volume tangki $409,724 \times 1,2 \times 1 \text{ j} = 491,67 \text{ m}^3$

2.20 Fan Cooling tower

Fungsi	= Menarik udara supaya berkontak langsung dalam cooling tower
Kapasitas	= 121862 ft ³ /men
Kelembaban	= 0,03557 lbmol air/ lbmol udara
BM campuran	= 28,47
V (air + udara)	= 401,14 ft ³ /lbmol
Kecepatan udara	= 303,79 lbmol/men
Power	= 21,7 Hp

2.21 Boiler

Fungsi	= menyediakan steam jenuh untuk memenuhi kebutuhan steam
Jenis	= Water-tube boiler
Kebutuhan perpindahan panas	= 334,1 ft ²
Dipilih tube	
NPS	= 3 in, sch.no : 40
ID	= 3,068 in = 0,2557 ft
OD	= 3,5 in
AO	= 0,917 ft ² perlin ft
Panjang tube	= 20 ft
Jumlah tube, Nt	= 183

2.22 Fan udara pembakar

Fungsi	= Mengalirkan udara ke furnace untuk pembakaran
Kapasitas	= 65271,2 lb/j = 2263,22 lbmol/j = 37,72 lbmol/men
Beda tekanan	= 0,3 psi
Kerja dilakukan kipas	= 12,278 kkal/kmol = 22,1 Btu/lbmol
Udara yang dialirkan	= 37,72 lbmol/men
Power	= 25 Hp

2.23 Pompa (PU-01)

Fungsi = Mengalirkan air dari sungai ke bak Pengendapan

Densitas air, ρ = 62,4 lb/cuft

Viskoitas air, μ = $5,71 \cdot 10^{-4}$ lb/dt.ft

Laju alir volumetric pemopaaan = $105.431 \text{ m}^3/\text{j}$

= 62,054 cuft/men

= 464,2 gpm

= 1,034 cuft/dt

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$D_{i \text{ opt}} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

$$D_{i \text{ opt}} = 5,90 \text{ in}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

$$\text{NPS : 6 in, sch.no} = 40$$

$$\text{ID : 6,065 in,} = 0,5054 \text{ ft}$$

$$\text{OD : 6,625 in}$$

$$\text{at : 28,9 in}^2 = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$\text{Dari fig.126, Brown didapatkan } \frac{\epsilon}{D} = 0,0030$$

$$\text{Dan dari fig.125, Brown, p.140 didapatkan } f = 0,0176$$

Menentukan head pompa, H

Direncanakan system pemipaan

$$\text{Panjang pipa lurus, L} = 300 \text{ ft}$$

$$4 \text{ buah standar elbow } 90^\circ \quad L_e = 72 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah globe valve} \quad L_e = 170 \text{ ft}$$

Persamaan Bernouilly

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2 (L + L_e)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

Power	= 5 Hp
Kecepatan putar	= 2400 rpm
Kapasitas pompa	= 340,75 gpm
Head pemompaan	= 24,42 ft-lbf/lbm

Specific speed ddihitung dengan persamaan (G.G. Brown, 1950)

$$N_s = \frac{N \times Q^{0,5}}{(g_c \times H)^{0,75}}$$

Ns yang diperkenankan antara 500 sampai 15000 (G.G. Brown, 1950)

2.24 Pompa (PU-02)

Fungsi	= Mengalirkan air dari bak pengendapan ke clarifier
Densitas air, ρ	= 62,4 lb/cuft
Viskoitas air, μ	= $5,71 \cdot 10^{-4}$ lb/dt.ft
Laju alir volumetric pemopaaan	= 105,431 m ³ /j
	= 62,054 cuft/men
	= 464,2 gpm
	= 1,034 cuft/dt

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$D_{i \text{ opt}} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

$$D_{i \text{ opt}} = 5,90 \text{ in}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

NPS : 6 in, sch.no	= 40
ID : 6,065 in,	= 0,5054 ft
OD : 6,625 in	
at : 28,9 in ²	= 0,2007 ft ²

Dari fig.126, Brown didapatkan $\frac{\epsilon}{D} = 0,0030$

Dan dari fig.125, Brown, p.140 didapatkan $f = 0,0176$

Menentukan head pompa, H

Direncanakan system pemipaan

Panjang pipa lurus, L	= 300 ft
4 buah standar elbow 90 Le	= 72 ft
1 buah globe valve Le	= 170 ft

Persamaan Bernouilly

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2(L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

Power	= 5 Hp
Kecepatan putar	= 2400 rpm
Kapasitas pompa	= 340,75 gpm
Head pemompaan	= 24,42 ft-lbf/lbm

Specific speed ddihitung dengan persamaan (G.G. Brown, 1950)

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{(gc \times H)^{0,75}}$$

Ns yang diperkenankan antara 500 sampai 15000 (G.G. Brown, 1950)

2.25 Pompa (PU-03)

Fungsi	= Mengalirkan air dari bak penyaring ke bak air bersih
Densitas air, ρ	= 62,4 lb/cuft
Viskoitas air, μ	= $5,71 \cdot 10^{-4}$ lb/dt.ft
Laju alir volumetric pemompaan	= 105.431 m ³ /j = 62,054 cuft/men = 464,2 gpm = 1,034 cuft/dt

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$Di_{opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

$$Di_{opt} = 5,90 \text{ in}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

NPS : 6 in, sch.no	= 40
ID : 6,065 in,	= 0,5054 ft

OD : 6,625 in

at : 28,9 in² = 0,2007 ft²

Dari fig.126, Brown didapatkan $\frac{\epsilon}{D} = 0,0030$

Dan dari fig.125, Brown, p.140 didapatkan $f = 0,0176$

Menentukan head pompa, H

Direncanakan system pemipaan

Panjang pipa lurus, L = 300 ft

4 buah standar elbow 90 Le = 72 ft

1 buah globe valve Le = 170 ft

Persamaan Bernouilly

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2 (L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

Power = 5 Hp

Kecepatan putar = 2400 rpm

Kapasitas pompa = 340,75 gpm

Head pemompaan = 24,42 ft-lbf/lbm

Specific speed ddihitung dengan persamaan (G.G. Brown, 1950)

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{(gc \times H)^{0,75}}$$

Ns yang diperkenankan antara 500 sampai 15000 (G.G. Brown, 1950)

2.26 Pompa (PU-04)

Fungsi = Mengalirkan air dari bak pengendapan ke clarifier

Densitas air, ρ = 62,4 lb/cuft

Viskoitas air, μ = $5,71 \cdot 10^{-4}$ lb/dt.ft

Laju alir volumetric pemompaan = 1250 m³/j

= 0,736 cuft/men

$$= 5,50 \text{ gpm}$$

$$= 0,0123 \text{ cuft/dt}$$

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$Di_{opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

$$Di_{opt} = 5,90 \text{ in}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

$$\text{NPS} : 0,75 \text{ in, sch.no} = 40$$

$$\text{ID} : 0,824 \text{ in,} = 0,0687 \text{ ft}$$

$$\text{OD} : 1,050 \text{ in}$$

$$\text{at} : 0,534 \text{ in}^2 = 0,0037 \text{ ft}^2$$

$$\text{Dari fig.126, Brown didapatkan } \frac{\epsilon}{D} = 0,0030$$

$$\text{Dan dari fig.125, Brown, p.140 didapatkan } f = 0,0292$$

Menentukan head pompa, H

Direncanakan system pemipaan

$$\text{Panjang pipa lurus, L} = 50 \text{ ft}$$

$$4 \text{ buah standar elbow } 90^\circ \quad Le = 8 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah globe valve} \quad Le = 25 \text{ ft}$$

Persamaan Bernouilly

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2(L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

$$\text{Power} = 0,50 \text{ Hp}$$

$$\text{Kecepatan putar} = 2400 \text{ rpm}$$

$$\text{Kapasitas pompa} = 5,50 \text{ gpm}$$

$$\text{Head pemompaan} = 21,16 \text{ ft-lbf/lbm}$$

Specific speed ddihitung dengan persamaan (G.G. Brown, 1950)

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{(gc \times H)^{0,75}}$$

Ns yang diperkenankan antara 500 sampai 15000 (G.G. Brown, 1950)

2.27 Pompa (PU-05)

Fungsi	= Mengalirkan air dari bak air bersih ke bak air pendingin dan tangki kation
Densitas air, ρ	= 62,4 lb/cuft
Viskoitas air, μ	= $5,71 \cdot 10^{-4}$ lb/dt.ft
Laju alir volumetric pemopaaan	= 14,688 m ³ /j = 8,645 cuft/men = 64,67 gpm = 0,1441 cuft/dt

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$Di_{opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

$$Di_{opt} = 5,90 \text{ in}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

NPS : 3 in, sch.no	= 40
ID : 3,068 in,	= 0,2557 ft
OD : 3,5 in	
at : 7,38 in ²	= 0,0513 ft ²

Dari fig.126, Brown didapatkan $\frac{\epsilon}{D} = 0,0059$

Dan dari fig.125, Brown, p.140 didapatkan $f = 0,0213$

Menentukan head pompa, H

Direncanakan system pemipaan

Panjang pipa lurus, L	= 20 ft
4 buah standar elbow 90 Le	= 40 ft
1 buah globe valve Le	= 90 ft

Persamaan Bernouilly

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Pipa ke bak air pendingin

Densitas air, ρ	= 62,4 lb/cuft
Viskoitas air, μ	= $5,71 \cdot 10^{-4}$ lb/dt.ft
Laju alir volumetric pemopaaan	= 61,459 m ³ /j = 36,173 cuft/men

$$= 270,58 \text{ gpm}$$

$$= 0,6029 \text{ cuft/dt}$$

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$Di_{opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

$$Di_{opt} = 5,90 \text{ in}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

$$\text{NPS : 6 in, sch.no} = 40$$

$$\text{ID : 6,056 in,} = 0,5054 \text{ ft}$$

$$\text{OD : 6,625 in}$$

$$\text{at : 28,9 in}^2 = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$\text{Dari fig.126, Brown didapatkan } \frac{\epsilon}{D} = 0,0030$$

$$\text{Dan dari fig.125, Brown, p.140 didapatkan } f = 0,00181$$

Menentukan head pompa, H

Direncanakan system pemipaan

$$\text{Panjang pipa lurus, L} = 200 \text{ ft}$$

$$\text{4 buah standar elbow 90 } Le = 72 \text{ ft}$$

$$\text{1 buah globe valve } Le = 170 \text{ ft}$$

Persamaan Bernouilly

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2 (L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

Total aliran

$$\text{Densitas air, } \rho = 62,4 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Viskoitas air, } \mu = 5,71 \cdot 10^{-4} \text{ lb/dt.ft}$$

$$\text{Laju alir volumetric pemopaaan} = 76,147 \text{ m}^3/\text{j}$$

$$= 44,818 \text{ cuft/men}$$

$$= 335,24 \text{ gpm}$$

$$= 0,7470 \text{ cuft/dt}$$

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$D_{i \text{ opt}} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

$$D_{i \text{ opt}} = 5,90 \text{ in}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

$$\text{NPS} : 6 \text{ in, sch.no} = 40$$

$$\text{ID} : 6,056 \text{ in,} = 0,5054 \text{ ft}$$

$$\text{OD} : 6,625 \text{ in}$$

$$\text{at} : 28,9 \text{ in}^2 = 0,2007 \text{ ft}^2$$

Dan dari fig.125, Brown, p.140 didapatkan $f = 0,0213$

Menentukan head pompa, H

Direncanakan system pemipaan

$$\text{Panjang pipa lurus, L} = 20 \text{ ft}$$

$$4 \text{ buah standar elbow } 90^\circ \quad L_e = 72 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah globe valve} \quad L_e = 170 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah standart T} = 36 \text{ ft}$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2(L + L_e)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

$$\text{Power} = 7,50 \text{ Hp}$$

$$\text{Kecepatan putar} = 2400 \text{ rpm}$$

$$\text{Kapasitas pompa} = 335,24 \text{ gpm}$$

$$\text{Head pemompaan} = 77,25 \text{ ft-lbf/lbm}$$

Specific speed ddihitung dengan persamaan (G.G. Brown, 1950)

$$N_s = \frac{N \times Q^{0,5}}{(gc \times H)^{0,75}}$$

N_s yang diperkenankan antara 500 sampai 15000 (G.G. Brown, 1950)

2.28 Pompa (PU-06)

Fungsi = Mengalirkan NaCl 10% yang digunakan untuk regenerasi pada kation exchanger

$$\text{Densitas air, } \rho = 62,4 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Viskoitas air, } \mu = 5,71 \cdot 10^{-4} \text{ lb/dt.ft}$$

$$\text{Laju alir pemopaan} = 0,0485 \text{ cuft/dt}$$

$$= 21,8 \text{ gpm}$$

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$Di_{opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

$$Di_{opt} = 1,71 \text{ in}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

$$\text{NPS} : 1,50 \text{ in, sch.no} = 40$$

$$\text{ID} : 1,610 \text{ in,} = 0,1342 \text{ ft}$$

$$\text{OD} : 1,900 \text{ in}$$

$$\text{at} : 2,040 \text{ in}^2 = 0,0142 \text{ ft}^2$$

$$\text{Dari fig.126, Brown didapatkan } \frac{\epsilon}{D} = 0,00112$$

Dan dari fig.125, Brown, p.140 didapatkan $f = 0,0243$

Menentukan head pompa, H

Direncanakan system pemipaan

$$\text{Panjang pipa lurus, L} = 30 \text{ ft}$$

$$4 \text{ buah standar elbow } 90^\circ \quad Le = 24 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah globe valve} \quad Le = 45 \text{ ft}$$

Persamaan Bernouilly

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2(L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

$$\text{Power} = 0,75 \text{ Hp}$$

$$\text{Kecepatan putar} = 2400 \text{ rpm}$$

$$\text{Kapasitas pompa} = 21,77 \text{ gpm}$$

$$\text{Head pemompaan} = 25,38 \text{ ft-lbf/lbm}$$

Specific speed ddihitung dengan persamaan (G.G. Brown, 1950)

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{(gc \times H)^{0,75}}$$

Ns yang diperkenankan antara 500 sampai 15000 (G.G. Brown, 1950)

2.29 Pompa (PU-07)

Fungsi	= Mengalirkan NaOH 5% yang digunakan untuk regenerasi pada anion exchanger
Densitas air, ρ	= 62,4 lb/cuft
Viskoitas air, μ	= $5,71 \cdot 10^{-4}$ lb/dt.ft
Larutan yang dipompa	= 50,36 ft ³
Waktu pemompaan	= 10 menit
Laju alir pemompaan	= 0,0839 cuft/dt = 37,7 gpm

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$Di_{opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

$$Di_{opt} = 2,91 \text{ in}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

NPS : 2 in, sch.no	= 40
ID : 2,067 in,	= 0,1723 ft
OD : 2,38 in	
at : 3,35 in ²	= 0,0233 ft ²

Dari fig.126, Brown didapatkan $\frac{\epsilon}{D} = 0,0087$

Dan dari fig.125, Brown, p.140 didapatkan $f = 0,0227$

Menentukan head pompa, H

Direncanakan system pemipaan

Panjang pipa lurus, L	= 30 ft
4 buah standar elbow 90 Le	= 24 ft
1 buah globe valve Le	= 60 ft

Persamaan Bernouilly

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2 (L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

Power	= 1 Hp
Kecepatan putar	= 2400 rpm
Kapasitas pompa	= 37,67 gpm
Head pemompaan	= 25,17 ft-lbf/lbm

Specific speed ddihitung dengan persamaan (G.G. Brown, 1950)

$$N_s = \frac{N \times Q^{0,5}}{(g_c \times H)^{0,75}}$$

Ns yang diperkenankan antara 500 sampai 15000 (G.G. Brown, 1950)

2.30 Pompa (PU-08)

Fungsi	= Mengalirkan air dari tangki penampungan Sementara ke tangki deaerator
Densitas air, ρ	= 62,4 lb/cuft
Viskoitas air, μ	= $5,71 \cdot 10^{-4}$ lb/dt.ft
Laju alir pemopaan	= 14,688 m ³ /j = 8,645 cuft/men = 64,67 gpm = 0,1441 cuft/dt

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$D_{i \text{ opt}} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

$$D_{i \text{ opt}} = 2,79 \text{ in}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

NPS : 3 in, sch.no	= 40
ID : 3,068 in,	= 0,2557 ft
OD : 3,5 in	
at : 7,38 in ²	= 0,0512 ft ²

Dari fig.126, Brown didapatkan $\frac{\epsilon}{D} = 0,00059$

Dan dari fig.125, Brown, p.140 didapatkan $f = 0,0213$

Menentukan head pompa, H

Direncanakan system pemipaan

Panjang pipa lurus, L	= 50 ft
4 buah standar elbow 90 Le	= 40 ft
1 buah globe valve Le	= 90 ft

1 buah standar T = 18 ft

Persamaan Bernouilly

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2 (L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

Power = 1,50 Hp
 Kecepatan putar = 2400 rpm
 Kapasitas pompa = 64,67 gpm
 Head pemompaan = 26,77 ft-lbf/lbm

Specific speed ddihitung dengan persamaan (G.G. Brown, 1950)

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{(gc \times H)^{0,75}}$$

Ns yang diperkenankan antara 500 sampai 15000 (G.G. Brown, 1950)

2.31 Pompa (PU-09)

Fungsi = Mengalirkan air dari tangki penampungan
 Sementara ke tangki deaerator

Densitas air, ρ = 62,4 lb/cuft
 Viskoitas air, μ = $5,71 \cdot 10^{-4}$ lb/dt.ft
 Laju alir pemopaan = 14,688 m³/j
 = 8,645 cuft/men
 = 64,67 gpm
 = 0,1441 cuft/dt

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$Di_{opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

$$Di_{opt} = 2,79 \text{ in}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

$$\text{NPS : 3 in, sch.no} = 40$$

$$\text{ID} : 3,068 \text{ in}, \quad = 0,2557 \text{ ft}$$

$$\text{OD} : 3,5 \text{ in}$$

$$\text{at} : 7,38 \text{ in}^2 \quad = 0,0512 \text{ ft}^2$$

Dari fig.126, Brown didapatkan $\frac{\varepsilon}{D} = 0,00059$

Dan dari fig.125, Brown, p.140 didapatkan $f = 0,0213$

Menentukan head pompa, H

Direncanakan system pemipaan

Panjang pipa lurus, L = 30 ft

4 buah standar elbow 90 Le = 40 ft

1 buah globe valve Le = 90 ft

Persamaan Bernouilly

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2(L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

Power = 1,50 Hp

Kecepatan putar = 4800 rpm

Kapasitas pompa = 64,67 gpm

Head pemompaan = 312,56 ft-lbf/lbm

Specific speed ddihitung dengan persamaan (G.G. Brown, 1950)

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{(gc \times H)^{0,75}}$$

Ns yang diperkenankan antara 500 sampai 15000 (G.G. Brown, 1950)

2.32 Pompa (PU-10)

Fungsi = Mengalirkan air yang sudah didinginkan oleh cooling tower ke bak pendingin

Densitas air, ρ = 62,4 lb/cuft

Viskoitas air, μ = $5,71 \cdot 10^{-4}$ lb/dt.ft

Laju alir pemopaaan = 409.724 m³/j

$$= 241.154 \text{ cuft/men}$$

$$= 1803,84 \text{ gpm}$$

$$= 4,0192 \text{ cuft/dt}$$

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$Di \text{ opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

$$Di \text{ opt} = 12,48 \text{ in}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

$$\text{NPS} : 12 \text{ in, sch.no} = 30$$

$$\text{ID} : 12,09 \text{ in,} = 1,0075 \text{ ft}$$

$$\text{OD} : 12,75 \text{ in}$$

$$\text{at} : 115 \text{ in}^2 = 0,7986 \text{ ft}^2$$

$$\text{Dari fig.126, Brown didapatkan } \frac{\varepsilon}{D} = 0,00015$$

Dan dari fig.125, Brown, p.140 didapatkan $f = 0,0148$

Menentukan head pompa, H

Direncanakan system pemipaan

$$\text{Panjang pipa lurus, L} = 60 \text{ ft}$$

$$4 \text{ buah standar elbow } 90^\circ \quad Le = 136 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah globe valve} \quad Le = 340 \text{ ft}$$

Persamaan Bernouilly

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2 (L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

$$\text{Power} = 15 \text{ Hp}$$

$$\text{Kecepatan putar} = 2400 \text{ rpm}$$

$$\text{Kapasitas pompa} = 1803,84 \text{ gpm}$$

$$\text{Head pemompaan} = 18,49 \text{ ft-lbf/lbm}$$

Specific speed ddihitung dengan persamaan (G.G. Brown, 1950)

$$N_s = \frac{N \times Q^{0,5}}{(g_c \times H)^{0,75}}$$

N_s yang diperkenankan antara 500 sampai 15000 (G.G. Brown, 1950)

2.33 Pompa (PU-11)

Fungsi	= Mengalirkan air pendingin yang telah digunakan ke cooling tower
Densitas air, ρ	= 62,4 lb/cuft
Viskoitas air, μ	= $5,71 \cdot 10^{-4}$ lb/dt.ft
Laju alir pemopaaan	= 409.724 m ³ /j
	= 241.154 cuft/men
	= 1803,84 gpm
	= 4,0192 cuft/dt

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$D_{i \text{ opt}} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

$$D_{i \text{ opt}} = 12,48 \text{ in}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

NPS : 12 in, sch.no	= 30
ID : 12,09 in,	= 1,0075 ft
OD : 12,75 in	
at : 115 in ²	= 0,7986 ft ²

Dari fig.126, Brown didapatkan $\frac{\epsilon}{D} = 0,00015$

Dan dari fig.125, Brown, p.140 didapatkan $f = 0,0148$

Menentukan head pompa, H

Direncanakan system pemipaan

Panjang pipa lurus, L	= 60 ft
4 buah standar elbow 90	Le = 136 ft
1 buah globe valve	Le = 340 ft

Persamaan Bernouilly

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{g_c} + \frac{\Delta v^2}{2 \times g_c} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2(L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

Power	= 15 Hp
Kecepatan putar	= 2400 rpm
Kapasitas pompa	= 1803,84 gpm
Head pemompaan	= 18,49 ft-lbf/lbm

Specific speed ddihitung dengan persamaan (G.G. Brown, 1950)

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{(gc \times H)^{0,75}}$$

Ns yang diperkenankan antara 500 sampai 15000 (G.G. Brown, 1950)

2.34 Pompa (PU-12)

Fungsi	= Mengalirkan air yang sudah didinginkan oleh cooling tower ke bak air pendingin
Densitas air, ρ	= 62,4 lb/cuft
Viskoitas air, μ	= $5,71 \cdot 10^{-4}$ lb/dt.ft
Laju alir pemopaaan	= 409.724 m ³ /j
	= 241.154 cuft/men
	= 1803,84 gpm
	= 4,0192 cuft/dt

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$Di_{opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

$$Di_{opt} = 12,48 \text{ in}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

NPS : 12 in, sch.no	= 30
ID : 12,09 in,	= 1,0075 ft
OD : 12,75 in	
at : 115 in ²	= 0,7986 ft ²

Dari fig.126, Brown didapatkan $\frac{\varepsilon}{D} = 0,00015$

Dan dari fig.125, Brown, p.140 didapatkan $f = 0,0148$

Menentukan head pompa, H

Direncanakan system pemipaan

Panjang pipa lurus, L = 60 ft

4 buah standar elbow 90 Le = 136 ft

1 buah globe valve Le = 340 ft

Persamaan Bernouilly

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2(L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

Power = 15 Hp

Kecepatan putar = 2400 rpm

Kapasitas pompa = 1803,84 gpm

Head pemompaan = 18,49 ft-lbf/lbm

Specific speed ddihitung dengan persamaan (G.G. Brown, 1950)

$$Ns = \frac{N \times Q^{0,5}}{(gc \times H)^{0,75}}$$

Ns yang diperkenankan antara 500 sampai 15000 (G.G. Brown, 1950)

2.35 Pompa (PU-13)

Fungsi = Mengalirkan kondensat masuk ke steam boiler furnace

Densitas air, ρ = 62,4 lb/cuft

Viskoitas air, μ = $5,71 \cdot 10^{-4}$ lb/dt.ft

Laju alir pemopaaan = $19.795 \text{ m}^3/\text{j}$

= 11.651 cuft/men

= 87,15 gpm

= 0,1942 cuft/dt

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$Di_{opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

$$Di_{opt} = 12,48 \text{ in}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

$$\text{NPS} : 3 \text{ in, sch.no} = 30$$

$$\text{ID} : 3,068 \text{ in,} = 0,2557 \text{ ft}$$

$$\text{OD} : 3,5 \text{ in}$$

$$\text{at} : 7,38 \text{ in}^2 = 0,0512 \text{ ft}^2$$

$$\text{Dari fig.126, Brown didapatkan } \frac{\varepsilon}{D} = 0,00059$$

Dan dari fig.125, Brown, p.140 didapatkan $f = 0,0205$

Menentukan head pompa, H

Direncanakan system pemipaan

$$\text{Panjang pipa lurus, L} = 100 \text{ ft}$$

$$4 \text{ buah standar elbow } 90^\circ \quad Le = 40 \text{ ft}$$

$$1 \text{ buah globe valve} \quad Le = 90 \text{ ft}$$

Persamaan Bernouilly

$$-ws = \frac{\Delta z \times g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times gc} + \frac{\Delta p}{\rho} + \Sigma F$$

Friksi head

$$\Sigma F = \frac{f \times V^2(L + Le)}{2 \times gc \times D}$$

Menentukan tenaga pompa, BHP

$$BHP = \frac{\rho Q H}{\eta}$$

$$\text{Power} = 2 \text{ Hp}$$

$$\text{Kecepatan putar} = 2400 \text{ rpm}$$

$$\text{Kapasitas pompa} = 87,15 \text{ gpm}$$

$$\text{Head pemompaan} = 25,27 \text{ ft-lbf/lbm}$$

Specific speed ddihitung dengan persamaan (G.G. Brown, 1950)

$$N_s = \frac{N \times Q^{0,5}}{(g_c \times H)^{0,75}}$$

N_s yang diperkenankan antara 500 sampai 15000 (G.G. Brown, 1950)

2.36 Pompa (PU-14)

Fungsi	= Mengalirkan bahan bakar dari tangki Penyimpanan ke furnace
Densitas, ρ	= 59,65 lb/cuft
Laju alir pemopaaan	= $Q = \frac{M}{\rho}$ = 64,6 cuft/j = 0,0179 cuft/dt = 8,1 gpm

Dari pers. 15 Peters, ed.3 didapatkan

$$D_{i \text{ opt}} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13}$$

$$D_{i \text{ opt}} = 1,09 \text{ in}$$

Dari tabel 11 Kern, dipilih pipa

NPS : 1 in, sch.no	= 40
ID : 1,049 in,	= 0,0874 ft
OD : 1,320 in	
at : 0,864 in ²	= 0,0060 ft ²

Power	= 0,75 Hp
Kecepatan putar	= 3600 rpm
Head pemompaan	= 50 ft-lbf/lbm

Specific speed ddihitung dengan persamaan (G.G. Brown, 1950)

$$N_s = \frac{N \times Q^{0,5}}{(g_c \times H)^{0,75}}$$

N_s yang diperkenankan antara 500 sampai 15000 (G.G. Brown, 1950)

3. Perancangan Kebutuhan Listrik

Kebutuhan listrik untuk pabrik meliputi :

1. Listrik untuk keperluan proses dan pengolahan air

Nama dan alat proses	Power, Hp	Jumlah	Σ power, Hp
<i>Mixer</i>	45,78	1	45,78
<i>Reactor</i>	34,21	1	34,21
Blower	900	1	900
<i>Rotary Dryer</i>	10	1	10
Bucket Elevator-01	7,5	1	7,5
Bucket Elevator-02	5	1	5
Belt Conveyor-01	3	1	3
Belt Conveyor-02	2	1	2
Belt Conveyor-03	7,5	1	7,5
Belt Conveyor-04	7,5	1	7,5
<i>Kristalizer</i>	10,66	1	10,66
<i>Centrifugal Filter</i>	15	1	15
<i>Rotary Drier</i>	75	1	75
Pompa-01	2	1	2
Pompa-02	15	1	15
Pompa-03	1,5	1	15
Pompa-04	2	1	2
Pompa-05	3	1	3
Pompa-06	5	1	5
Pompa-07	3	1	3
Pompa-08	1,5	1	1,5
Pompa-09	0,5	1	0,5
Pompa-10	2	1	2

Pompa-11	5	1	5
Pompa-12	2	1	2
Pompa-13	2	1	2
Total			1181,15

Diketahui 1 HP = 0,7457 kW

Power yang dibutuhkan 880,7835 kW

2. Listrik untuk utilitas

Nama dan alat proses	Power, Hp	Jumlah	Σ power, Hp
Pompa-01	5	1	5
Pompa-02	5	1	5
Pompa-03	5	1	5
Pompa-04	0,5	1	0,5
Pompa-05	7,5	1	7,5
Pompa-06	0,75	1	0,75
Pompa-07	1	1	1
Pompa-08	1,5	1	1,5
Pompa-09	15	1	15
Pompa-10	15	1	0,5
Pompa-11	15	1	15
Pompa-12	15	1	15
Pompa-13	2	1	2
Pompa-14	0,75	1	0,75
Pompa-15	0,5	1	0,5
Tangki Clarifier	5	1	5
Fan Cooling Tower	25	1	25
Fan Udara Pembakar	25	1	25

Total			130
--------------	--	--	------------

Diketahui 1 HP = 0,7457 kW

Power dibutuhkan = 96,941 KW

3. Listrik untuk menngerakan alat-alat

Listrik untuk penggerak alat-alat diperkirakan sebesar = 988,43 kW

Listrik untuk penerangan diperkirakan sebesar = 100 kW

4. Listrik untuk Instrumentasi

Listrik yang digunakan diperkirakan sebesar = 197,67 kW

5. Listrik untuk Penerangan

Listrik untuk perkantoran = 25 kW

Listrik untuk penerangan diperkiraakan sebesar = 197,67 kW

Total kebutuhan listrik = 1383,77 kW

Emergency generator yang digunakan mempunyai efisiensi 65%

Maka input generator = $104,295 \times 65\% = 67,8175$ kW

Spesifikasi generator

Tipe = AC Generator

Heating value = 18250 Btu/lb

Efisiensi = 65%

ρ solar = 0,8 gr/cm³

Kebutuhan solar = 180,760 kg/jam

Bahan bakar = Solar

BAB VIII

Ekonomi Teknik

Dalam prarancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lama modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas atau suatu titik dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak dan layak atau tidak jika didirikan

Dasar perhitungan :

Kapasitas produksi : 75.000 ton / tahun

Pabrik beroperasi : 330 hari kerja

Umur alat : 10 tahun

Nilai kurs 1 USD : 14500 (kursdollar.net)

Tahun evaluasi : 2019

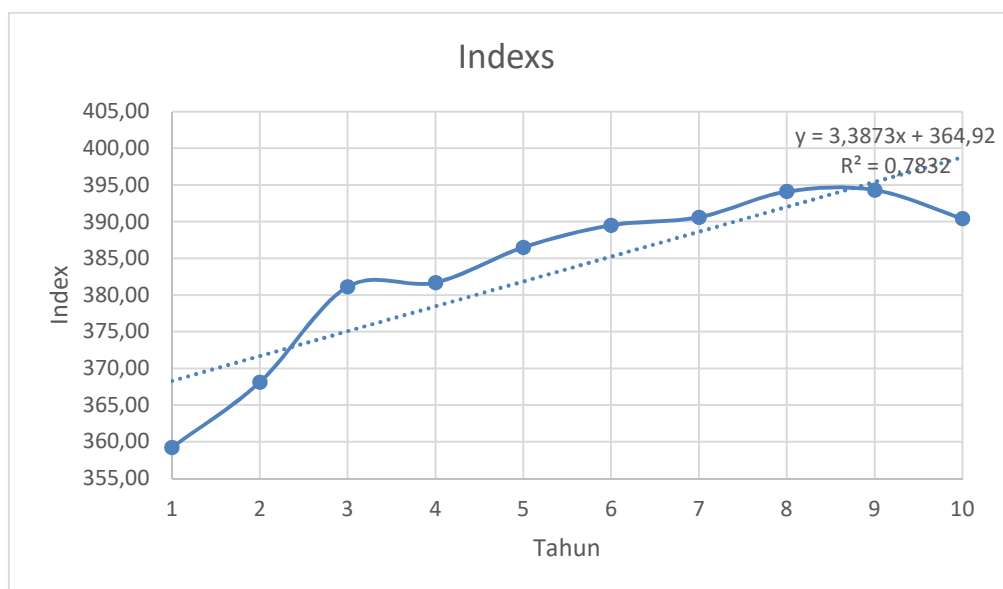
Harga alat pada tahun : 2015

Pabrik didirikan pada tahun 2024

Indeks dari Peters,2003

Tahun ke	Tahun	Indeks
1	1993	359,2
2	1994	268,1
3	1995	381,1
4	1996	381,7
5	1997	386,5
6	1998	389,5
7	1999	390,6
8	2000	394,1
9	2001	394,3
10	2002	390,4

Dibuat grafik indexes VS tahun di excel



Dari grafik diatas diperoleh persamaan $y = 3,387 x + 364,9$

Tahun 2018 adalah tahun ke 26 maka x masukkan angka 26, ketemu indeks tahun 2018

Tahun 2023 = 469,897

Tahun 2018 = 452,962

Tahun 2012 = 432,64

Present cost = original cost x index value at time/ index value at time original cost

Harga upah buruh di Gresik Rp 4.197.030

Harga alat di www.Matche.com

No.	Nama alat	jumlah	Harga/unit Th. 2024 (\$)	Total (\$)
1	Mixer	2	915023	1830046
2	Reaktor	2	134203	268406
3	Tangki Netraliser	1	64661	64661
4	Tangki Pencampur	1	59781	59781
5	Tangki Suspensi	1	134203	134203
6	Rotary drum filter	1	146403	146403
7	Evaporator	2	768619	1537238
8	Crystallizer	1	195204	195204
9	Rotary drier	1	253808	253808
10	Centrifugal Filter	1	91502	91502
11	Thickener	1	24400	24400
12	Heat exchanger	2	34160	68320
13	Separator	1	12200	12200
14	Accumulator 01	1	13420	13420
15	Accumulator 02	1	7320	7320
16	Hopper	1	37820	37820
17	Bin	1	146403	146403
18	Barometric condensor 01	1	6222	6222
19	Barometric condensor 02	1	4026	4026
20	Steam jet ejector	2	2562	5124
21	Cyclon separator	1	25620	25620
22	Filter udara	1	51241	51241
23	Blower	2	280607	561214
24	Belt conveyor 01	1	47581	47581
25	Belt conveyor 02	1	47581	47581
26	Belt conveyor 03	1	28060	28060
27	Belt conveyor 04	1	47581	47581
28	Bucket elevator 01	1	11102	11102
29	Bucket elevator 02	1	11102	11102
30	Pompa 01	2	5856	11712
31	Pompa 02	2	13469	26938
32	Pompa 03	2	7320	14640
33	Pompa 04	2	8491	16982
34	Pompa 05	2	8491	16982
35	Pompa 06	2	8491	16982
36	Pompa 07	2	8198	16396
37	Pompa 08	2	20008	40016
38	Pompa 09	2	2342	4684
39	Pompa 10	2	8198	16396
40	Pompa 11	2	8198	16396
41	Pompa 12	2	5270	10540
42	Pompa 13	2	4977	9954
				6056207

Physical Plant Cost (PPC)

$$PEC = \text{USD } 60.556207 = \text{Rp } 878.065.001,500$$

1. Delivered equipment cost (DEC)

Diperkirakan biaya transportasi alat sampai ditempat 10% PEC (Peters,2003)

$$\text{Biaya alat sampai dipelabuhan} = 25\% \times \text{PEC} = \text{Rp } 219.516.250.375$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya pembongkaran} + \text{biaya penyimpanan} + \text{biaya transport sampai tempat} \\ = 2\% \times \text{PEC} = \text{Rp } 17.561.300.030 \end{aligned}$$

$$\text{Biaya alat sampai ditempat (DEC)} = \text{Rp } 111.525.050.165$$

2. Biaya instalasi (biaya pasang alat) 25-55% PEC (Peters, 2003)

$$\text{Material } 11\% \text{ PEC} = 11\% \times \text{Rp } 878.065.001,500 = \text{Rp } 96.587.150.165$$

$$\text{Buruh } 32\% \text{ PEC} = 32\% \times \text{Rp } 878.065.001,500 = \text{Rp } 280.980.800.480$$

$$= \$ 19.377.986,24$$

Perhitungan karyawan didasarkan sebagai berikut

$$\begin{aligned} \text{Jumlah buruh asing dibandingkan buruh Indonesia} &= 5 : 95 \\ \text{Upah buruh asing} &= \$ 20/ \text{ man hours} \\ \text{Upah buruh Indonesia} &= \text{Rp } 12.000,00 \\ \text{Perbandingan man hours asing : man hours Indonesia} &= 1 : 3 \\ \text{Perbandingan man hours didasarkan pada buruh asing} & \\ \text{Man hours} &= \frac{\$ 1.937.986,20}{\$ 20} = \$ 96.899,31 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga asing} &= (0,05) (96.889,31) (\$ 20) \\ &= \$ 96.899,31 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Inonesia} &= (0,95) (96.889,31) (\text{Rp } 12.000,00) (3) \\ &= \text{Rp } 3.313.960.000,00 \end{aligned}$$

3. Pemipaan (biaya pasang pipa) untuk cairan sampai 36% (Peters,2003)

$$\begin{aligned} \text{Material } 21\% \text{ PEC} &= 21\% \times \text{Rp } 878.065.001,500 &= \text{Rp } 184.393.650.315 \\ \text{Buruh } 15\% \text{ PEC} &= 15\% \times \text{Rp } 878.065.001,500 &= \text{Rp } 131.709.750.225 \\ & &= \$ 9.083.431,05 \end{aligned}$$

$$\text{Man hours} = \frac{\$ 9.083.431,05}{\$ 20} = \$ 45.421,55$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga asing} &= (0,05) (45.421,55) (\$ 20) \\ &= \$ 45.421,55 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Inonesia} &= (0,95) (45.421,55) (\text{Rp } 12.000,00) (3) \\ &= \text{Rp } 1.553.420.000,00 \end{aligned}$$

4. Instrumentasi (biaya pemasangan alat alat control) 8 – 50% (Peters,2003)

$$\begin{aligned} \text{Material } 24\% \text{ PEC} &= 24\% \times \text{Rp } 878.065.001,500 &= \text{Rp } 210.735.600.360 \\ \text{Buruh } 6\% \text{ PEC} &= 6\% \times \text{Rp } 878.065.001,500 &= \text{Rp } 878.065.001,500 \\ & &= \$ 363.372,41 \end{aligned}$$

$$\text{Man hours} = \frac{\$ 363.372,41}{\$ 20} = \$ 18.168,62$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga asing} &= (0,05) (18.168,62) (\$ 20) \\ &= \$ 18.168,62 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Inonesia} &= (0,95) (18.168,62) (\text{Rp } 12.000,00) (3) \\ &= \text{Rp } 621.370.000,00 \end{aligned}$$

Biaya instrumentasi total

$$= \$ 1.453.489,65 + \$ 18.168,62 + \text{Rp } 621.370.000,00$$

$$= \$ 1.471.658,27 + \text{Rp } 621.370.000,00$$

$$= \text{Rp } 21.960.414.915,00$$

5. Isolasi (Tabel 21, Aries – Newton, p.98)

$$\begin{aligned} \text{Material } 3\% \text{ PEC} &= 3\% \times \text{Rp } 878.065.001,500 &= \text{Rp } 26.341.950,045 \\ \text{Buruh } 5\% \text{ PEC} &= 5\% \times \text{Rp } 878.065.001,500 &= \text{Rp } 43.903.250,075 \\ & &= \$ 302.810,35 \end{aligned}$$

$$\text{Man hours} = \frac{\$ 302.810,35}{\$ 20} = \$ 15.140,52$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga asing} &= (0,05) (15.140,52) (\$ 20) \\ &= \$ 15.140,52 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Inonesia} &= (0,95) (15.140,52) (\text{Rp } 12.000,00) (3) \\ &= \text{Rp } 517.810.000,00 \end{aligned}$$

Biaya isolasi total

$$\begin{aligned} &= \$ 1181.686,21 + \$ 15.140,52 + \text{Rp } 517.810.000,00 \\ &= \$ 196.826,71 + \text{Rp } 517.810.000,00 \\ &= \text{Rp } 3.371.797.440,00 \end{aligned}$$

6. Listrik 12-30% PEC (Peters,2003)

$$\begin{aligned} \text{Material } 12\% \text{ PEC} &= 12\% \times \text{Rp } 878.065.001,500 &= \text{Rp } 105.367.800,18 \\ \text{Buruh } 3\% \text{ PEC} &= 3\% \times \text{Rp } 878.065.001,500 &= \text{Rp } 26.341.950,045 \\ & &= \$ 181.686,21 \end{aligned}$$

$$\text{Man hours} = \frac{\$ 181.686,21}{\$ 20} = \$ 9.084,31$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga asing} &= (0,05) (9.084,31) (\$ 20) \\ &= \$ 9.084,31 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Inonesia} &= (0,95) (9.084,31) (\text{Rp } 12.000,00) (3) \\ &= \text{Rp } 310.680.000,00 \end{aligned}$$

Biaya isolasi total

$$\begin{aligned} &= \$ 726.744,82 + \$ 9.084,31 + \text{Rp } 310.680.000,00 \\ &= \$ 735.829,13 + \text{Rp } 310.680.000,00 \\ &= \text{Rp } 10.980.202.385,00 \end{aligned}$$

7. Peralatan utilitas PEC-UT (Tabel 18, Aries – Newton, p.77)

No.	Nama alat	jumlah	Harga/unit Th 2024 (\$)	Total (\$)
1	Tangki Lar. Na ₂ CO ₃	1	17093	17093
2	Tangki Lar. Alum	1	9183	9183
3	Tangki Lar. Kaporit	1	3263	3263
4	Tangki Clarifier	1	68264	68264
5	Kation exchanger	2	15157	30314
6	Tangki Lar. NaOH	1	29485	29485
7	Anion exchanger	2	79715	159430
8	Tangki Lar. NaCl	1	21740	21740
9	Tangki Air Lunak	1	46800	46800
10	Tangki Deaerator	1	32140	32140
11	Tangki Lar. Na ₂ HPO ₄ .2H ₂ O	1	56038	56038
12	Tangki Kondensat	1	46800	46800
13	Cooling Tower	1	114179	114179
14	Generator	1	622380	622380
15	Steam boiler	1	569789	569789
16	Pompa (PU-01)	2	4259	8518
17	Pompa (PU-02)	2	4259	8518
18	Pompa (PU-03)	2	4259	8518
19	Pompa (PU-04)	2	663	1326
20	Pompa (PU-05)	2	4204	8408
21	Pompa (PU-06)	2	1217	2434
22	Pompa (PU-07)	2	1548	3096
23	Pompa (PU-08)	2	1991	3982
24	Pompa (PU-09)	2	1991	3982
25	Pompa (PU-10)	2	8961	17922
26	Pompa (PU-11)	2	8961	17922
27	Pompa (PU-12)	2	8961	17922
28	Pompa (PU-13)	2	2323	4646
29	Pompa (PU-14)	2	774	1548
30	Fan Udara Pembakar	2	5034	10068
31	Fan Cooling Tower	2	33412	66824
32	Bak pengendap	1	2496 m ³ = Rp	124790000
33	Bak Saringan pasir	1	21 m ³ = Rp	1060000
34	Bak air bersih	1	2496 m ³ = Rp	124790000
35	Bak Air Pendingin	1	686 m ³ = Rp	34310000
36	Bak Air Pendingin bekas	1	686 m ³ = Rp	34310000
37	Bak air minum	1	43 m ³ = Rp	2150000
			\$ 2.012.532 + Rp	321.410.000,00

$$\text{Utility cost} = \$ 2.012.532 + \text{Rp } 321.410.000,00$$

$$= 29.503.124.000,00$$

$$\text{Biaya alat di Negara pembuat (PEC-UT)} = \$ 2.012.532$$

$$\text{Biaya alat sampai pelabuhan} = 25\% \times (\text{PEC-UT})$$

$$= \$ 503.133$$

$$\text{Biaya pembongkaran + biaya penyimpanan + biaya transport } 2\% \times (\text{PEC-UT})$$

$$\text{Biaya alat sampai di tempat} = \$ 2.555.915,60$$

$$= \text{Rp } 37.060.776.200,00$$

$$\text{Harga alat yang dibuat di dalam negeri} = \text{Rp } 321.410.000,00$$

$$\begin{aligned} \text{Material 11\% PEC} &= 11\% \times \text{Rp } 878.065.001,500 = \text{Rp } 96.587.150,165 \\ \text{Buruh 32\% PEC} &= 32\% \times \text{Rp } 878.065.001,500 = \text{Rp } 280.980.800,48 \\ &= \$ 644.010,23 \end{aligned}$$

$$\text{Man hours} = \frac{\$ 644.010,23}{\$ 20} = \$ 32.200,51$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga asing} &= (0,05) (32.200,51) (\$ 20) \\ &= \$ 32.200,51 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Indonesia} &= (0,95) (32.200,51) (\text{Rp } 12.000,00) (3) \\ &= \text{Rp } 1.101.260.000,00 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya pemasangan alat utilitas total} &= \$ 221.378,52 + \$ 32.200,51 + \text{Rp } 1.101.260.000,00 \\ &= \$ 253.579,03 + \text{Rp } 1.101.260.000,00 \\ &= \text{Rp } 10.980.202.385,00 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Biaya Utilitas total (Utility total cost)} &= \text{Harga alat di tempat} + \text{harga alat yang dibuat di} \\ &\quad \text{Indonesia} + \text{biaya pemasangan alat} \\ &= \$ 2.555.915,60 + \text{Rp } 321.410.000,00 + \\ &\quad \$ 253.579,03 + \text{Rp } 1.101.260.000,00 \\ &= \$ 2.809.494,63 + \text{Rp } 1.422.670.000,00 \\ &= \text{Rp } 42.160.342.135,00 \end{aligned}$$

8. Bangunan

1	Kantor		30 x 20	600 m ²
2	Gedung pertemuan		15 x 12	180 m ²
3	Perpustakaan		10 x 8	80 m ²
4	Masjid		10 x 5	50 m ²
5	Koperasi		10 x 10	100 m ²
6	Kantin		30 x 15	450 m ²
7	Utilitas		31 x 20	620 m ²
8	Laboratorium		20 x 20	400 m ²
9	Ruang kontrol		30 x 10	300 m ²
10	Daerah proses		50 x 40	2000 m ²
11	Gudang produk		30 x 12	360 m ²
12	Gudang bahan baku		30 x 12	360 m ²
13	UPL		25 x 13	325 m ²
14	Bengkel		20x 10	200 m ²
15	K3 and fire hidrant		10 x 10	100 m ²
16	Poliklinik		10 x 10	100 m ²
17	Pos keamanan		8 x 6	48 m ²
18	Tempat parkir karyawan		20 x25	500 m ²
19	Area perluasan		112 x30	3360 m ²
20	Parkir truk		35x36	1260 m ²
21	Jalan		1852.71	1852.71 m ²
22	Taman		500	500 m ²
TOTAL				13745.71 m ²

Harga bangunan = Rp 2.000.000,00/ m²

Biaya bangunan = Rp 32.989.714.800,00

9. Tanah

Luas tanah = 13.745,71 m²

Harga tanah = Rp 1.100.000/ m²

Biaya tanah = 13.745,71 x Rp 1.100.000

= Rp 15.120.285.100

Perincian modal tetap (Fixed Capital Investment, FCI)

No	Macam Biaya	US \$	Rp
1.	Harga Peralatan	7691.382,77	-
2.	Biaya Pemasangan alat	763.082,08	3.313.960.000
3.	Biaya Pemipaan	1.317.224,99	1.553.420.000
4.	Biaya instrumentasi	1.471.658,27	621.370.000
5.	Biaya Isolasi	196.826,72	517.810.000
6.	Biaya Listrik	735.829,13	310.680.000
7.	Peralatan Utilitas	2.809.494,63	1.422.670.000
8.	Biaya Bangunan	-	32.989.714.800
9.	Harga tanah dan perbaikan	-	15.120.285.200
	Physical Plant Cost (PPC):	14.985.498,60	55.849.910.000

10. Engineering and construction (EC) (Peters, hal 273)
 $25\% \times \text{PEC} = \$ 3.746.374,65 + \text{Rp } 13.962.477.000,00$

Direct plant cost (DPC) = PPC + EC
 $= \$ 18.731.873,25 + \text{Rp } 69.812.387.000$
 $= \text{Rp } 341.424.540.125$

11. Contractor Fee (CF)
 $6\% \times \text{DPC} = \$ 1.123.912,37 + \text{Rp } 4.188.743.000,00$

12. Contingency cost (Biaya tidak terduga)
 $15\% \times \text{DPC} = \$ 2.809.781,10 + \text{Rp } 10.471.858.000,00$

Fixed capital investmen (FCI)
 $= \text{DPC} + \text{CF} + \text{C}$
 $= \$ 22.665.567,34 + \text{Rp } 84.472.988.000$
 $= \text{Rp } 413.123.714.425,00$

Faktor Lang
 $= \frac{\text{FCI}}{\text{PEC}}$
 $= \frac{\$ 28.491.290,65}{\$ 6.056.207}$
 $= 4,70$

Manufacturing cost (Biaya produksi)

Direct Manufacturing cost

1. Bahan baku (Raw material)

Bahan	Kebutuhan (kg/jam)	Kebutuhan (ton/th)	Harga (Rp/ton)	Pembelian (Rp/ton)
CaCO ₃	6.927,32	60.724,89	1.348.500	81.887.514,165
Ca(OH) ₂	76,5	670,6	1.450.000	972.370.000
HCl 35%	4767,69	41.793,57	1.058.500	44.238.493.845

2. Harga bahan baku total

$$\begin{aligned}
 &= \text{Rp } 81.887.514,165 + \text{Rp } 972.370.000 + \text{Rp } 44.238.493.845 \\
 &= \text{Rp } 45.292.751.359,165 \\
 &= \$ 3.123.638,02477
 \end{aligned}$$

3. Biaya pengangkutan dari pelabuhan sampai lokasi pabrik sebesar 2% biaya bahan = Rp 5.549.203.000

Biaya bahan baku sampai di lokasi pabrik

$$\begin{aligned}
 &= \$ 19.517.888,3987 \\
 &= \text{Rp } 283.009.381.781
 \end{aligned}$$

4. Produk

CaCl₂·2H₂O

$$\begin{aligned}
 \text{Produksi} &= 9422,35 \text{ kg/jam} \\
 &= 75.000 \text{ ton/tahun} \\
 \text{Harga} &= \text{Rp } 84.731 \text{ kg} \\
 &= \text{Rp } 7.685.000/ \text{ ton} \\
 &= \text{Rp } 7.685.000/ \text{ ton} \times 75.000 \text{ ton/tahun} \\
 &= \text{Rp } 576.375.000.000,00
 \end{aligned}$$

5. Supervision (Pengawasan)

$$\begin{aligned}
 \text{Besarnya} &= 10 - 25\% \text{ Labour cost} && (\text{Aries-Newton, p.163}) \\
 \text{Diambil} &= 20\% \text{ Labour cost} \\
 &= 20\% \times 12.024.000.000,00 \\
 &= \text{Rp } 2.404.800.000,00
 \end{aligned}$$

6. Maintenance (Perawatan)

$$\begin{aligned}
 3\% \text{ Fixed capital investment} &&& (\text{Aries-Newton, 38}) \\
 &= (3\% \times \$ 22.665.567,34) + (3\% \times \text{Rp } 84.472.988.000,00) \\
 &= \$ 679.967,01 + \text{Rp } 2.534.189.000,00 \\
 &= \text{Rp } 9.859.521.645,00 + \text{Rp } 2.534.189.000,00 \\
 &= \text{Rp } 12.393.710.645,00
 \end{aligned}$$

7. Plant Suplies

$$\begin{aligned}
 &15\% \text{ Maintenance (Perawatan)} && \text{(Aries-Newton, p. 158)} \\
 &= (15\% \times \$ 679.967,01) + (15\% \times \text{Rp } 2.534.189.000,00) \\
 &= \$ 101.995,05 && + \text{Rp } 380.128.000,00 \\
 &= \text{Rp } 1.478.928.246,75 && + \text{Rp } 380.1228.000,00 \\
 &= \text{Rp } 1.859.056.246,75
 \end{aligned}$$

8. Royalty and patent

$$\begin{aligned}
 &1\% \times \text{sales price} && \text{(Aries-Newton, p 168)} \\
 &= 1\% \times \$ 53.000.000 \\
 &= \$ 530.000 \\
 &= \text{Rp } 7.685.000.000,00
 \end{aligned}$$

9. Utilitas

a. NaCl

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan} &= 70.289,00 \text{ kg/th} \\
 \text{Harga} &= \text{Rp } 5.000,00 \\
 \text{Biaya/th} &= \text{Rp } 351.445.000,00
 \end{aligned}$$

b. NaOH

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan} &= 28.218,00 \text{ kg/th} \\
 \text{Harga} &= \text{Rp } 6.000,00 \\
 \text{Biaya/th} &= 169.308.000,00
 \end{aligned}$$

c. Na₂CO₃

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan} &= 113.522,00 \text{ kg/th} \\
 \text{Harga} &= \text{Rp } 5.000,00 \\
 \text{Biaya/th} &= \text{Rp } 567.610.000,00
 \end{aligned}$$

d. Koagulan

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan} &= 8.548,00 \text{ kg/th} \\
 \text{Harga} &= \text{Rp } 6.000,00 \\
 \text{Biaya/th} &= \text{Rp } 51.228.000,00
 \end{aligned}$$

e. Na₂HPO₄·2H₂O

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan} &= 86.755,01 \text{ kg/th} \\
 \text{Harga} &= \text{Rp } 8.000,00 \\
 \text{Biaya/th} &= \text{Rp } 694.040.000,00
 \end{aligned}$$

f. Bahan bakar generator (Jenis HSD, High Solar Diesel)

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan} &= 272.859,2 \text{ l/th} \\
 \text{Harga} &= \text{Rp } 7.000,00 \\
 \text{Biaya/th} &= \text{Rp } 1.910.014.000,00
 \end{aligned}$$

g. Bahan bakar boiler (Jenis Fuel Oil)

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan} &= 9.765.650,0 \text{ l/th} \\
 \text{Harga} &= \text{Rp } 6.000,00 \\
 \text{Biaya/th} &= \text{Rp } 58.593.900.000,00
 \end{aligned}$$

h. Listrik

Kebutuhan	= 1.383,77 kW	= 10.295.249 kWh
Harga	= Rp 1.500/kWh	
Biaya/th	= Rp 15.442.878.000,00	

Total Kebutuhan utilitas

NaCl	= Rp	351.445.000,00
NaOH	= Rp	169.308.000,00
Na ₂ CO ₃	= Rp	567.610.000,00
Koagulan	= Rp	51.288.000,00
Na ₂ HPO ₄ .2H ₂ O	= Rp	694.040.000,00
Bahan bakar generator	= Rp	1.910.014.000,00
Bahan bakar boiler	= Rp	58.593.900.000,00
Listrik	= Rp	15.442.878.000,00
Biaya total utilitas	= Rp	77.780.483.000,00

Raw material	= \$	-	= Rp 277.460.183.000,00
Labour cost	= \$	-	= Rp 12.030.000.000,00
Supervisor	= \$	-	= Rp 2.404.800.000,00
Maintenance	= \$	679.967,01	= Rp 2.534.189.000,00
Plant supplies	= \$	101.995,05	=Rp 380.128.000,00
Royalty and patent	= \$	530.000,00	= Rp -
Utilitas	= \$	-	= Rp 77.780.483.000,00
Total DMC	= \$	1.311.962,01	= Rp 372.583.783.000,00

B. Indirect Manufacturing Cost (IMC)

1. Payroll Overhead

15% Labour cost (Aries-Newton, p.173)

$$= 15\% \times \text{Rp } 12.030.000.000,00$$

$$= \text{Rp } 1.804.500.000$$

2. Laboratorium

15% Labour cost (Aries-Newton p.174)

$$= 15\% \times \text{Rp } 12.030.000.000,00$$

$$= \text{Rp } 1.804.500.000$$

3. Plant overhead

50% Labour cost (Aries-Newton, p 174)

$$= 50\% \times \text{Rp } 12.030.000.000,00$$

$$= \text{Rp } 6.015.000.000,00$$

4. Packing dan Shipping

10% Sales price (Aries-Newton, p 177)

$$= 10\% \times \text{Rp } 768.500.000,00$$

$$= \text{Rp } 76.850.000.000,00$$

Total Indirect manufacturing cost (IMC)

Payroll overhead = Rp 1.804.500.000

Laboratorium = Rp 1.804.500.000

Plant overhead = Rp 6.015.000,000

Packing dan shipping = Rp 76.850.000.000

Total IMC = Rp 86.469.201.000

C. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

1. Depreciation

$$\begin{aligned}
 & 10\% \text{ FCI} && \text{(Aries-Newton, p.180)} \\
 & = (10\% \times \$ 22.665.567,34) + (10\% \times \text{Rp } 84.472.988.000,00) \\
 & = \$ 2.266.556,77 && + \text{Rp } 8.447.298.000,00 \\
 & = \text{Rp } 41.312.371.156,00
 \end{aligned}$$

2. Property taxes

$$\begin{aligned}
 & 2\% \text{ FCI} && \text{(Aries-Newton, p.181)} \\
 & = (2\% \times \$ 22.665.567,34) + (2\% \times \text{Rp } 84.472.988.000,00) \\
 & = \$ 453.311,34 && + \text{Rp } 1.689.459.000,00 \\
 & = \text{Rp } 7.417.743.430,00
 \end{aligned}$$

3. Insurance

$$\begin{aligned}
 & 1\% \text{ FCI} && \text{(Aries-Newton, p.182)} \\
 & = (1\% \times \$ 22.665.567,34) + (1\% \times \text{Rp } 84.472.988.000,00) \\
 & = \$ 226.655,67 && + \text{Rp } 844.729.000,00 \\
 & = \text{Rp } 4.131.236.215,00
 \end{aligned}$$

Total Fixed manufacturing cost (FMC)

Depreciation	= \$ 2.266.556,77	= Rp 8.447.298.000,00
Property taxes	= \$ 453.311,34	= Rp 1.689.459.000,00
Insurance	= \$ 226.655,67	= Rp 844.729.000,00
Total DMC	= \$ 2.946.523,65	= Rp 10.981.488.000,00

Total Manufacturing cost (MC)

DMC	= \$ 1.311.962,05	= Rp 372.583.783.000,00
IMC	= \$ -	= Rp 86.469.201.000,00
FMC	= \$ 2.946.523,65	= Rp 10.981.488.000,00
Total MC	= \$ 4.258.485,69	= Rp 470.034.472.000,00

D. Modal kerja (Working capital)

Total Working capital (WC)

Raw material inv.	= \$ -	= Rp 12.611.826.000,00
In proses inv.	= \$ 6.452,25	= Rp 805.730.625,00
Product inv.	= \$ 354.873,81	= Rp 44.315.209.245,00
Extended credit	= \$ -	= Rp 64.041.666.000,00
Avaiable cash	= \$ 354.873,81	=Rp 44.315.209.245,00
Total WC	= \$ 716.199,87	= Rp 166.089.641.115,00
	= \$ 11.454.458,00	

Total capital investment (TCI)

$$\begin{aligned} &= WC + FC \\ &= (\$ 716.199,87 + Rp 166.089.641.115,00) + \\ &\quad (\$ 22.665.567,34) + Rp 84.472.988.000,00) \\ &= \$ 23.381.767,21 + Rp 250.562.629.115,00 \end{aligned}$$

E. General expenses (Pengeluaran umum)

Total General expenses (GE)

Administrasi	= \$ 127.754,57	= Rp 14.101.034.000,00
Sales promotion	= \$ -	= Rp 23.054.999.000,00
Research	= \$ -	= Rp 19.212.500.000,00
Finance	= \$ 1.636.723,71	= Rp 17.200.847.000,00
Total GE	= \$ 1.764.478,28	= Rp 73.569.380.000,00

F. Production cost

$$\begin{aligned} \text{Total production cost} &= MC + GE \\ &= (\$ 4.258.485,69 + Rp 470.034.472.000,00) + \\ &\quad (\$ 1.764.478,28 + Rp 73.569.380.000,00) \\ &= \$ 6.022.963,97 + Rp 543.603.852.000,00 \\ &= \$ 43.512.884,80 \\ &= Rp 630.936.829.565,00 \end{aligned}$$

G. Perkiraan keuntungan (Profit estimation)

Keuntungan sebelum pajak (Profit before taxes, PBT)

$$\begin{aligned} &= \text{Sales price} - \text{production cost} \\ &= \$ 53.000.000 - \$ 43.512.884,80 \\ &= \$ 9.487.115,2 \end{aligned}$$

Keuntungan sesudah pajak (Profit after taxes, Pat)

$$\begin{aligned} &= \$ 9.487.115,2 - (40\% \times \text{PBT}) \\ &= \$ 9.487.115,2 - \$ 2.857.417,58 \\ &= \$ 6.629.697,62 \end{aligned}$$

Pajak 40% dari keuntungan

$$\begin{aligned} &= \text{PBT} - \text{PAT} \\ &= \$ 9.487.115,2 - \$ 6.629.697,62 \\ &= \$ 2.857.417,58 \end{aligned}$$

H. Return on investment (ROI)

$$\% \text{ ROI} = \frac{\text{Annual profit}}{\text{Fixed capital investment}} \times 100\%$$

a. ROI sebelum pajak

$$\begin{aligned} \text{Prb} &= \frac{\$ 9.487.115,2}{\$ 28.491.290,65} \times 100\% \\ &= 33,30 \% \end{aligned}$$

b. ROI sesudah pajak

$$\begin{aligned} \text{Pra} &= \frac{\$ 6.629.667,62}{\$ 28.491.290,65} \times 100\% \\ &= 23,27 \% \end{aligned}$$

I. Pay out time (POT)

$$\text{POT} = \frac{\text{If}}{\text{Pr} + 0,1 \times \text{If}} \times 100\%$$

Keterangan

POT = Pay out time, tahun

If = Fixed capital investment

Pr = Annual profit

a. POT sebelum pajak

$$\begin{aligned} \text{POTb} &= \frac{\$ 28.491.290,65}{\$ 9.487.115,2 + 0,1 \times \$ 28.491.290,65} \times 100\% \\ &= 2,309 \text{ tahun} \end{aligned}$$

b. POT sesudah pajak

$$POTb = \frac{\$ 28.491.290,65}{\$ 6.629.697,62 + 0,1 \times \$ 28.491.290,65} \times 100\%$$

$$= 3 \text{ tahun}$$

J. Break event point (BEP)

$$BEP = \frac{Fa + 0,3 \times Ra}{Sa - Va - 0,7 \times Ra}$$

Keterangan

Fa = Annual fixed manufacturing cost pada max production

Ra = Annual regulated expense pada max production

Sa = Annual sales value max production

Va = Annual variabel expense pada max production

Fixed cost,

$$Fa = \$ 2.946.523,65 + \text{Rp } 10.981.488.000$$

$$= \$ 3.703.867,65$$

Variabel cost, (Va)

Bahan baku	= \$ -	= Rp 277.460.183.000,00
Packing-shipping	= \$ -	= Rp 76.850.001.000,00
Utility	= \$ -	= Rp 77.780.483.000,00
Royalty and patent	= \$ 529.999,99	= Rp -
Total	= \$ 529.999,99 +	= Rp 432.090.667.000,00
	= \$ 29.799.356,34	

Regulated cost, (Ra)

Labour cost	= \$ -	= Rp 12.030.000.000,00
Overhead	= \$ -	= Rp 7.815.600.000,00
Supervision	= \$ -	= Rp 2.404.800.000,00
General expenses	= \$ 1.764.478,28	= Rp 74.559.140.000,00
Maintenance	= \$ 679.967,01	= Rp 2.534.189.000,00
Plant Supplies	= \$ 101.995,05	= Rp 380.128.000,00
Laboratorium	= \$ -	= Rp 1.803.600.000,00
Total	= \$ 2.546.440,34 +	= R 101.521.457.000,00
	= \$ 9.547.920,13	

$$\text{Annual sales, Sa} = \$ 53.000.000$$

$$BEP = \frac{Fa + 0,3 x Ra}{Sa - Va - 0,7 x Ra}$$

$$BEP = \frac{\$ 3.703.867,65 + 0,3 x \$ 9.547.920,13}{\$ 53.000.000 - \$ 29.799.356,34 - 0,7 x \$ 9.547.920,13}$$

$$BEP = 41,16 \%$$

K. Shut down point (SDP)

$$SDP = \frac{0,3x Ra}{Sa - Va - 0,7 x Ra}$$

$$SDP = \frac{0,3 x \$ 9.547.920,13}{\$ 53.000.000 - \$ 29.799.356,34 - 0,7 x \$ 9.547.920,13}$$

$$SDP = 17,3 \%$$

L. Discounted cash flow (DCF)

$$S = (FC + WC)(1 + i)^n - (SV + WC)$$

$$R = C1 (1 + i)^{n-1} + C2 (1 + i)^{n-2} + \dots + Cn - 1(1 + i) + Cn$$

$$= C \left(\frac{(1+i)^n - 1}{i} \right)$$

Keterangan

S = Nilai modal pada waktu yang akan datang setelah dikoreksi dengan salvage value (SV) dan Working Capital (WC)

C = Cash Flow setelah pajak berdasarkan atas total finance.

R = Cash Flow berdasarkan pendapatan akhir tahun

SV = Salvage value, 10 % FC

FC = Fixed Capital

WC = Working Capital

C = Keuntungan sesudah pajak + Finance + Depresiasi

$$= \$ 6.629.697,62 + \$ 2.822.989,04 + \$ 2.849.129,11$$

$$= \$ 12.301.815,77$$

$$WC = \$ 11.454.458,00$$

$$FC = \$ 28.491.290,65$$

$$SV = 10 \% FC = \$ 2.849.129,11$$

$$n = 10 \text{ tahun}$$

$$SV + WC = \$ 14.303.587,11$$

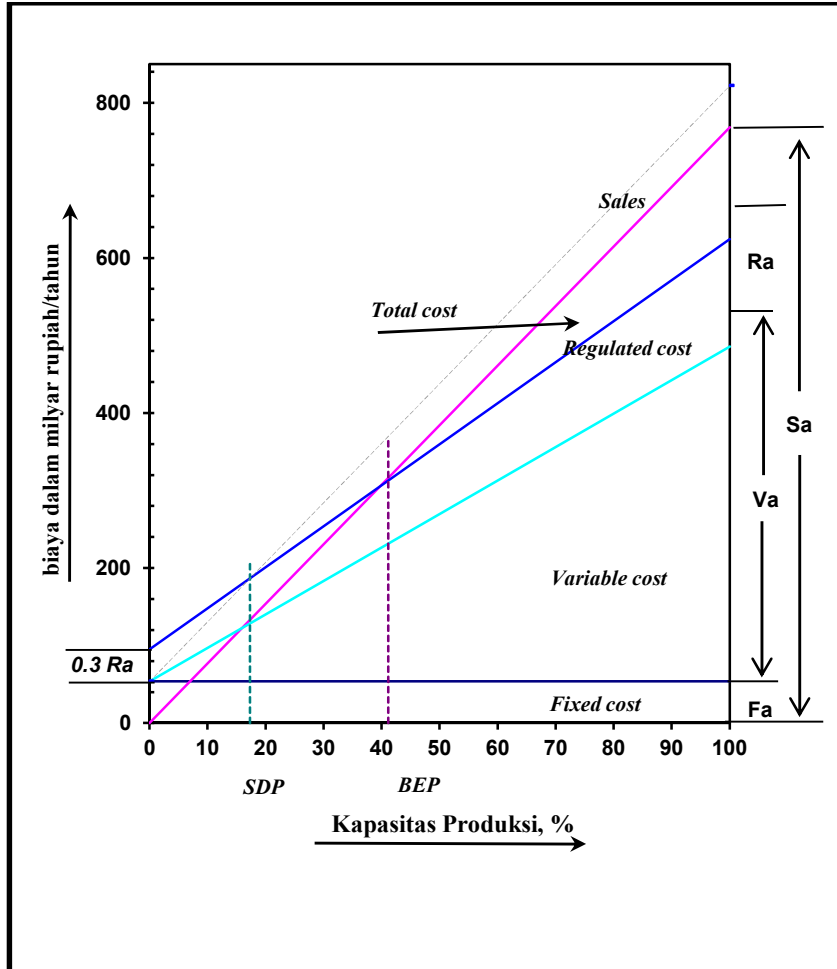
$$FC + WC = \$ 39.945.745,65$$

$$S = 39.945.745,65 x (1 + i)^{10} - 14.303.587,11$$

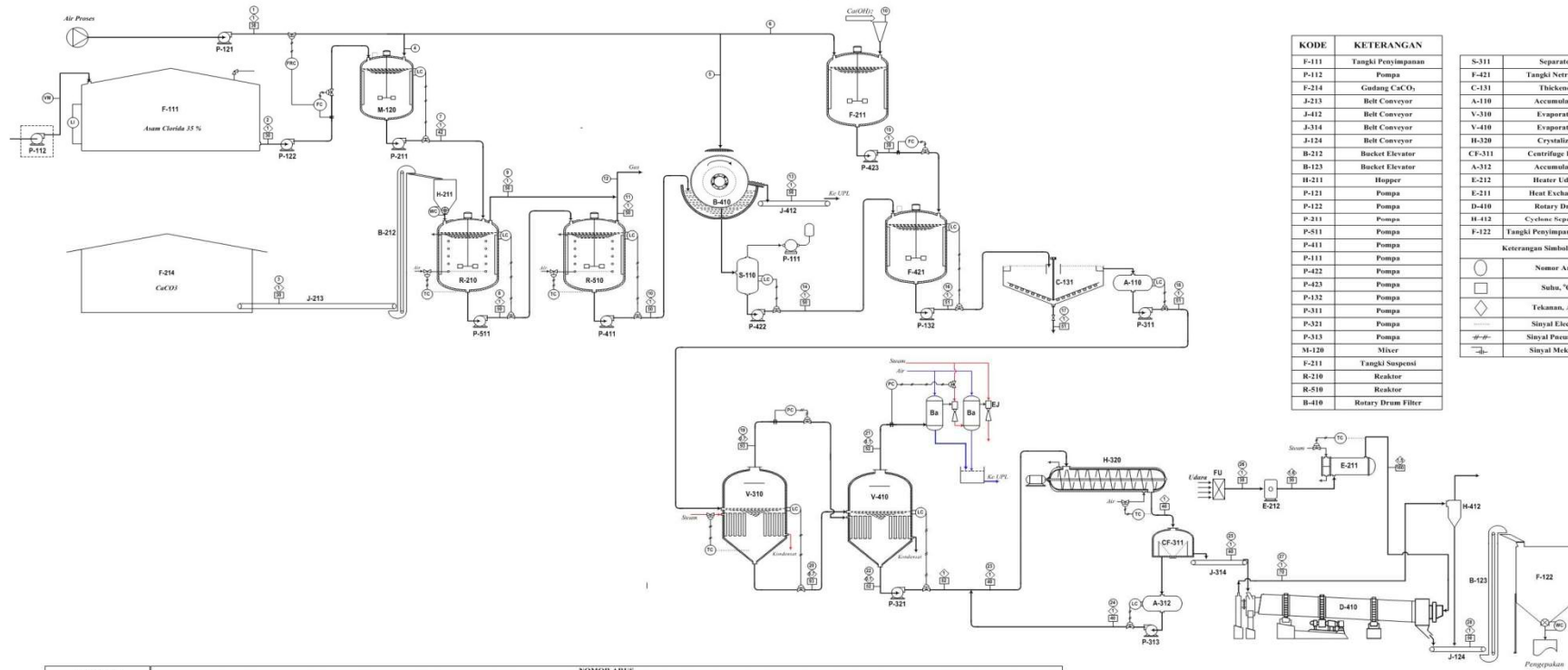
$$R = 9.958.244,94 x \left[\frac{(1 + i)^{10} - 1}{i} \right]$$

Harga i dicoba-coba, hingga diperoleh S = R

Hasil trial i sebesar = 0,20642
 Maka harga DCF sebesar = 20,642 %



**DIAGRAM ALIR PROSES
 PRARANCANGAN PABRIK KALSIMUM KLO RIDA DARI KALS IUM KARBONAT
 DAN ASAM KLO RIDA
 KAPASITAS : 75.000 TON / TAHUN**



KODE	KETERANGAN
F-111	Tangki Penyimpanan
F-214	Pompa
J-213	Conding CaCO ₃
J-214	Belt Conveyor
J-215	Belt Conveyor
J-314	Belt Conveyor
J-124	Belt Conveyor
B-212	Bucket Elevator
B-123	Bucket Elevator
H-211	Hopper
P-121	Pompa
P-122	Pompa
P-211	Pompa
P-511	Pompa
P-411	Pompa
P-111	Pompa
P-422	Pompa
P-423	Pompa
P-132	Pompa
P-311	Pompa
P-321	Pompa
P-313	Pompa
M-120	Mixer
F-211	Tangki Suspensi
R-210	Reaktor
R-510	Reaktor
B-410	Rotary Drum Filter

KODE	KETERANGAN
S-311	Separator
F-421	Tangki Neutralizer
C-131	Thickener
A-110	Accumulator
V-310	Exsparator
V-410	Exsparator
H-320	Crystallizer
CF-311	Centrifuge Filter
A-312	Accumulator
E-212	Heater Udara
E-211	Heat Exchanger
D-410	Rotary Drier
H-412	Cyclone Separator
F-122	Tangki Penyimpanan Produk

Keterangan Simbol

○	Nomor Arus
□	Substansi, °C
◇	Tekanan, Atm
—	Sinyal Electric
—	Sinyal Pneumatic
—	Sinyal Mekanik

SENYAWA	NOMOR ARUS																												
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	
UDARA																													
CO ₂									2.832,03		415,87	2.832,03																	
H ₂ O	7.932,37	11.124,60	20,79	7.946,14	95,30	688,48	10.070,34	20.263,06	172,16	20.070,42	24,30	199,22	97,10	20.116,33	688,48	20.825,17	208,28	20.616,90	5,982	18.755,28	7.499,62	13.016,11	6.307,21	2.477,70	1.320,83	1.150,00	2.558,81	47,35	
HCl		4.767,09					4.767,09	75,50		47,69																			
CaCO ₃		6.871,31						1.141,34		493,54																			
Ca(OH) ₂								6.113,60		1.141,75																			
CaCl ₂										1.141,75																			
CaCl ₂ ·2H ₂ O																													
MgO		13,14																											
MgCl ₂								26,43		31,09																			
Mg(OH) ₂																													
Fe ₂ O ₃		3,77																											
FeCl ₃								4,78		5,83																			
Fe(OH) ₃																													
SiO ₂		7,82						7,82		7,82																			
TiO ₂		2,71						2,71		2,71																			
JEMLAH	7.932,37	15.892,29	4.927,32	7.946,14	95,30	688,48	23.838,03	26.493,19	2.964,19	27.774,8	448,17	2.991,29	599,45	27.276,96	744,09	28.025,85	302,89	27.732,96	5,992	17.968,95	7.499,62	13.043,18	20.533,94	9.898,77	16.943,18	11.483,08	51.881,21	9.469,79	

**DIAGRAM ALIR PROSES PRARANCANGAN PABRIK KALS IUM
 KLO RIDA DARI KALS IUM KARBONAT DAN ASAM KLO RIDA
 KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN**

Oleh :
 NIWAN JATI KUSUMA
 (2115927110)

Pembimbing :
 1. NARIMO, S.T., M.M.
 2. PETRUS DARMAWAN, S.T., M.T.