

LAMPIRAN C

SPEKIFIKASI PERALATAN

1. Storage (ST-101)

Fungsi : Menampung bahan baku batu kapur dengan laju alir
7931,8049 kg/jam untuk kapasitas penyimpanan selama
1 minggu.

Bentuk : Gudang persegi empat tegak, lantai rata, dan atap meruncing

Bahan konstruksi :

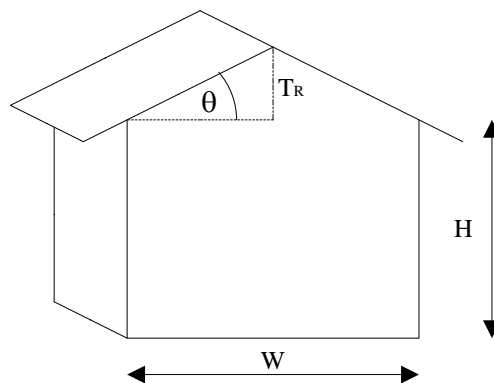
Dasar = Beton

Tiang = Baja

Atap = Asbestos

Kondisi operasi : P = 1 atm

T = 30 °C



Gambar C.1. Storage batu kapur (limestone)

Perhitungan dimensi *Storage* :

Kapasitas untuk waktu tinggal = 7 hari

$$W = W_a \cdot 7 \text{ hari}$$

$$W = 7931,8049 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam} \times 7 \text{ hari}$$

$$W = 1.332.543,2230 \text{ kg}$$

Tabel C.1. Komponen bahan di *Storage*

Komponen	Massa (kg/jam)	kmol	Fraksi (Xi)	Densitas (kg/m ³)	Xi/ρi
CaCO ₃	7138,6244	71,3862	0,9	2710	0,00033
MgCO ₃	396,5902	4,7213	0,05	3350	1,5E-05
Fe ₂ O ₃	51,5567	0,3222	0,0065	1287	5,1E-06
Al ₂ O ₃	126,9089	1,2442	0,016	1762	9,1E-06
SiO ₂	176,8793	2,9480	0,0223	2642	8,4E-06
H ₂ O	41,2454	2,2914	0,0052	995,372	5,2E-06
Total	7931,8046		1		0,00037

$$\begin{aligned} \text{Densitas } (\rho) \text{ campuran} &= \frac{1}{\sum \frac{X_i}{\rho_i}} \\ &= \frac{1}{0,00037} \\ &= 2.667,9149 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Storage} &= \frac{W}{\rho} \\ &= \frac{1.332.543,2230 \text{ kg}}{2.667,9149 \text{ kg/m}^3} \\ &= 499,4699 \text{ m}^3 = 17.637,7807 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Over design} = 20 \%, \text{ maka :}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Design} &= 1,2 \times \text{Volume Storage} \\ &= 1,2 \times 17.637,7807 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

*Lampiran C. Spesifikasi Peralatan
Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari Batu Kapur kapasitas
50.000 ton/tahun*

$$= 21.165,3369 \text{ ft}^3$$

Menentukan Dimensi *Storage*

$$\text{Volume } \textit{Storage} = W \cdot L \cdot H$$

Dimana :

$$W = \text{Lebar } \textit{storage}, \text{ ft}$$

$$L = \text{Panjang } \textit{storage}, \text{ ft}$$

$$H = \text{Tinggi } \textit{storage}, \text{ ft}$$

$$\text{Diinginkan } L = 2W \text{ dan } H = W$$

$$\text{Sehingga } V = W \cdot 2W \cdot W$$

$$= 2W^3$$

$$21.165,3369 \text{ ft}^3 = 2W^3$$

$$W^3 = 10.582,6684 \text{ ft}^3$$

$$W = \sqrt[3]{10.582,6684}$$

$$W = 21,9549 \text{ ft}$$

Sehingga diperoleh :

$$W = 21,9549 \text{ ft}$$

$$L = 43,9098 \text{ ft}$$

$$H = 21,9549 \text{ ft}$$

Diambil nilai standar (pembulatan) :

$$W = 22 \text{ ft}$$

$$L = 44 \text{ ft}$$

$$H = 22 \text{ ft}$$

Tabel C.2. Spesifikasi Storage (ST-101)

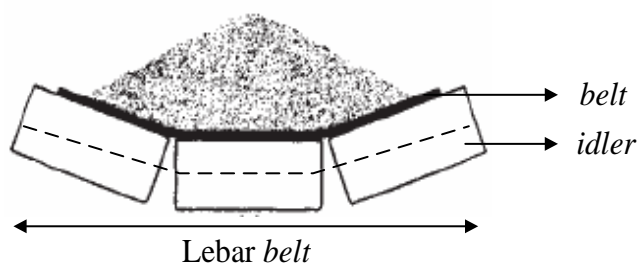
Alat	Storage
Kode	ST-101
Fungsi	Menampung batu kapur untuk produksi selama 7 hari
Tipe	Gudang persegi empat tegak, lantai rata, dan atap meruncing
Kapasitas	21.165,3369 ft ³
Dimensi	Lebar (W) = 22 ft Panjang (L) = 44 ft Tinggi (H) = 22 ft
Tekanan	15,4308 psi
Bahan Konstruksi	Dasar = Beton Tiang = Baja Atap = Asbestos
Jumlah	1 buah

2. Belt Conveyor (BC-101)

Fungsi : Mengangkut CaCO₃ dari F-110 ke J-120

Laju alir : 7931,8049 kg/jam

Kapasitas *over design* (20%) : 9518,1659 kg/jam



Gambar C.2. Troughed belt on 20° idlers (Perry's 7^{ed}, 1984)

Data desain

Type belt : *Troughed belt on 20° idlers.*

Troughed belt dipilih karena paling umum digunakan dan dapat membawa bahan yang mudah menggelinding.

Bahan : *Carbon steel*

Dari Tabel 21-7, hal.21-11, Perry's 7^{ed}, 1984, dipilih spesifikasi *belt conveyor* sebagai berikut :

Belt width : Dari Tabel 21.7 Perry's menyatakan bahwa *belt* berukuran lebar 60 in dapat digunakan untuk mengangkut material yang memiliki ukuran bongkahan (*lump size*) sampai dengan 16 in. Karena CaCO₃ yang akan diangkut berukuran 15 in maka digunakan *belt* dengan ukuran lebar 60 in (150 cm).

Cross sectional area of load : Luas permukaan *belt* untuk menampung material adalah 2,40 ft².

Belt plies : Jumlah lapisan dalam konstruksi *belt* untuk lebar 60 in adalah 6-14 lapis.

Maximum lump size :

- *size material 80% under*: 16 in.
Ukuran material yang seragam minimal 80% dari total material yang masuk ke dalam *belt*.
- *unsize material, not over 20%*: 28 in.
Ukuran material yang tidak seragam tidak lebih dari 20%.

Belt speed : Kecepatan *belt* untuk mengangkut material adalah 450 ft/min (normal) s.d. 600 ft/min (maksimum).

Horse power : Daya yang diperlukan untuk menggerakkan *belt conveyor*
kapasitas angkut 32 ton adalah 0,34 hp

Panjang *belt* : Berdasarkan Peters and Timmerhaus Gambar 14.91, hal 570,
dipilih panjang *belt* 20 ft (6,1 m).

Tabel C.3. Spesifikasi Belt Conveyor (BC-101)

Alat	Belt Conveyor
Kode	BC-101
Fungsi	membawa bahan baku batu kapur dari Storage (ST-101) ke Bucket Elevator (BE-101)
Tipe	<i>Troughed belt on 20° idlers.</i>
Kapasitas <i>belt</i>	9518,1659 kg/jam
Kecepatan <i>belt</i>	450-600 rpm
Lebar <i>belt</i>	60 in (5 ft)
Luas permukaan area <i>belt</i>	2,4 ft ²
Daya motor	0,34 hp
Panjang <i>belt</i>	20 ft (6,1 m)

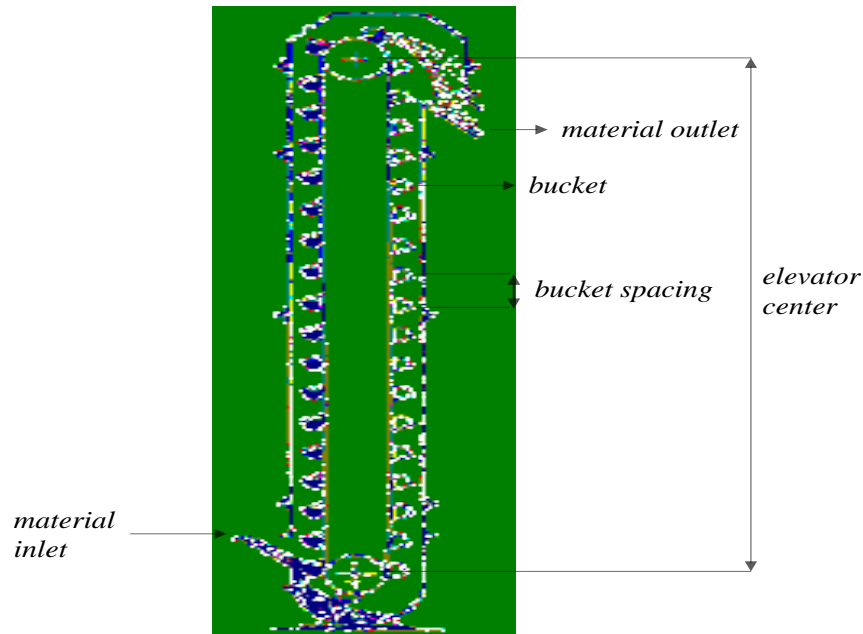
3. Bucket Elevator (BE-101)

Fungsi : Mengangkut CaCO₃ dari BC-101 ke HO-101

Laju alir : 7931,8049 kg/jam

Kapasitas *over design* (20%) : 9518,1659 kg/jam
= 9,5182 ton/jam

:



Gambar C.3 *Supercapacity Continuous Bucket Elevator* (Perry's 7^{ed}, 1984)

Data desain

Tipe : *Supercapacity Continuous bucket*

Tipe ini dipilih karena digunakan untuk ukuran bongkahan lebih dari 8 in.

Dimana ukuran batu kapur yang akan ditangani adalah 15 in.

Bahan : *Carbon Steel*

Untuk kapasitas tersebut, dapat dihitung *power* yang diperlukan berdasarkan

Handbook of Chemical Engineering Calculation, page 6.73 :

Dengan :

C = kapasitas *elevator* = 9,5182 ton/jam

H = tinggi *elevator* = 5 m = 16,404 ft

Power yang digunakan, P :

$$P = 2CH/1000$$

Lampiran C. Spesifikasi Peralatan

Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari Batu Kapur kapasitas 50.000 ton/tahun

$$= (2 \times 9,5182 \times 16,404) / 1000$$

$$= 0,312 \text{ Hp}$$

Dipakai tenaga motor = 1 hp

Tabel C.4. Spesifikasi Bucket Elevator (BE-101)

Nama Alat	Bucket Elevator
Kode Alat	BE-101
Fungsi	Mengangkut batu kapur dari BC-101 ke HO-101
Tipe	<i>Supercapacity Continuous Bucket Elevator</i>
Kapasitas	9518,1659 kg/jam
<i>Power motor</i>	1 hp
Jumlah	1 buah

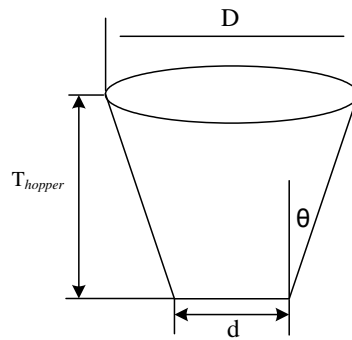
4. Hopper (HO-101)

Fungsi : Menampung batu kapur keluaran Bucket Elevator (BE-101) dan mengumpulkannya ke Crusher (CR-101).

Kondisi : Temperatur = 30 °C

Tekanan = 14,7 psi

Laju Alir Umpan : 7931,8049 kg/jam

Gambar C.4. *Conical hopper*

Keterangan:

T_{hopper} : Tinggi hopper

D : *Inlet diameter*

d : *Outlet diameter*

θ : *Wall angle*

a. Menentukan kapasitas hopper

Diketahui data:

Densitas (ρ) campuran = 2.667,9149 kg/m³

Dirancang kapasitas untuk waktu penyimpanan selama 4 jam dalam hopper

sehingga kapasitas Hopper selama 4 jam menjadi

$$7139,8049 \text{ kg/jam} \times 4 \text{ jam} = 28.559,2196 \text{ kg}$$

Over design = 10 % (Rules of thumb, Walas, 1988. xix)

Kapasitas Over Desain = 28.559,2196 kg x 1,1

$$= 31.415,1416 \text{ kg /4 jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik umpan (Q)} &= \frac{31.415,141 \text{ kg/4 jam}}{2667,9149 \text{ kg/m}^3} \\ &= 11,7752 \text{ m}^3/4\text{jam} \end{aligned}$$

Diasumsikan bahwa laju alir volumetrik umpan = volume hopper,

sehingga:

$$\begin{aligned} \text{Volume hopper} &= 11,775 \text{ m}^3 \\ &= 415,8164 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

b. Menentukan dimensi hopper

Volume dan tinggi hopper mengikuti persamaan berikut:

$$\begin{aligned} V_{\text{hopper}} &= \pi \times h/12 \times (D^2 + D.d + d^2) && \text{(hal 627, Wallas, 1988)} \\ &= 0,262 \times h \times (D^2 + D.d + d^2) \end{aligned}$$

Keterangan :

D = diameter *shell* , ft

d = diameter ujung konis, ft

h = tinggi hopper, ft

θ = sudut hopper

Dimana :

$$T_{\text{hopper}} = \frac{\text{tg } \theta (D-d)}{2} \quad \text{(Hesse, pers 4-17, hal 92)}$$

Diketahui *angle of repose* (sudut gelinding) $\text{CaCO}_3 = 30-45^\circ$, (www.powderandbulk.com). *Angle of repose* akan mempengaruhi *wall angle conical* (θ). Pada perhitungan ini diambil nilai $\theta = 45^\circ$, karena pada kemiringan tersebut, padatan masih bisa menggelinding.

$$T_{hopper} = \frac{tg 45 (D-d)}{2} = 0,5 (D - d),$$

Sehingga:

$$V_{hopper} = 0,262 \times 0,5 (D - d) \times (D^2 + D \times d + d^2)$$

$$V_{hopper} = 0,131 \times (D - d) \times (D^2 + D \cdot d + d^2)$$

$$V_{hopper} = 0,131 \times (D^3 + D^2 \cdot d + D \cdot d^2 - D^2 \cdot d - D \cdot d^2 - d^3)$$

$$V_{hopper} = 0,131 \times (D^3 - d^3)$$

$$415,8164 \text{ ft}^3 = 0,131 \times (D^3 - d^3)$$

Diameter efektif keluaran hopper (d_{eff}) dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$G = \frac{\pi}{4} \rho_s d_{eff}^{2,5} g^{0,5} \left(\frac{1 - \cos \beta}{2 \sin^3 \beta} \right)^{0,5} \quad (\text{Coulson Vol. 2, 2002})$$

Dimana :

G = laju alir massa, kg/s

ρ_s = densitas padatan, kg/m³

d_{eff} = diameter efektif keluaran *hopper*, m

g = percepatan gravitasi, m/s²

β = sudut antara dinding *hopper* dengan horizontal

$$2,2033 = \frac{\pi}{4} (2661,9049) d_{eff}^{2,5} (10)^{0,5} \left(\frac{1 - \cos 45}{2 \sin^3 45} \right)^{0,5}$$

$$d_{eff}^{2,5} = 0,000748 \text{ m}$$

$$d_{eff} = 0,0562 \text{ m}$$

$$= 0,1843 \text{ ft}$$

$$V_{hopper} = 0,131 \times (D^3 - d^3)$$

Lampiran C. Spesifikasi Peralatan

Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari Batu Kapur kapasitas 50.000 ton/tahun

$$415,8164 \text{ m}^3 = 0,131 \times (D^3 - 0,1843^3)$$

$$D^3 = 3.174,1510 \text{ ft}$$

$$D = 14,6963 \text{ ft} = 4,4794 \text{ m} = 176,3579 \text{ in}$$

$$T_{\text{hopper}} = 0,5 (D - d)$$

$$= 0,5 \times (4,4794 - 0,0562)$$

$$= 2,2116 \text{ m} = 7,2558 \text{ ft} = 87,0707 \text{ in}$$

c. Menentukan Tekanan Desain

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} (14,6960 \text{ psi})$$

Tekanan over desain yang digunakan 5 -10 % dari kerja normal/absolut

(Rules of thumb. Walas,1988:xviii)

Tekanan desain dipilih 5 % dari tekanan operasi hopper.

$$P_D = (P_{\text{operasi}}) \times 1,05$$

$$P_D = (14,696 \text{ psi}) \times 1,05$$

$$P_D = 15,4308 \text{ psi}$$

d. Menentukan Tebal Hopper

Untuk menghitung tebal hopper, digunakan persamaan berikut :

$$t_h = t_c = \frac{P \times D}{2 \cos \alpha (f \times E - 0,6P)} + C$$

Keterangan:

F : *allowable stress* = 12650 psi (Brownell and Young, Tabel 13.1)

E : *Welded Joint Efficiency* = 80% (Tabel 13.2 Brownell,1959)

P : Tekanan desain, psi

D : Inlet diameter, in

C : faktor korosi yaitu = 0,125 inci/10 tahun (Peters dan Timmerhaus, hal 542)

α : Wall angle conical (θ) = $\alpha = 45^\circ$

Untuk batu kapur digunakan material *carbon steel SA-7* karena batu kapur tidak bersifat korosif.

$$t_h = t_c = \frac{15,4308 \times 176,3579}{(2 \cos 45 (12650 \times 0,8 - (0,6 \times 15,4308)))} + 0,125$$

$$= 0,315 \text{ in}$$

Digunakan tebal standar $t_c = 3/8$ in

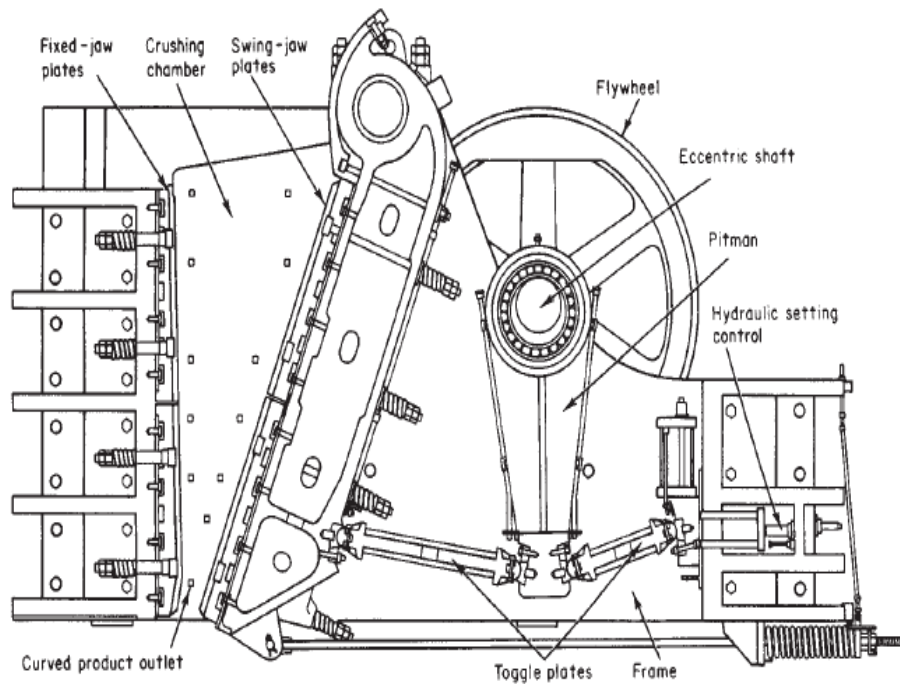
Tabel C.5. Spesifikasi Hopper (HO-101)

Nama	Hopper
Kode	HO-101
Fungsi	Menampung batu kapur dari Bucket Elevator (BE-101) dan mengumpulkannya ke Crusher (CR-101)
Tipe	<i>Conical Hopper</i>
Kapasitas	415,8164 ft ³
Dimensi	d = 0,1843 ft H = 7,2558 ft Tebal = 3/8 in
Tekanan	15,4308 psi
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA-7</i>
Jumlah	1 buah

5. Crusher (CR-101)

Fungsi : Menghancurkan batu kapur dari ukuran 15 in menjadi 1,5-2 in

Laju Alir : 7931,8049 kg/jam



Gambar C.5 *Blake Jaw Crusher* (Perry's, 1999)

Keterangan :

Fixed jaw plates : Plat rahang tetap, untuk menahan bongkahan material yang akan dihancurkan.

Crushing chamber : Ruang untuk menghancurkan material.

Swing jaw plate : Plat rahang ayun.

Plat ini bergerak untuk menghancurkan material yang masuk ke dalam *crushing chamber* akibat gerakan dari *toggle plates* yang terhubung pada *flywheel*.

*Lampiran C. Spesifikasi Peralatan
Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari Batu Kapur kapasitas
50.000 ton/tahun*

Curved product outlet : Tempat produk keluar dari *crushing chamber*.

Hydraulic setting control: Pengontrol terhadap *product outlet* dari *jaw crusher*.

(www.harisonjawcrusher.com)

Data desain

Jenis : *Blake jaw crusher*.

Crusher dipilih karena mesin ini merupakan jenis mesin yang digunakan untuk menghancurkan bahan mentah hasil tambang. Selanjutnya dipilih tipe *black jaw crusher* karena mesin ini merupakan jenis mesin pemecah yang paling umum digunakan, selain itu kemungkinan terjadinya penyumbatan sangat kecil sekali karena gerakan paling banyak terjadi pada bagian bawah mesin (Diktat alat industri kimia, 1995).

Bahan : *Carbon steel*

Dari Tabel 6 hal 28, Brown, 1951, dipilih spesifikasi *blake jaw crusher* sebagai berikut:

Discharge setting : *Discharge setting* adalah ukuran bukaan produk sehingga menghasilkan ukuran tertentu sesuai dengan yang diinginkan. Oleh karena itu maka dipilih *blake jaw crusher* dengan *discharge setting* 2 in (50,8 mm)

Kapasitas : Banyaknya material yang mampu dipecahkan oleh *blake jaw crusher* tiap jam adalah 11 ton/jam.

Feed opening : Ukuran bukaan umpan untuk jenis ini adalah sebesar 15 x10 in.

Kecepatan putaran : 235 rpm

Berat : 10.000 lb

Menentukan Daya Crusher

Dari tabel 29-1 *McCabe*, 5th edition, 1993 *Work index* untuk *limestone* (batu kapur) adalah 12,74.

Kebutuhan power untuk crusher :

$$\frac{P}{m} = 0,3162W_i \left(\frac{1}{\sqrt{D_{pb}}} - \frac{1}{\sqrt{D_{pa}}} \right) \dots\dots\dots(\text{Mc.Cabe, 1993, pers 29.10})$$

Dimana : P = Power yang dibutuhkan, kW

m = Laju umpan masuk, ton/h

W_i = *Work index*

D_{pb} = Ukuran produk rata-rata, mm = 1,5 inci = 50,8 mm

D_{pa} = Ukuran *feed*, mm = 15 inci = 381 mm

$$P = 7,9138 \times 0,3162 \times 12,74 \times \left(\frac{1}{\sqrt{50,8}} - \frac{1}{\sqrt{381}} \right)$$

$$P = 2,839 \text{ kW} = 3,81 \text{ Hp}$$

Tabel C.6. Spesifikasi Crusher (CR-101)

Alat	Crusher
Kode	CR-101
Fungsi	Menghancurkan batu kapur
Tipe	<i>Blake Jaw Crusher</i>
Kapasitas	7931,8049 kg/jam
Berat	10.000 lb
Kecepatan putaran	235 rpm
Daya	3,81 hp
Jumlah	1 buah

6. Belt Conveyor (BC-102)

Berdasarkan perhitungan pada BC-101 diatas , maka spesifikasi untuk BC-102 adalah sebagai berikut:

Tabel C.7. Spesifikasi Belt Conveyor (BC-102)

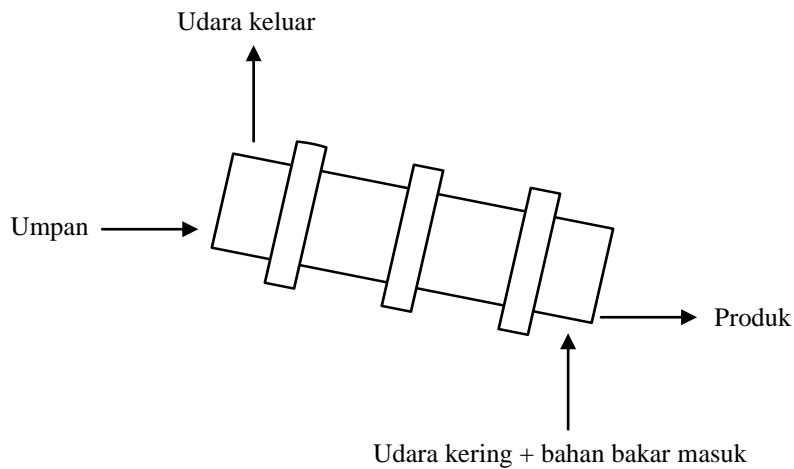
Alat	Belt Conveyor
Kode	BC-102
Fungsi	membawa batu kapur keluaran Crusher (CR-101) menuju Rotary Kiln (RK-101)
Tipe	<i>Troughed belt on 20° idlers.</i>
Kapasitas <i>belt</i>	9518,1659 kg/jam
Kecepatan <i>belt</i>	100-300 rpm
Lebar <i>belt</i>	14 in (1,2 ft)
Luas permukaan area <i>belt</i>	0,11 ft ²
Daya motor	0,34 hp
Panjang belt	20 ft (6,1 m)

7. Rotary Kiln (RK-101)

Fungsi : Tempat terjadinya dekomposisi batu kapur (CaCO_3) menjadi
CaO

Kondisi operasi : 1 atm, 900°C

Bahan : *Carbon Steel*



Gambar C.7. *Rotary Kiln*

Laju alir umpan : 7931,8049 kg/jam

Kadar air umpan : 0,52 %

Maka kapasitas *over design* 10% :

$$= 7931,8049 \text{ kg/jam} \times 1,1$$

$$= 8724,9854 \text{ kg/jam}$$

$$= 209.399,6494 \text{ kg/hari}$$

$$= 209,3996 \text{ ton/hari}$$

Data desain

Tipe : Rotary kiln

Bahan : SA-240 grade T

Dari Tabel 12-20, hal.20-36, Perry's ed.7th, digunakan Rotary Kiln untuk CaCO₃ (batu kapur/*limestone*) dengan spesifikasi :

- Kapasitas = 215 ton/hari
- Diameter (D) = 9 ft 6 in = 2,8956 m
- Panjang (L) = 265 ft = 80,772 m
- Power (P) = 60-100 Hp
- Jumlah unit = 1

Digunakan *fuel gas* sebagai media pemanas. Dari neraca panas diketahui

kebutuhan *fuel gas* sebanyak = 427,9476 kg/jam.

1. Menentukan koefisien perpindahan panas volumetrik

$$U_a = \frac{0,5 \times G'_G{}^{0,67}}{D} \quad (\text{Mc-Cabe 1999, Pers. 25-28, hal 274})$$

$$U_s = 23,7G^{0,67}$$

Keterangan:

U_a = Koefisien perpindahan panas volumetrik, $\frac{J}{m^2 s K}$

(G'_G) = Kecepatan superficial udara, $\frac{kg}{sm^2} = 369 \frac{lb}{jam ft^2}$

(Range 369 – 3687 $\frac{lb}{jam ft^2}$, Perry's 7^{ed}, hal 12-55)

D = Diameter Kiln, ft

Maka :

$$U_a = \frac{0,5 \times 369^{0,67}}{3,2808}$$

$$= 7,9965 \frac{BTU}{ft^3 \text{ jam } ^\circ F}$$

2. Menentukan Luas penampang Rotary Kiln

$$S = \frac{\pi}{4} \times D^2$$

S = Luas penampang Rotary Kiln

$$S = \frac{\pi}{4} \times 2,8956^2$$

$$S = 6,5818 \text{ ft}^2$$

3. Menentukan Tekanan Desain

Asumsi:

- Tekanan ke arah dinding Kiln diabaikan karena material termasuk *free flowing* sehingga pada proses pengeluaran bahan tidak menempel pada dinding Kiln.
- Tekanan di dalam kiln hanya terjadi karena akibat gaya gravitasi yaitu berupa tekanan hidrostatik saja.

$$P_{\text{design}} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \rho \times g \times h$$

Keterangan:

$$\rho = \text{Bulk density material, kg/m}^3$$

$$g = \text{Tetapan gravitasi, m/s}^2$$

$$h = \text{Diameter kiln, m}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik}} &= 2667,91 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 2,8956 \text{ m} \\ &= 75706,96 \text{ kg/m s}^2 = 10,95 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ &= 14,7 \text{ psi} + 10,95 \text{ psi} \\ &= 25,65 \text{ psi} \end{aligned}$$

4. Menentukan putaran Rotary Kiln (N)

$$N = \frac{V_p}{\Pi \times D}$$

Dimana :

N = Putaran Rotary Kiln, (rpm)

V_p = Kecepatan peripheral, (ft/menit)

$$= 75 \text{ ft/menit} , (V_p = 60-75 \text{ ft/menit, hal.12-57, Perry's ed.7}^{th})$$

D = Diameter inside Rotary Kiln, (ft) = 9,5 ft

Maka :

$$N = \frac{75}{3,14 \times 9,5 \text{ ft}} = 2,51 \text{ rpm} \approx 3 \text{ rpm}$$

5. Menentukan waktu tinggal (θ)

$$\theta = \frac{0,19 \times L}{N \times D \times S} \text{ (Perry's 7}^{\text{ed}}, \text{ pers 12-58, hal 12-60)}$$

Keterangan:

θ = Waktu tinggal, menit

L = Panjang kiln, ft

S = *Slope/kemiringan kiln*, ft/ft

(S = 0 – 8 cm/m, Perry's 7^{ed}, hal 12-56)

N = Putaran *kiln*, rpm

D = Diameter *kiln*, ft

Maka :

$$\theta = \frac{0,19 \times 265}{3 \times 9,5 \times 0,06}$$

$$= 29,44 \text{ menit} = 0,49 \text{ jam}$$

6. Menentukan Daya Rotary Cooler

Berdasarkan Perry's 7^{ed} hal 12-56, jumlah total daya untuk *fan*, penggerak *dryer* dan *conveyor* umpan maupun produk berkisar antara $0,5 D^2 - 1,0 D^2$ (kW). Pada perhitungan ini diambil total daya sebesar $0,5 D^2$ sehingga:

$$P = 0,5 \times 9,5$$

$$= 45,125 \text{ kW (60,5 hp)}$$

Tabel C.8. Spesifikasi Rotary Kiln (RK-101)

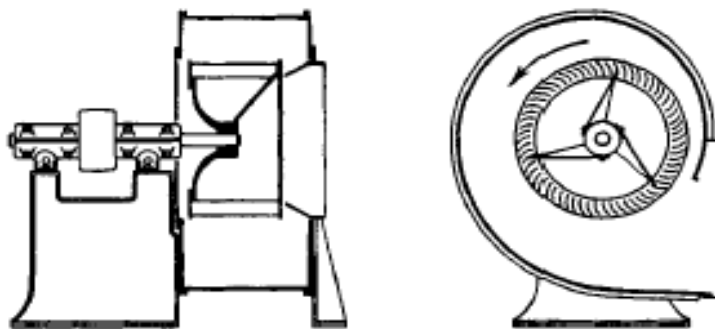
Nama Alat	Rotary Kiln
Kode	RK-101
Fungsi	Tempat terjadinya dekomposisi CaCO_3 menjadi CaO
Tipe Alat	Rotary Kiln
Kapasitas	215 ton/hari
Kondisi Operasi	T = 900°C P = 1 atm
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Dimensi	Panjang = 80,772 m (265 ft) Diameter = 2,8956 m (9,5 ft)
Daya	60,5 Hp
Jumlah	1 buah

8. Blower (BL-101)

Fungsi : Mengalirkan udara masuk ke dalam Rotary Cooler

Tipe : *Centrifugal Multiblade Backward Curved Blower*

Dasar Pemilihan : Harganya lebih murah (Tabel 4-9, Ulrich : 120) dan efisiensinya tinggi (Banchero : 112)

Gambar C.8. *Blower*

$$\begin{aligned}\text{Jumlah udara masuk } (G_G) &= 6264,8506 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \\ &= 230,1936 \frac{\text{lb}}{\text{menit}}\end{aligned}$$

1. Menentukan densitas (ρ)

$$\begin{aligned}\text{Temperatur udara masuk } (T_{G1}) &= 86 \text{ }^\circ\text{F} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K} \\ \rho \text{ udara pada } 0 \text{ }^\circ\text{C, } 1 \text{ atm} &= 1,2928 \text{ kg/m}^3 \\ \rho \text{ udara pada } 30^\circ\text{C, } 1 \text{ atm} &= \left(\frac{273}{273 + 303} \right) \times 1,2928 \\ &= 1,1648 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 0,0727 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}\end{aligned}$$

2. Menentukan laju alir volumetrik udara (Q_U)

$$\begin{aligned}Q_U &= \frac{G_G}{\rho} \\ &= 3165,5570 \frac{\text{ft}^3}{\text{menit}} \\ &= 89,6391 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}}\end{aligned}$$

3. Menentukan daya blower (P)

$$\text{Daya (P)} = 1,57 \times 10^{-4} \cdot Q_u \cdot p_{op} \quad (\text{Perry's } 7^{\text{ed}}, \text{ hal } 10-46)$$

Keterangan:

$$Q_u = \text{Laju alir volumetrik udara, } 3165,5570 \frac{\text{ft}^3}{\text{menit}}$$

$$P_{op} = 5 \text{ in H}_2\text{O}$$

Maka daya teoritis blower adalah:

$$P_{\text{teoritis}} = 1,57 \cdot 10^{-4} \times 3165,5570 \times 5$$

$$= 2,4850 \text{ hp}$$

Efisiensi blower = 40 % - 80 %, (Perry's 7^{ed}, hal 10-46)

Nilai efisiensi diambil 80 %, maka daya aktual blower adalah:

$$P_{\text{aktual}} = \frac{P_{\text{teoritis}}}{\eta}$$

$$= \frac{2,4850}{0,8}$$

$$= 3,1062 \text{ hp}$$

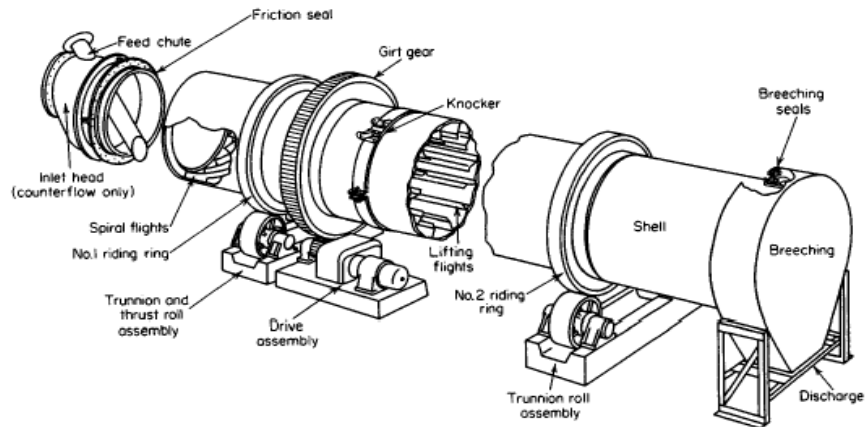
Tabel C.9. Spesifikasi Blower (BL –101)

Alat	Blower
Kode	BL-101
Fungsi	Mengalirkan udara pendingin menuju RC-101
Tipe	<i>Centrifugal Blower</i>
Kapasitas	3165,5570 ft ³ /menit
Power motor	3,1062 hp
Jumlah	1 buah

9. Rotary Cooler (B-120)

Fungsi : mendinginkan kalsium oksida (CaO) yang keluar dari Rotary Kiln dengan udara.

Bahan konstruksi : *Carbon steel SA-283 C*



Gambar C.9. Rotary Cooler

Diketahui data sebagai berikut :

T_1 : Temperatur umpan = $900\text{ }^{\circ}\text{C} = 1.652\text{ }^{\circ}\text{F} = 1.173\text{ K}$

T_2 : Temperatur produk = $70\text{ }^{\circ}\text{C} = 158\text{ }^{\circ}\text{F} = 343\text{ K}$

T_{G1} : Temperatur udara masuk = $30\text{ }^{\circ}\text{C} = 86\text{ }^{\circ}\text{F} = 303\text{ K}$

T_{G2} : Temperatur udara keluar = $450\text{ }^{\circ}\text{C} = 842\text{ }^{\circ}\text{F} = 723\text{ K}$

7. Menentukan Luas Penampang dan Diameter Rotary Cooler

Dari perhitungan neraca panas diketahui:

Jumlah udara masuk (m_G) = $6264,8506\text{ kg/jam}$

= $13811,6150\text{ lb/jam}$

Kecepatan *superficial* udara (G'_G) = $369\frac{\text{lb}}{\text{jam ft}^2}$

(Range $369 - 3687\frac{\text{lb}}{\text{jam ft}^2}$, Perry's 7^{ed}, hal 12-55)

$$\text{Luas penampang Rotary Cooler (S)} = \frac{m_G}{G'_G}$$

$$\begin{aligned} S &= \frac{13811,6150}{369} \\ &= 37,4299 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Diketahui bahwa hubungan antara luas penampang Rotary Cooler (S) dengan diameter Rotary Cooler (D) adalah sebagai berikut:

$$S = \frac{\pi}{4} \times D^2$$

$$\begin{aligned} \text{diameter Rotary Cooler (D)} &= \sqrt{\frac{4 \times S}{\pi}} \\ &= \sqrt{\frac{4 \times 37,4299}{3,14}} \\ &= 6,9020 \text{ ft} = 2,1037 \text{ m} \end{aligned}$$

8. Menentukan Koefisien Perpindahan Panas Volumetrik

$$U_a = \frac{0,5G^{0,67}}{D} \quad (\text{McCabe 5}^{\text{th}} \text{ ed, pers. 24.28, hal 796})$$

Dengan:

$$U_a = \text{Koefisien perpindahan panas volumetrik, } \frac{BTU}{ft^3 \text{ jam } ^\circ F}$$

$$G = \text{Kecepatan superficial udara, } \frac{lb}{jam \text{ ft}^2}$$

$$D = \text{Diameter Rotary Cooler, ft}$$

Sehingga diperoleh:

$$U_a = \frac{0,5 \times 369^{0,67}}{6,9020}$$

$$= 3,8010 \frac{BTU}{ft^3 \text{ jam } ^\circ F}$$

$$LMTD (\Delta T)_m = \frac{(T_1 - T_{G2}) - (T_2 - T_{G1})}{\ln \frac{(T_1 - T_{G2})}{(T_2 - T_{G1})}}$$

(untuk operasi pengeringan *counter-current* pers. 24-7, hal.773, McCabe 5th ed)

$$LMTD (\Delta T)_m = \frac{(1625 - 842) - (158 - 86)}{\ln \frac{(1652 - 842)}{(158 - 86)}}$$

$$= 304,9123 \text{ } ^\circ F (151,6179 \text{ } ^\circ C)$$

9. Menentukan Panjang Rotary Cooler

$$L = \frac{Q}{(\Delta T)_m \times U_a \times A}$$

Dimana:

L = Panjang Rotary Cooler (ft)

Q = Total panas yang diambil = dari neraca panas (lampiran B) diketahui
untuk mendinginkan sampai suhu yang diinginkan dibutuhkan panas
707660,0267 kkal/jam= 2808207,2840 BTU/jam

U_a = Koefisien perpindahan panas volumetrik = 3,8010 Btu/ft³.jam.F

A = Luas permukaan Rotary Cooler = 37,4299 ft²

Sehingga diperoleh:

$$L = \frac{2808207,2840}{304,9123 \times 3,8010 \times 37,4299}$$

$$= 64,7344 \text{ ft} = 19,7310 \text{ m}$$

10. Pengecekan: L/D

Syarat untuk Rotary Cooler : $L/D = 4 - 10$ (hal.12-54, Perry's ed.7th)

$$L/D = 64,7344 / 6,9020$$

$$= 9,3790 \text{ (memenuhi syarat)}$$

11. Menentukan Putaran Rotary Cooler (N)

$$N = \frac{V_p}{\pi \times D}$$

Dimana :

N : Putaran Rotary Cooler, rpm

V_p : Kecepatan keliling selongsong = 75 ft/menit ($V_p = 60-75$ m/menit,
Perry's 7th, 1997 : 12-57)

D : Diameter *inside* Rotary Cooler = 6,9020 ft

$$N = \frac{75}{3,14 \times 6,9020}$$

$$= 3,4606 \approx 4 \text{ rpm}$$

12. Pengecekan Nilai NTU

Syarat untuk Rotary Cooler : $NTU = 1,5 - 2,5$ (hal. 12-54, Perry's ed.7th)

$$NTU = \frac{\Delta T_G}{(\Delta T)_m}, \quad (\text{Pers. 12-54, hal 12-54, Perry's ed. 7}^{\text{th}})$$

$$NTU = \frac{842 - 86}{304,9123} = 2,4794 \text{ (memenuhi syarat)}$$

13. Menentukan Waktu Tinggal (θ)

$$\theta = 0,23 \left(\frac{L}{S \times N^{0,9} \times D} \right) + 0,6 \left(\frac{B \times L \times G}{F} \right)$$

(Perry's 7th ed, pers 12-55, hal 12-55)

Dimana:

θ = Waktu tinggal, menit

L = Panjang Rotary cooler, ft

S = *Slope*/kemiringan Rotary cooler, ft/ft

(S = 0 – 8 cm/m, Perry's 7^{ed}, hal 12-56)

N = Putaran Rotary cooler rpm

D = Diameter Rotary cooler, ft

B = Konstanta ($5 \times D_p^{-0,5}$)

D_p = Diameter rata-rata partikel, μm (micrometer)

G = Kecepatan *superficial* gas, $\frac{lb}{jam.ft^2}$

M = Massa umpan masuk Rotary cooler, $\frac{lb}{jam}$

A = Luas penampang Rotary cooler, ft²

$$F = \frac{M}{A}, \frac{lb}{jam.ft^2}$$

$$= \frac{10358,2082}{37,4299}$$

$$= 276,7366 \frac{lb}{jam.ft^2}$$

Sehingga diperoleh:

$$\theta = 0,23 \left(\frac{64,7344}{0,08 \times 4^{0,9} \times 6,9020} \right) + 0,6 \left(\frac{0,5774 \times 64,7344 \times 369}{276,7366} \right)$$

$$= 37,6446 \text{ menit (0,6274 jam)}$$

14. Menentukan Jumlah dan Tinggi *Flight*

Jenis *flight* : *radial flight*

Jumlah *flight* : $2,4 D - 3 D$, $D = ft$ (Perry's, 7th ed, hal.12-54)

Pada perhitungan ini, diambil jumlah *flight* $2,4 D$, maka:

Jumlah *flight* = $2,4 \times 6,9020$

= $16,5649 \approx 17$ *flight* (dalam 1 bagian keliling lingkaran)

Berdasarkan Perry's ed.7th, hal.12-56, tinggi *flight* berkisar antara

$(D/12) - (D/8)$, dengan $D = \text{meter}$.

Pada perhitungan ini diambil $D/8$,

sehingga tinggi *flight* = $\frac{2,1037}{8}$

= $0,2630 \text{ m (0,8628 ft)}$

Jarak antar *flight* = Keliling Rotary cooler / jumlah *flight*

= $3,14 \times 6,9020 / 17$

= $1,2748 \text{ ft (0,3886 m)}$

Lampiran C. Spesifikasi Peralatan

Prarancangan Pabrik *Precipitated Calcium Carbonate* dari Batu Kapur kapasitas 50.000 ton/tahun

15. Menentukan Tebal Rotary Cooler

Diketahui bahwa tekanan operasi di dalam RC adalah 1 atm

Diambil faktor keamanan 20%, sehingga menjadi = 1,2 atm

Untuk menghitung tebal Rotary Cooler digunakan persamaan sebagai berikut :

$$t = \frac{P \times ri}{fE - 0,6P} + c \quad (\text{Tabel. 4, hal. 537, Timmerhause})$$

Dengan :

t = tebal , in

P = tekanan desain, psi

r = jari-jari dalam Rotary Cooler, in

f = *allowable stress*, psi (digunakan bahan *Carbon steel SA-283 C*)
= 12.650 psi

E = efisiensi pengelasan = 0,80 *Double welded butt joint*

c = faktor korosi = 0,125 in/10 tahun

Sehingga diperoleh:

$$t = \frac{(12650 \times 41,4121)}{(12650 \times 0,8) - (0,6 \times 1,2)} + 0,125$$

$$= 0,1972 \text{ in}$$

Dipilih tebal standar 1/4 in

(Tabel 5.7 Brownell)

16. Menentukan Tebal Flight

Diasumsikan bahwa tebal *flight* sama dengan tebal Rotary Cooler yang

mendekati nilai dari hasil perhitungan yaitu : 1/4 in

17. Menentukan Daya Rotary Cooler

Berdasarkan Perry's 7ed hal 12-56, jumlah total daya untuk *fan*, penggerak *dryer* dan *conveyor* umpan maupun produk berkisar antara $0,5 D^2 - 1,0 D^2$ (kW). Pada perhitungan ini diambil total daya sebesar $0,5 D^2$ sehingga:

$$P = 0,5 \times 6,9020$$

$$= 23,8190 \text{ kW (31,9187 hp)}$$

Tabel C.10. Spesifikasi Rotary Cooler (B – 120)

Alat	Rotary Cooler
Kode	B-120
Fungsi	Mendinginkan CaO keluaran dari Rotary Kiln.
Dimensi	Diameter = 2,1037 m Panjang = 19,7310 m Putaran = 4 rpm Waktu tinggal = 37,6446 menit Kemiringan = 0,08 ft/ft Jumlah <i>radial flight</i> = 17 buah Tinggi <i>flight</i> = 0,2630 m Daya Rotary = 31,9187 hp hp
Kondisi Operasi	T. Udara masuk = 30°C T. Udara keluar = 800 °C T. Produk masuk = 1.100°C T. Produk keluar = 40°C
Jumlah	1 buah

10. Blower (G-130)

Dengan menggunakan perhitungan seperti pada G-120 didapatkan spesifikasi blower G-130 sebagai berikut :

Tabel C.11. Spesifikasi blower (G-130)

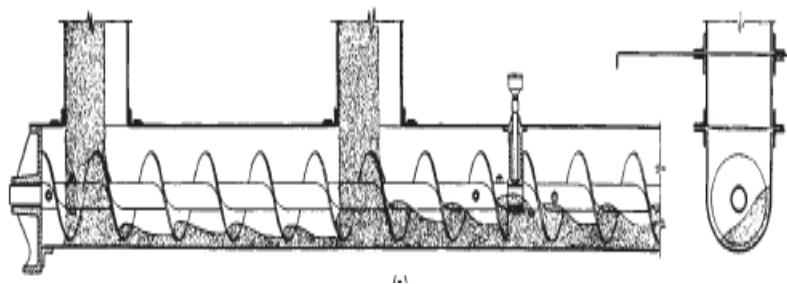
Nama alat	Blower
Kode alat	G-130
Fungsi	Mengalirkan udara panas keluar B-120
Tipe	<i>Centrifugal Blower</i>
Kapasitas	8075,8270 ft ³ /menit
Power motor	7,9244 hp
Jumlah	1 buah

11. Screw Conveyor (J-140)

Fungsi : Membawa CaO keluaran Rotary Cooler menuju
Bucket Elevator (J-150)

Jenis : *Helicoid screw conveyor*

Dasar pemilihan : Bahan yang dibawa bersifat bereaksi dengan air sehingga
screw ini berfungsi untuk melindungi bahan agar tak
mengalami kontak langsung dengan udara.



Gambar C.10. Screw Conveyor (Perry's, 1999:21-9)

Kapasitas = laju alir massa masuk
= 4651,4257 kg/jam

Over design adalah 20 %

(Tabel 6. Timmerhaus, 1991:38)

Sehingga kapasitas desain = 1,2 x 4651,4257 kg/jam

$$= 5581,7108 \text{ kg/jam} = 12.726,3007 \text{ lbm/jam}$$

Suhu campuran keluar dari Rotary Cooler, T = 70 °C

Tabel C.12. Laju Alir Bahan Masuk Screw Conveyor

Komponen	Aliran (kg/jam)	Fraksi (Xi)	Densitas (kg/m ³)	Xi/ρi
CaO	3759,3985	0,8082	3340	0,000241983
MgO	186,9451	0,0402	3580	1,12265E-05
Fe ₂ O ₃	51,0361	0,0110	1287	8,52536E-06
Al ₂ O ₃	125,6271	0,0270	1762	1,53282E-05
SiO ₂	175,0928	0,0376	2642	1,42479E-05
CaCO ₃	353,3262	0,0760	2710	2,80299E-05
Total	4651,4257	1		0,000319341

$$\begin{aligned} \text{Densitas campuran} &= \frac{1}{\sum \frac{X_i}{\rho_i}} \\ &= \frac{1}{0,000319341} \text{ kg/m}^3 \\ &= 3131,4458 \text{ kg/m}^3 \\ &= 195,4954 \text{ lbm/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju volumetrik} &= \frac{12.726,3007}{195,4954} \\ &= 65,0977 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Kapasitas desain = laju alir volumetrik

$$= 65,0977 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Lampiran C. Spesifikasi Peralatan

Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari Batu Kapur kapasitas 50.000 ton/tahun

Berdasarkan kapasitas desain tersebut, dipilih screw conveyor sesuai dengan spesifikasi yang ada pada tabel 13, Brown, 1951 sebagai berikut:

Kapasitas	= 74 ft ³ /jam
Diameter <i>screw</i>	= 3 in
Kecepatan putaran	= 250 rpm (maksimum)

Power yang dibutuhkan untuk pergerakan horizontal dihitung berdasarkan rumus berikut :

$$H_p = \frac{\text{Coefficient} \times \text{capacity} \times \text{Length}}{33000} \quad (\text{Brown, 1951, hal 53})$$

Dimana :

$$\text{Coefficient} = 4 \quad (\text{Brown, 1951, hal 53})$$

$$\text{Capacity} = 12.726,3007 \text{ lbm/jam} = 212,1050 \text{ lbm/menit}$$

$$\text{Length} = \text{Panjang screw conveyor (ft)} = 5 \text{ m} = 16,4010 \text{ ft}$$

Maka,

$$H_p = \frac{4 \times 212,1050 \times 16,4010}{33000} = 0,42 \text{ hp}$$

Diambil standar 1 hp.

Tabel C.13. Spesifikasi Screw Conveyor (J-140)

Alat	Screw Conveyor
Kode	J-140
Fungsi	membawa CaO keluaran Rotary Cooler (B-140) menuju Bucket Elevator (J-150)
Tipe	<i>Helicoid screw conveyor</i>
Kapasitas <i>screw</i>	74 ft ³ /jam
Kecepatan max <i>screw</i>	250 rpm
Diameter <i>screw</i>	3 in (0,247 ft)
<i>Horse power</i>	1 hp
Panjang <i>screw</i>	5 m (16,4042 ft)
Jumlah	1 buah

12. Bucket Elevator (J-150)

Dengan perhitungan seperti J-120 ,maka didapat spesifikasi J-150 sebagai berikut:

Tabel C.14. Spesifikasi Bucket Elevator (J-150)

Alat	Bucket Elevator
Kode	J-150
Fungsi	Mengangkut batu kapur dari J-140 ke Hopper (F-130)
Tipe	<i>Spaced – Bucket Centrifugal- Discharge Elevator</i>
Kapasitas	5581,7108 kg/jam
Dimensi	<i>Width</i> = 12 in <i>Projection</i> = 7 in <i>Depth</i> = 7 ¼ in
<i>Bucket speed</i>	260 rpm
<i>Power motor</i>	4,7 Hp
Jumlah	1 buah

13. Hopper (F-130)

Dengan perhitungan seperti F-120 ,maka didapat spesifikasi F-130 sebagai berikut:

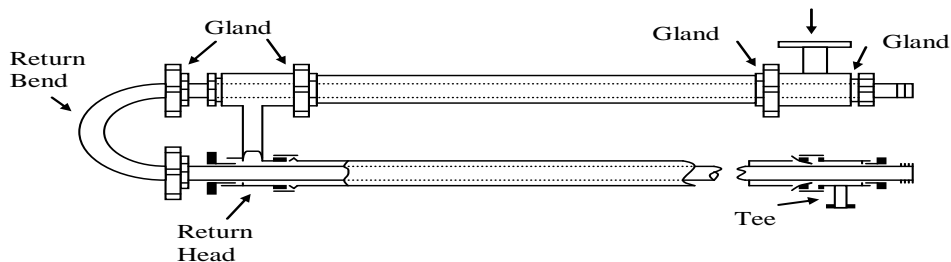
Tabel C.15. Spesifikasi Hopper (F-130)

Alat	Hopper
Kode	F-130
Fungsi	Menampung batu kapur dari Bucket Elevator (J-150) dan mengumpulkannya ke Reaktor 210 (R-210)
Type	<i>Conical Hopper</i>
Kapasitas	67,7245 ft ³
Dimensi	$d_{\text{eff}} = 0,1575 \text{ ft}$ $h = 3,9338 \text{ ft}$ Tebal = ½ in
Tekanan	15,4308 psi
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-7</i>
Jumlah	1 buah

14. Heater (E-110)

Fungsi : Memanaskan air sebelum direaksikan dengan CaO dalam Reaktor Slaking 1 (R – 210)

Jenis : *Double pipe heat exchanger*



Gambar C.11. *Double Pipe Heat Exchanger* (Kern, hal.102, 1965)

Data perhitungan:

❖ Fluida panas : *steam*

$$\text{Laju alir, } W = 1536,0174 \text{ kg/jam} = 3386,3346 \text{ lb/jam}$$

$$\text{T masuk, } T_1 = 308 \text{ }^\circ\text{C} = 586,4 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{T keluar, } T_2 = 308 \text{ }^\circ\text{C} = 586,4 \text{ }^\circ\text{F}$$

❖ Fluida dingin : air

$$\text{Laju alir} = 15789,4737 \text{ kg/jam} = 34809,7895 \text{ lb/jam}$$

$$\text{T masuk, } t_1 = 37,2936 \text{ }^\circ\text{C} = 99,1284 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{T keluar, } t_2 = 70 \text{ }^\circ\text{C} = 158 \text{ }^\circ\text{F}$$

(1) Neraca panas

$$\text{Beban panas, } Q = 502234,6446 \text{ kkal/jam} = 1993017,7401 \text{ Btu/jam}$$

(2) Menghitung Δt LMTD

<i>hot fluid</i>		<i>cold fluid</i>	<i>temp. Diff</i>	
586,4	<i>high. temp</i>	158	428,40	Δt_2
586,4	<i>low. temp.</i>	99,5501	486,8499	Δt_1
0	<i>temp. diff</i>	58,4499	- 58,4499	$(\Delta t_2 - \Delta t_1)$

$$\Delta t \text{ LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$= 457,2042 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$R = (T_1 - T_2)/(t_2 - t_1) = 0$$

$$S = (t_2 - t_1)/(T_1 - t_1) = 0,1208$$

Sehingga $\Delta t = \Delta t$ LMTD

(3) Temperatur kalorik

$$T_c = T_{avg} = \frac{1}{2} (T_1 + T_2) = 586,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{avg} = \frac{1}{2} (t_1 + t_2) = 128,5642 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial :

Asumsi : $U_D = 500$. Dari Tabel 8 b (Kern, 1950), untuk *heater* dengan *hot fluid steam* dan *cold fluid water* diketahui : *design overall coefficient* = $U_D = 200 - 700 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$.

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t} = \frac{1993017,74 \text{ 01}}{(500) (457,2042)}$$

$$= 8,7183 \text{ ft}^2$$

Karena $A < 200 \text{ ft}^2$, maka digunakan tipe *double pipe* dengan spesifikasi sebagai berikut (Tabel 11,kern, 1965) :

Annulus		Inner pipe	
IPS (in)	2,5	IPS (in)	1,25
Sch. No.	40	Sch. No.	40
OD (in),	2,88	OD (in),D ₁	1,66
ID (in), D ₂	2,469	ID (in), D	1,38
a' (ft ²)	0,753	a" (ft ²)	0,435

Fluida dingin : annulus, air(4) *Flow area*, a_a

$$D_2 = 0,2058 \text{ ft}$$

$$D_1 = 0,1383 \text{ ft}$$

$$a_a = \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4}$$

$$= 0,0182 \text{ ft}^2$$

$$D_e = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1} \quad [\text{Pers. 6.3}]$$

$$= 0,1677 \text{ ft}$$

(5) Laju alir massa, G_a

$$G_a = w/a_a$$

$$= 1911616,7515 \text{ lb/jam ft}^2$$

(6) Bilangan *Reynold*, Re_a

$$\text{Pada } t_{avg} = 128,5642 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,56 \text{ cp} \times 2,42$$

$$= 1,3552 \text{ lb/jam ft}$$

$$Re_a = \frac{D_e G_a}{\mu} \quad [\text{Pers. 3.6}]$$

$$= 236538,3184$$

(7) $j_H = 550$ [Gb. 24](8) Pada $t_{avg} = 128,5642 \text{ }^\circ\text{F}$ **Fluida panas : inner pipe, steam**(4') *Flow area*, a_p

$$D = 0,1150 \text{ ft}$$

$$a_p = \pi D^2/4$$

$$= 0,0104 \text{ ft}^2$$

(5') Laju alir massa, G_p

$$G_p = W/a_p$$

$$= 326185,4094 \text{ lb/jam ft}^2$$

(6') Bilangan *Reynold*, Re_p

$$\text{Pada } T_{avg} = 586,4 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,02 \text{ cp} \times 2,42 \quad [\text{Gb. 15}]$$

$$= 0,0484 \text{ lb/jam ft}$$

$$Re_p = \frac{D G_p}{\mu}$$

$$= 775027,3157$$

$$k = 0,3758 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ (}^\circ\text{F/ft)}$$

$$c = 0,98 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$$

$$\left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} = 1,5232$$

$$(9) \frac{h_o}{\Phi_a} = jH \left(\frac{k}{D_e}\right) \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \quad [\text{Pers. 6.15}] \quad (10') h_{io} = 1500 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$= 1877,4807 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

(11) *Clean overall coefficient, U_C*

$$U_C = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$= 833,8230 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

(12) R_d dengan U_D = 500

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C U_D}$$

$$= 0,0008 \text{ Jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

(13) *Required surface*

$$\text{External surface / lin ft, } a'' = 0,435 \text{ ft}^2 \quad (\text{Tabel.11 Kern, 1965})$$

$$\text{Required length, } L = \frac{A}{a''} = 20,0509 \text{ lin ft}$$

Digunakan panjang pipa = 20 ft

$$\begin{aligned}
 \text{Banyaknya pipa yang digunakan} &= \frac{\text{Panjang yang dibutuhkan}}{\text{panjang pipa}} \\
 &= \frac{20,0509 \text{ ft}}{20 \text{ ft}} \\
 &= 1,0021 \approx 1
 \end{aligned}$$

DPHE tidak menggunakan *hairpin* karena dengan pipa 20 ft masih mencukupi luas perpindahan panas.

(14) *Actual design overall coefficient*, U_D actual

$$\begin{aligned}
 \text{Actual surface} &= \text{panjang pipa} \times \text{banyaknya pipa} \times a'' \\
 &= 20 \times 1 \times 0,435 \\
 &= 8,7 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_D \text{ aktual} &= \frac{Q}{A \times \Delta t} \\
 &= 501,0507 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

(15) *Actual Dirt Factor*, R_d aktual dengan $U_D = 501,0507 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{U_C - U_D}{U_C U_D} \\
 &= 0,0008 \text{ Jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}
 \end{aligned}$$

Pressure drop

<i>Annulus</i>		<i>Inner pipe</i>
1) $De' = (D_2 - D_1)$ $= 0,0674 \text{ ft}$ $Re_{a'} = \frac{D_e' G_a}{\mu}$	[Pers. 6.4]	1') $Re_p = 775027,3157$ $f = 0,0044$ $\rho = 59,3060 \text{ lb/ft}^3$

$$= 95096,5388$$

$$2) f = 0,0056$$

$$\text{Pada } t_a = 128,5642 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\rho = 986,3200 \text{ kg/m}^3$$

$$= 61,5738 \text{ lb/ft}^3$$

$$3) \Delta F_a = \frac{4 f G_a^2 L}{2 g \rho^2 D_e}$$

$$= 7,7187 \text{ ft}$$

$$V_a = \frac{G_a}{3600 \rho}$$

$$= 8,6239 \text{ ft/det}$$

$$\Delta F_1 = 1 \left(\frac{V_a^2}{2g'} \right) = 1,1548 \text{ ft}$$

$$4) \Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + \Delta F_1) \rho}{144}$$

$$= 3,7943 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable } \Delta P_a = 10 \text{ psi}$$

$$2') \Delta F_p = \frac{4 f G_p^2 L}{2 g \rho^2 D}$$

$$= 0,1104 \text{ ft}$$

$$4') \Delta P_p = \frac{\Delta F_p \rho}{144}$$

$$= 0,0455 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable } \Delta P_p = 1 \text{ psi}$$

Tabel C.16. Spesifikasi Heater (E – 110)

Alat	Heater			
Kode	E – 110			
Fungsi	Memanaskan air sebelum direaksikan dengan CaO dalam Reaktor 210 (R – 210)			
Jenis	<i>Double pipe heat exchanger</i>			
Dimensi pipa	<i>Annulus (air)</i>		<i>Inner Pipe (steam)</i>	
	IPS	: 2,5 in	IPS	: 1,25 in
	Sch. No	: 40	Sch. No	: 40
	OD	: 2,88 in	OD	: 1,66 in
	ID	: 2,469 in	ID	: 1,38 in
	a'	: 0,753 ft ²	a''	: 0,435 ft ²
	ΔPa	: 3,6550 psi	ΔPp	: 0,0432 psi
	Panjang pipa	: 20 ft		
	Δt	: 457,2042 °F		
	A	: 8,7 ft ²		
	U _C	: 833,8230 Btu/jam ft ² °F		
	U _D	: 501,0507 Btu/jam ft ² °F		
	Rd	: 0,0008 Jam ft ² °F/Btu		
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel (austenitic)</i> AISI tipe 316			
Jumlah	1 buah			

15. Reaktor 210 (R-210)

Fungsi : Mereaksikan kalsium oksida (CaO) dengan H₂O menghasilkan kalsium hidroksida / Ca(OH)₂.

Tipe Reaktor : Reaktor alir tangki berpengaduk atau RATB (*Continous Stirred Tank Reactor*)

Kondisi operasi :

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 70°C
- Konversi : 72,856 %

(US Patent no 4588559)

Tipe perancangan : Silinder tegak dengan *flange and dish head (torispherical)* sebagai tutup atas dan bawah.

a. Dasar pemilihan jenis reaktor dan perancangannya yaitu :

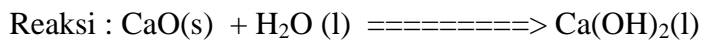
1. Fase reaksi padat-cair dan prosesnya kontinyu
2. Pada Reaktor Alir Tangki Berpengaduk suhu dan komposisi campuran dalam reaktor selalu seragam. Hal ini memungkinkan melakukan suatu proses isothermal dalam reaktor CSTR.
3. Pada Reaktor Alir Tangki Berpengaduk karena volume reaktor relatif besar dibandingkan dengan Reaktor Alir Pipa, maka waktu tinggal juga besar, berarti zat pereaksi dapat lebih lama bereaksi di dalam reaktor.
4. Dipilihnya untuk perancangan berupa silinder tegak dengan *flange and dish Head (torispherical)* sebagai tutup atas dan bawah, karena tangki proses ini dapat dioperasikan pada kisaran tekanan 15 – 200 psig, dan juga akan di tempatkan pengaduk pada bagian atas.

b. Dasar pemilihan koil yaitu :

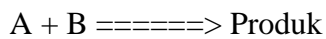
- 1) Hasil perhitungan menunjukkan jaket tidak dapat digunakan sebagai sistem pendingin karena luas area transfer panas reaktor lebih kecil dibandingkan luas area transfer panas dari jaket ke reaktor.
- 2) Jaket biasanya digunakan untuk vessel yang membutuhkan pembersihan rutin dan vessel glass-lined yang sulit dipasang koil internal.
(Perry,p 11-22,1999)
- 3) Paling murah (Kern, pp. 720)

I. Volume Reaktor

1. Menentukan persamaan laju reaksi:



atau bisa disederhanakan menjadi :



Persamaan laju reaksi antara CaO dengan H₂O dapat ditentukan dengan beberapa metode. Dengan data dibawah ini dari Canadian Journal Of Chemical Engineering volume 20, Oktober 2002 dipilih metode integral untuk menebak persamaan laju reaksinya.

Tabel C.17. Data Kinetika Reaksi Slaking

t (menit)	% tingkat hidrasi/konversi (X)
0,1	0,2
10	0,74
20	0,89
30	0,98

Karena data yang ada berupa t vs X, sedangkan untuk penentuan persamaan laju diperlukan data t vs C_A ,maka X yang merupakan fungsi C_A diubah ke bentuk C_A

sesuai dengan orde reaksi yang ditebak. Tebakan pertama reaksi slaking diatas adalah reaksi berorde 1 terhadap C_A sehingga persamaan lajunya adalah

$$(-r_A) = k.C_A$$

Dengan $C_A = C_{A0} (1 - X_A)$

$$-(dC_A/dt) = (-r_A) = k.C_A$$

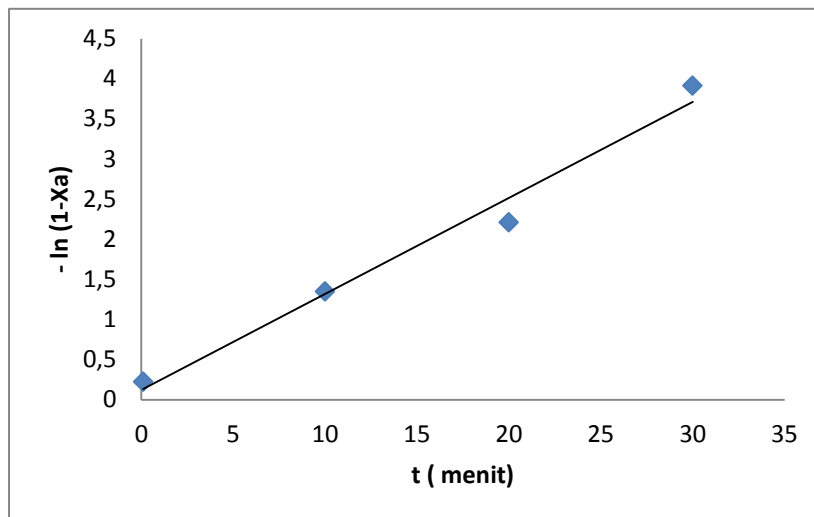
Jika persamaan laju di integralkan maka diperoleh:

$$- \ln (1 - X_A) = kt$$

Sehingga diplotkan t vs $-\ln (1 - X_A)$ sebagai berikut

Tabel C.18. Data t vs $-\ln (1 - X_A)$

t (menit)	$-\ln (1 - X_A)$
0,1	0,223
10	1,347
20	2,207
30	23,912



Gambar C.12. Grafik t vs $-\ln(1-X_A)$

Dari gambar diatas ternyata diperoleh garis linear sehingga orde tebak adalah

benar. Slope garis diatas adalah nilai k (konstanta laju reaksi), jika diambil nilai

$x = 20$ maka $y = 2,5$ sehingga

Lampiran C. Spesifikasi Peralatan

Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari Batu Kapur kapasitas 50.000 ton/tahun

$$\begin{aligned}\text{slope} &= k = y/x \\ &= 2,5/ 20 \\ &= 0,125 / \text{menit} = 7,5/\text{jam}\end{aligned}$$

Sehingga persamaan laju reaksi Slaking adalah

$$\begin{aligned}(-r_A) &= k.C_A \\ &= 7,5 C_A \quad \dots\dots\dots(1)\end{aligned}$$

Dengan :

$$(-r_A) \quad = \text{laju reaksi , mol/liter jam} = \text{kmol/m}^3 \text{ jam}$$

$$k \quad = 0,125 / \text{menit} = 7,5/\text{jam}$$

$$C_A \quad = \text{konsentrasi Ca(OH)}_2 \text{ sisa , kmol/m}^3$$

2. Menentukan C_{A0} dan C_{A1}

Densitas komponen masuk reaktor dari aliran 9 dan 13 ditunjukkan pada Tabel

C.10. berikut:

Tabel C.19. Menentukan konsentrasi Umpan masuk reaktor

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam	ρ_i (kg/m ³)	X_i	x_i/ρ_i
CaO	3759,3985	67,1321	3340	0,1839155	5,50645E-05
H ₂ O	15789,4737	877,1930	980,065	0,7724452	0,000788157
MgO	186,9451	4,6736	3580	0,0091456	2,55465E-06
Fe ₂ O ₃	51,0360	0,3190	1287	0,0024968	1,93998E-06
Al ₂ O ₃	125,6271	1,2316	1762	0,0061459	3,48801E-06
SiO ₂	175,0928	2,9182	2642	0,0085658	3,24217E-06
CaCO ₃	353,3262	3,5333	2710	0,0172853	6,37832E-06
Total	20440,8994	957,0010			0,000860825

$$\rho_{\text{mix}} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{\rho_i}} = 1161,6767 \text{ kg/m}^3 = 72,5209 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_o = \frac{\text{massa total}}{\text{densitas campuran}}$$

$$v_o = \frac{20.440,8994 \text{ kg/jam}}{1.161,6767 \text{ kg/m}^3} = 17,5960 \text{ m}^3/\text{jam} = 621,3687 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Dari Neraca Massa Laju Alir Molar Komponen masuk R-210

$$F_{A0} = 67,1321 \text{ kmol/jam}$$

$$F_{A0} = C_{A0} \times v_o \quad (\text{Fogler, 1999 p.37})$$

$$C_{A0} = \frac{\text{laju alir molar CaO masuk}}{\text{laju alir volum etrik umpan tota l reaktor}}$$

$$= \frac{67,1321 \text{ kmol/jam}}{17,5960 \text{ m}^3/\text{jam}} = 3,8152 \text{ kmol/m}^3 = 0,0038 \text{ kmol/ltr}$$

Sehingga : $C_A = C_{A0} (1 - X_{A1})$

$$C_A = 3,8152 (1 - 0,72856) = 1,0356 \text{ kmol/m}^3$$

3. Menentukan volume reaktor

$$\text{Untuk CSTR : } V = \frac{F_{A0} \cdot X}{(-r_A)} \quad (\text{Fogler, 1999 p.39})$$

$$\text{Sehingga } V = \frac{F_{A0} \cdot X}{k C_A} \quad \dots\dots\dots (6)$$

$$\begin{aligned} &= \frac{67,1321 \times 0,72856}{7,5 \times 1,0356} \\ &= 6,2972 \text{ m}^3 = 222,3717 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Over design = 20 % (Peters and Timmerhaus, 1991:37)

$$\begin{aligned} V &= 1,2 \times 222,3717 \text{ ft}^3 \\ &= 266,8461 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Waktu tinggal :

$$\begin{aligned}\tau &= V/v \\ &= 266,8461 \text{ ft}^3 / (621,3687 \text{ ft}^3/\text{jam}) \\ &= 0,4295 \text{ jam} \\ &= 25,7671 \text{ menit} = 26 \text{ menit}\end{aligned}$$

4. Dimensi Reaktor

a) Menentukan diameter reaktor

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 198:248, dimana $\frac{H}{D} < 2$ dipilih, $H = D$

Untuk menentukan bentuk-bentuk *head* ada 3 pilihan :

1) *Flanged and Standard Dished Head*

Digunakan untuk vesel proses vertikal bertekanan rendah, terutama digunakan untuk tangki penyimpanan horizontal, serta untuk menyimpan fluida yang volatil. (brownell n Young, 1959: hal 86)

2) *Torispherical Flanged and Dished Head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig (1,0020689 atm) sampai 200 psig (13,60919 atm). (brownell n Young, 1959: hal 88)

3) *Elliptical Flanged and Dished Head*

Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig dan tekanan diatas 200 psig. (brownell n Young, 1959: hal 92)

Untuk tekanan 1 atm/15 psig maka dipilih *torispherical flanged and dished head*

Volume tutup atas dan bawah *torispherical flanged and dished head* =

$$V_{\text{torispherical}} = V_d = 0,000049D^3 \quad (\text{pers. 5.11. Brownell, 1959:88})$$

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

$$= \frac{1}{4} \pi \cdot ID^2 \cdot H + (2 \times 0,000049 \cdot ID^3)$$

dengan $H = ID$, substitusikan ke pers (6)

$$V_{\text{reaktor}} = 0,7851 ID^3$$

$$266,8461 \text{ ft}^3 = 0,7851 ID^3$$

$$ID^3 = 339,8880 \text{ ft}^3$$

$$ID = 6,9743 \text{ ft} = 2,1258 \text{ m} = 83,6925 \text{ in}$$

$$ID = 6,9743 \text{ ft} = 2,1258 \text{ m} = 83,6925 \text{ in}$$

$$H = 6,9743 \text{ ft} = 2,1258 \text{ m} = 83,6925 \text{ in}$$

Dipilih standar

$$ID = 7 \text{ ft} = 2,1336 \text{ m} = 84,0008 \text{ in}$$

$$H = 7 \text{ ft} = 2,1336 \text{ m} = 84,0008 \text{ in}$$

Menghitung tinggi cairan (H_L)

$$\begin{aligned} H_L &= \frac{V_{\text{reaktor}}}{\pi D^2 / 4} \\ &= \frac{266,8461}{\pi (7)^2 / 4} \end{aligned}$$

$$Vol_{\text{reaktor}} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H_L$$

$$266,8461 = \frac{3,14}{4} \times 7^2 \times H_L$$

$$H_L = 6,9374 \text{ ft} = 2,1145 \text{ m} = 83,2493 \text{ in}$$

b) Menentukan tekanan desain

Tekanan operasi (P_{ops}) = 1 atm (14,7 psi)

$$P_{hidrostatik} = \frac{\rho_{mix} \cdot \left(\frac{g}{g_c} \right) H_L}{144} = \frac{72,5209 \text{ lb/ft}^3 (1) 6,9374 \text{ ft}}{144} = 3,4938 \text{ psia}$$

Keterangan :

g : Percepatan gravitasi = 32,174 ft/det²

g_c : Faktor konversi percepatan gravitasi = 32,1740 g.cm/g_f.det²

$$P_{abs} = P_{operasi} + P_{hidrostatik}$$

$$= 14,7 + 3,4938$$

$$= 18,1938 \text{ psia}$$

Tekanan desain 5 -10 % di atas tekanan kerja absolut (Coulson, 1988:637).

Tekanan desain yang dipilih 10 % di atasnya

(Rules of thumb. Walas,1988:xviii)

$$P_{desain} = 1,1 \times P_{abs}$$

$$= 1,1 \times 18,1938 = 20,0132 \text{ psi}$$

c) Menentukan Ketebalan dinding reaktor

Tipe material penyusun reaktor adalah *Carbon Steel* SA-216. Hal ini disebabkan

- Mempunyai *allowable stress* yang besar
- Struktur kuat
- Harga yang relatif lebih murah

Lampiran C. Spesifikasi Peralatan

Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari Batu Kapur kapasitas 50.000 ton/tahun

- dapat menangani $\text{Ca}(\text{OH})_2$

Ketebalan dinding *shell* :

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C \quad (\text{pers 14.34 Brownell, 1959:275})$$

Keterangan :

t_s = tebal *shell*, in

r_i = jari-jari shell = $D/2 = 3,5 \text{ ft} = 42,0004 \text{ in}$

f = *allowable stresses* untuk Carbon Steel SA 216

= 18.750 psi (Tabel 13.1 Brownell, 1959:251)

E = *joint efisiensi tipe double-butt weld*

= 0,80 (Tabel 13.2 Brownell, 1959:254)

C = *corrosion allowance* = 0,125 in/10 tahun

(Tabel 6, Timmerhaus, 1991:542)

P = tekanan desain = 20,0132 psi

Maka :

$$t_s = \frac{20,0132 \times 42,0004}{(18.750 \times 0,80 - 0,6 \times 20,0132)} + 0,125$$

$$= 0,1811 \text{ in}$$

Diambil t_s standar = $5/16 \text{ in} = 0,3125 \text{ in}$

Standardisasi OD :

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 \cdot t_s$$

$$= 84,0008 + (2 \times 0,3125)$$

$$= 84,6259 \text{ in}$$

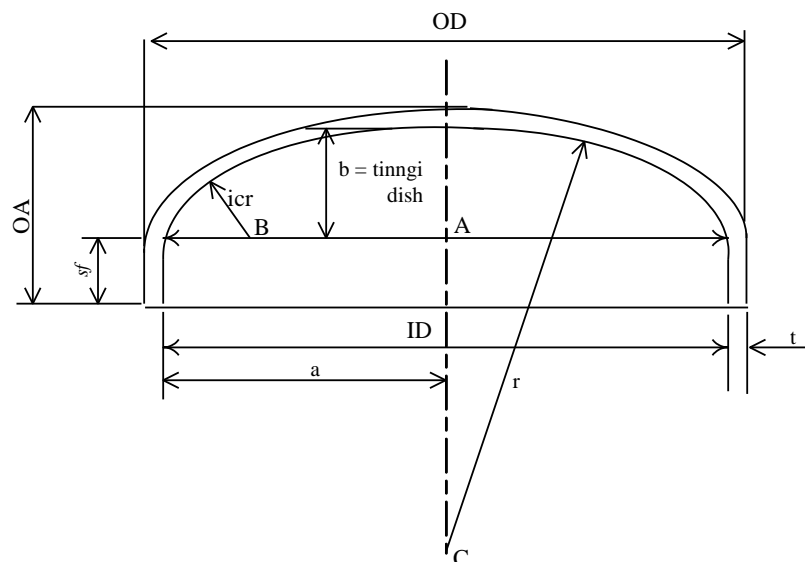
Diambil OD standar = 90 in (Brownell & Young,1959:91)

4. Perancangan *Head* Tangki

Bentuk : *torispherical dished head*

Dasar Pemilihan : Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig

(1,020689 atm) – 200 psig (13,60919 atm).



Gambar C.13. *Torispherical Dished head*

Menentukan dimensi tutup atas dan bawah

Ketebalan *torispherical head*

$$th = \frac{P \cdot r \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P} + C \quad (\text{Pers. 7.77 Brownell and Young, 1959})$$

Keterangan :

th = tebal head, in

W = faktor intensifikasi stress

f = *allowable stress* untuk Low Alloy Steel SA 203 grade C
= 18.750 psi (Tabel 13.1 Brownell,1959:251)

E = joint efisiensi tipe *double-butt weld* = 0,80
(Tabel 13.2 Brownell,1959:254)

C = *corrosion allowance* = 0,125 in/10 tahun
(Tabel 6, Timmerhaus,1991:542)

P = tekanan desain = 18,7106 psi

Untuk OD = 90 in (Tabel 5-7, Brownell & Young,1959:90)

maka *Inside corner radius*, icr = 5,5 in

crown radius, r_c = 90 in

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

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{90}{5,5}} \right) = 1,7613 \text{ in maka :}$$

$$th = \frac{20,0132 \times 90 \times 1,7613}{(2 \times 18.750 \times 0,80 - 0,2 \times 20,0132)} + 0,125 = 0,2308 \text{ in}$$

Digunakan tebal *head* standard = 1/4 in

Tebal *bottom* = tebal *head* = 1/4 in

Untuk th = ¼ in, maka sf = 1,5 – 3 (Tabel 5.6. Brownell,1959:88)

*Lampiran C. Spesifikasi Peralatan
Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari Batu Kapur kapasitas
50.000 ton/tahun*

Diambil $sf = 2$ in

$$\begin{aligned} AB &= (ID/2) - icr \\ &= (84,0008/2) - 5,5 = 36,5004 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 90 - 5,5 = 84,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} B &= rc - \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= 90 - \sqrt{84,5^2 - 36,5004^2} = 13,79 \text{ in} \end{aligned}$$

$$OA = th + b + sf \quad (\text{Fogler, 1959 p.87})$$

$$= 1/4 + 13,79 + 2 = 16,04 \text{ in}$$

jadi tinggi *dished head*, $H_d = 16,04 \text{ in} = 1,3367 \text{ ft} = 0,4074 \text{ m}$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi cairan di shell } (H_{L,S}) &= H_L - OA \\ &= 6,9374 \text{ ft} - 1,3367 \text{ ft} \\ &= 5,6007 \text{ ft} = 67,2091 \text{ in} = 1,7071 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total reaktor} &= H_s + 2.H_d \\ &= 7 + (2 \times 1,3367) = 9,6734 \text{ ft} = 2,9485 \text{ m} = 116,0820 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume pada sf} &= (\pi/4).D^2.sf \\ &= (3,14/4) \times 84,0008^2 \times 2 = 131,8813 \text{ in}^3 = 0,0763 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head torispherical } (V_d) &= 0,000049 ID^3 \\ &= 0,000049 \times 84,0008^3 \\ &= 29,0433 \text{ in}^3 = 0,0168 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

*Lampiran C. Spesifikasi Peralatan
Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari Batu Kapur kapasitas
50.000 ton/tahun*

$$\begin{aligned}\text{Volume sebuah head} &= V_d + V_{\text{ol pada sf}} \\ &= 0,0168 + 0,0763 = 0,0931 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

5. Desain Sistem Pengaduk

a) Dimensi Pengaduk

Digunakan jenis *six pitched blade turbine*. Karena dapat digunakan untuk campuran berviskositas < 10.000 cp (Geankoplis 1993,hal 143) dan cocok untuk pengadukan suspensi solid (Wallas 1990,hal 298). Berikut dijabarkan geometrinya:

$$\frac{D_t}{D_i} = 3 \quad (\text{Brown,hal 507 :1950})$$

$$\frac{Z_i}{D_i} = 1 \quad (\text{Brown, hal 507 :1950})$$

$$\frac{w}{D_i} = 0,17 \quad (\text{Brown, hal 507 :1950})$$

$$r = \frac{1}{4} D_i \quad (\text{Metcalf and Eddy, 1991})$$

$$\text{Offset 1} = \frac{1}{2} D_i \quad (\text{Wallas,hal 288: 1990})$$

$$\text{Offset 2} = \frac{1}{6} w \quad (\text{Wallas,hal 288: 1990})$$

$$D_d = \frac{2}{3} D_i \quad (\text{Geankoplis,144: 1993})$$

$$\frac{W}{D_i} = 1/5 \quad (\text{Geankoplis,144: 1993})$$

Keterangan :

D_i	= Diameter <i>impeller</i> , m
D_t	= Diameter tangki, m
Z_i	= Tinggi <i>impeller</i> dari dasar tangki, m
w	= Lebar <i>baffle</i> , m
W	= Tebal <i>baffle</i> , m
D_d	= Diameter batang penyangga <i>impeller</i> , m
r	= <i>impeller blade length</i> , m
<i>Offset 1</i>	= Jarak <i>baffle</i> dari dasar tangki, m
<i>Offset 2</i>	= Jarak <i>baffle</i> dari permukaan cairan, m

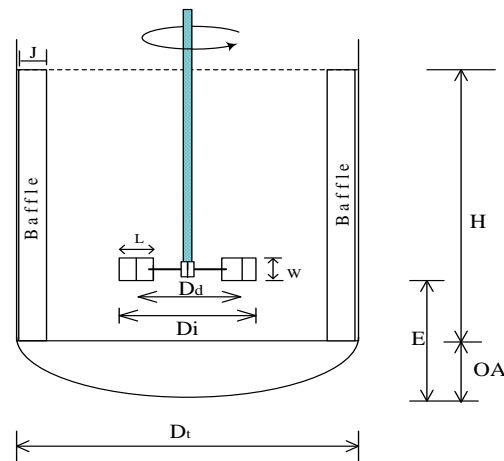
Jadi, dimensi pengaduk adalah :

D_i	= $(1/3) \times 90$ in	= 30 in	= 0,76 m	= 2,5 ft
Z_i	= 1×30 in	= 30 in	= 0,76m	= 2,5 ft
w	= $0,17 \times 30$ in	= 5,1 in	= 0,13m	= 0,42 ft
r	= $(1/4) \times 30$ in	= 7,5 in	= 0,19 m	= 0,62 ft
<i>Offset 1</i>	= $(1/2) \times 30$ in	= 15 in	= 0,38 m	= 1,25 ft
<i>Offset 2</i>	= $(1/6) \times 5,1$ in	= 0,85 in	= 0,02 m	= 0,08 ft
D_d	= $2/3 \times 30$ in	= 20 in	= 0,51 m	= 1,67 ft
W	= $1/5 \times 30$ in	= 6 in	= 0,15 m	= 0,50 ft

Jumlah *baffle* = 4

Panjang *baffle* = $H_{L,s} - (Offset 1 + Offset 2)$

$$= 67,2091 \text{ in} - (15+0,08) \text{ in} = 52,1291 \text{ in} = 1,3241 \text{ m}$$



Gambar C.14. Dimensi reaktor beserta *impeller* dan *baffle*

b) Daya Motor

$$\text{Daya motor yang digunakan} = \frac{\text{Daya input}}{\text{Efisiensi motor}}$$

c) Menghitung daya input

Daya input = kebutuhan daya teoritis + hilang (*gland loss*)

d) Kebutuhan daya teoritis

$$P = N_p \cdot \rho_{mix} \cdot N^3 \cdot D_i^5 \quad (\text{Geankoplis, pers.3.4-2, 1978})$$

Keterangan :

P = Power (W)

N_p = Power Number

N = Kecepatan *impeller* (rps)

ρ_{mix} = densitas larutan (kg/m^3) = 72,5960 lb/ft^3

D_i = diameter *impeller*, m

$$N_{Re} = \frac{\rho_{mix} \cdot N \cdot D_I^2}{\mu_{mix}} \quad (\text{Geankoplis, Pers. 3.4-1, 1978})$$

Jumlah pengaduk yang dibutuhkan (Rase, pers 8.9, hal 345, 1977) :

$$n = \frac{WELH}{ID}$$

keterangan : ID = diameter dalam reaktor, ft

WELH = *water equivalent liquid height*

= tinggi cairan ($H_{L,s}$) x sp. gr

tinggi cairan ($H_{L,s}$) = 5,6007ft

Densitas air pada 4 °C = 1000 kg/m³

Densitas campuran = 1.161,6767 $\frac{kg}{m^3}$

$$\begin{aligned} \text{spesifik gravity (sg)} &= \frac{\rho_{larutan}}{\rho_{air}} \\ &= \frac{1.161,6767 \frac{kg}{m^3}}{1000 \frac{kg}{m^3}} \\ &= 1,1617 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} WELH &= 5,6007 \text{ ft} \times 1,1617 \\ &= 7,5857 \text{ ft} = 2,3122 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pengaduk, } n &= \frac{WELH}{ID} \\ &= \frac{7,5857 \text{ ft}}{7 \text{ ft}} \\ &= 1,08 \text{ (dipakai satu buah pengaduk)} \end{aligned}$$

Untuk mencari kecepatan putaran teoritis pada pencampuran padatan-cairan digunakan kecepatan putaran kritis.

Tabel C.20. Komponen Perhitungan Kecepatan Putaran Kritis

	CaO	Campuran padatan
Dp,in	0,5	0,5
$\Delta\rho, \text{kg/m}^3$	2359,94	1573,44
B,tak berdimensi	23,8095	5,89181

Keterangan :

Dp = diameter partikel

$\Delta\rho$ = beda densitas antara padatan dan cairan

B = 100 x (berat padatan/berat cairan)

$$\begin{aligned} \text{Perubahan di } n_c &= Dp^{0,2} \Delta\rho^{0,45} B^{0,13} \quad (\text{hal 268 McCabe,1993}) \\ &= (0,5/0,5)^{0,2} \times (2359,94/1573,44)^{0,45} \times (23,8095/5,8919)^{0,13} \\ &= 1,4390 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Perubahan di } P &= n_c^3 \\ &= 1,4390^3 \\ &= 2,9799 \end{aligned}$$

Dari Figure 9.19 Mc.Cabe P/V untuk padatan adalah 4,2 hp/1000 gal.

*Lampiran C. Spesifikasi Peralatan
Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari Batu Kapur kapasitas
50.000 ton/tahun*

$$\begin{aligned} \text{Sehingga P/V untuk CaO adalah} &= 4,2 \text{ hp/1000 gal} \times 2,9799 \\ &= 12,5157 \text{ hp/1000 gal} \end{aligned}$$

$$\text{Volume campuran adalah } 17,5960 \text{ ft}^3 = 1663,52 \text{ gal}$$

$$\begin{aligned} \text{Sehingga daya teoritis adalah} &= 12,5157 \text{ hp/1000 gal} \times 1663,52 \text{ gal} \\ &= 20,82 \text{ hp} \end{aligned}$$

Kecepatan kritis pengadukan

$$P = \frac{N_p \cdot \rho_{mix} \cdot N^3 \cdot D_i^5}{g_c}$$

$$20,82 = \frac{1,63 \cdot 72,5209 \cdot N^3 \cdot 2,5^5}{32,174}$$

$$N^3 = 31,913$$

$$N = 3,1719 \text{ rps}$$

$$= 190,314 \text{ rpm}$$

$$N_{Re} = \frac{D_i^2 \cdot N \cdot \rho_{mix}}{\mu_{mix}} \quad (\text{Geankoplis, Pers. 3.4-1, 1978})$$

$$= \frac{(0,76m)^2 (3,1719 \text{ rps})(1.161,6767 \text{ kg/m}^3)}{0,0093 \text{ kg/m.s}} = 1.825.927$$

e) Daya yang hilang (*gland loss*)

$$\text{Hilang (*gland loss*)} = 10 \% \text{ daya teoritis} \quad (\text{MV. Joshi})$$

$$= 0,1 \times 20,82 \text{ hp} = 0,2082 \text{ hp}$$

f) Daya input

$$\begin{aligned}
 \text{Daya input} &= \text{kebutuhan daya teoritis} + \text{hilang (gland loss)} \\
 &= 20,82 \text{ hp} + 0,2082 \text{ hp} \\
 &= 21,0282 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

g) Efisiensi motor (η)

$$\text{Efisiensi motor } (\eta) = 80 \%$$

Daya motor yang digunakan

$$P = \frac{100}{80} \times 21,0282 \text{ hp} = 28,63 \text{ hp}$$

h) Panjang Batang Sumbu Pengaduk (*axis length*)

$$\begin{aligned}
 \text{axis length (L)} &= \text{tinggi total tangki} + \text{jarak dari motor ke bagian} \\
 &\quad \text{bearing} - \text{jarak pengaduk dari dasar tangki}
 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi total tangki} = 9,6734 \text{ ft}$$

$$\text{Jarak dari motor ke bagian atas bearing} = 1 \text{ ft}$$

$$\text{Jarak pengaduk dari dasar tangki (Z}_i\text{)} = 2,5 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{axis length (L)} &= 9,6734 \text{ ft} + 1 \text{ ft} - 2,5 \text{ ft} \\
 &= 8,1734 \text{ ft (2,4913 m)}
 \end{aligned}$$

i) Diameter Sumbu

$$d^3 = \frac{Z_p \times 16}{\pi}$$

- **Menghitung Z_p**

$$Z_p = \frac{T_m}{f_s} \quad (\text{Pers.14.9, M.V. Joshi})$$

Keterangan :

T_m = Torsi maksimum

Z_p = *Shear stress*

f_s = *Section of shaft cross section*

Material sumbu yang digunakan adalah *commercial cold rolled steel*.

Axis shear stress yang diizinkan, $f_s = 550 \text{ kg/cm}^2$

Batasan elastis pada tegangan = 2460 kg/cm^2

(1) Menghitung T_m

Dari M.V Joshi, Pers. 14.10, hal 400, $T_m = (1,5 \text{ or } 2,5) \times T_c$

Digunakan $T_m = 1,5 T_c$

$$T_c = \frac{P \times 75 \times 60}{2 \times \pi \times N} \quad (\text{M.V. Joshi, Pers. 14.8, hal 400})$$

Keterangan :

T_c = Momen putaran, kg.m

P = Daya, Hp

N = Kecepatan putaran, rpm

$$T_c = \frac{13,14 \times 75 \times 60}{2 \times \pi \times 151,05} = 62,3344 \text{ kg-m}$$

$$T_m = 1,5 \times 62,3344 \text{ kg-m} = 93,5015 \text{ kg - m}$$

(2) Menghitung Z_p

$$Z_p = \frac{93,5015 \times 100}{550} = 17,0003 \text{ cm}$$

- **Menghitung diameter sumbu (d)**

$$Z_p = \frac{\pi \cdot d^3}{16}$$

$$d^3 = \frac{Z_p \times 16}{\pi} = \frac{17,0002 \times 16}{3,14} = 86,6256$$

$$d = 4,4247 \text{ cm}$$

Digunakan diameter sumbu (d) = 4,5 cm = 0,1476 ft = 1,7717 in

- **Cek tegangan yang disebabkan oleh *bending moment***

Tegangan yang disebabkan oleh *bending moment equivalent* adalah

$$f = \frac{M_e}{Z_p} = \frac{M_e}{\pi \left(\frac{d^3}{32} \right)}$$

(1). Menghitung *Bending Moment*

$M_e = \text{Bending moment equivalent}$

$$M_e = \frac{1}{2} \left[M + \sqrt{M^2 + T_m^2} \right]$$

$$M = F_m \times L$$

$$F_m = \frac{T_m}{0.75 \times R_b} \quad (\text{Pers.14.11, M.V. Joshi})$$

Keterangan :

*Lampiran C. Spesifikasi Peralatan
Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari Batu Kapur kapasitas
50.000 ton/tahun*

$$F_m = \text{bending moment (kg)}$$

$$R_b = \text{Jari-jari impeller} = \frac{1}{2} D_i$$

$$= \frac{1}{2} \times 0,76 \text{ m} = 0,38 \text{ m}$$

$$F_m = \frac{93,5015 \text{ kg} \cdot \text{m}}{0,75 \times 0,38} = 328,0754 \text{ kg}$$

$$L = \text{Panjang axis} = 2,4913 \text{ m}$$

$$M = 328,0754 \text{ kg} \times 2,4913 \text{ m}$$

$$= 817,3343 \text{ kg} \cdot \text{m}$$

$$M_e = \frac{1}{2} \left[M + \sqrt{M^2 + T_m^2} \right]$$

$$= \frac{1}{2} \left[817,3343 + \sqrt{817,3343^2 + 93,5015^2} \right]$$

$$= 819,9997 \text{ kg} \cdot \text{m}$$

(2) Tegangan yang disebabkan oleh *bending moment equivalent*

$$f = \frac{M_e}{\pi \left(\frac{d^3}{32} \right)} = \frac{819,9997 \times 100 \times 32}{\pi \times 4^3} = 13057,3205 \text{ kg/cm}^2$$

(3) Diameter sumbu

Karena $f >$ batasan elastis dalam tegangan ($13057,3205 > 2460$)

maka diameter sumbu yang direncanakan tidak memenuhi, dan diameter sumbu diganti dengan $d = 7 \text{ cm}$.

Lalu diperoleh f pada sumbu diameter baru adalah :

$$f = 2436,3513 \text{ kg/cm}^2$$

Jadi, diameter sumbu adalah 7 cm.

4. Desain Pendingin

Reaksi yang berlangsung dalam reaktor bersifat eksotermis, sehingga panas yang dilepaskan harus diserap dari reaktor agar tidak menyebabkan kenaikan suhu. Jaket/Koil yang dialiri air pendingin digunakan untuk menjaga temperatur reaktor agar senantiasa konstan pada 70°C.

Perbedaan temperatur logaritmik rata-rata adalah

Fluida panas	Temperatur (°F)	Fluida dingin	Selisih
149	Temperatur tinggi	122	27
149	Temperatur rendah	86	63
0		36	

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \left(\frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_2} \right)} = 42,4880^\circ\text{F}$$

- **Perhitungan Jaket Pendingin**

Luas perpindahan panas yang tersedia

A = luas selimut reaktor + luas penampang bawah reaktor

$$A = \pi \cdot D_o \cdot H_{L,S} + \left(\frac{\pi}{4} D_o^2 \right)$$

Diketahui:

$$D_o = 90 \text{ in} \\ = 7,5 \text{ ft}$$

$$H_{L,S} = 5,6007 \text{ ft}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} A &= (\pi \times 7,5 \text{ ft} \times 5,6007 \text{ ft}) + ((\pi/4) \times (7,5 \text{ ft})^2) \\ &= 176,0527 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

luas perpindahan panas yang dibutuhkan

Dari Tabel.8. Kern didapatkan *Overall heat transfer* U_D dengan *hot fluid* adalah *aqueous solution* dan *cold fluid* adalah *water* dengan U_D : 250 - 500 Btu/j.ft².F.

Dipilih :

$$U_D = 250 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Diketahui :

$$Q = 969602,0414 \text{ kkal/jam} = 3847627,148 \text{ btu/jam}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 42,4880 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A_{\text{kebutuhan}} = \frac{Q}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$A_{\text{kebutuhan}} = \frac{3.847.627,148 \text{ Btu/jam}}{250 \text{ Btu} / \text{ft}^2 \text{ jam}^\circ \text{F} \times 42,4880 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$A_{\text{kebutuhan}} = 362,2319 \text{ ft}^2$$

$$A_{\text{kebutuhan}} > A_{\text{tersedia}} (362,2319 \text{ ft}^2 > 176,0527 \text{ ft}^2)$$

Sehingga jaket pendingin tidak bisa digunakan.

- **Perhitungan Koil Pendingin**

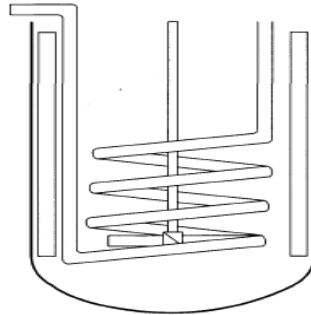


Figure 12.73. Internal coils

Gambar C.15. Koil Pendingin

$$Q_{\text{serap}} = 969602,0414 \text{ kkal/jam (neraca energi)}$$

Direncanakan digunakan 1 koil. Jadi Q serap adalah 969602,0414 kkal/jam .

Koefisien transfer panas koil ke reaktor

Diketahui sifat fisik air pendingin :

$$T_1 = 30^\circ\text{C} = 303 \text{ K} = 86^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 50^\circ\text{C} = 323 \text{ K} = 122^\circ\text{F}$$

$$\rho = 995,68 \text{ kg/m}^3 = 62,16 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,8007 \text{ cp} = 1,937 \text{ lb/ft.jam}$$

$$C_p = 0,9987 \text{ kJ/kg.K} = 0,2385 \text{ btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,2952 \text{ btu/jam.ft. }^\circ\text{F}$$

Massa air pendingin yang dibutuhkan adalah :

$$= 48.417,1596 \text{ kg/jam} \quad (\text{dari neraca energi})$$

$$= 106.742,1231 \text{ lb}_m/\text{jam}$$

Debit air pendingin yang dibutuhkan adalah :

$$\bar{Q} = \frac{m}{\rho} = \frac{48.417,1596 \text{ kg/jam}}{995,68 \text{ kg/m}^3} = 48,6272 \text{ m}^3$$

Batasan kecepatan aliran air dalam pipa = 1,5 - 2,5 m/s (Coulson, 1983).

Dipilih $v = 2,5 \text{ m/s}$.

Luas permukaan aliran pipa adalah :

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{48,6272 \text{ m}^3/\text{jam}}{(2,5 \text{ m/s})(3600 \text{ s})} = 0,0054 \text{ m}^2$$

Diameter dalam pipa adalah :

$$D_i = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,0054 \text{ m}^2}{3,14}} = 0,08296 \text{ m} = 3,2662 \text{ in}$$

Dari Tabel 11 (Kern, 1983), diambil ukuran pipa standar adalah :

NPS = 4 in

Sch. Number = 40

OD = 4,5 in

ID = 4,026 in = 0,3355 ft

A' = 12,7 in² = 0,0882 ft²

a" = 1,178 ft²/lin ft

Kecepatan alir massa air adalah :

$$G_t = \frac{m}{A'} = \frac{106759,8369 \text{ lb/jam}}{(0,0882 \text{ ft}^2)(3600 \text{ s})} = 336,2303 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s} = 1210428,99 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{hr}$$

Koreksi kecepatan alir air adalah :

$$v = G_t / \rho = (336,2303 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s}) / (62,1581 \text{ lb/ft}^3) = 5,4093 \text{ ft/s}$$

Lampiran C. Spesifikasi Peralatan

Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari Batu Kapur kapasitas 50.000 ton/tahun

karena kecepatan alir air jauh diatas batasan yang ditetapkan, maka diambil diameter pipa

$$\text{IPS} = 6 \text{ in}$$

$$\text{Sch. Number} = 40$$

$$\text{OD} = 6,625 \text{ in} = 0,5520 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 6,065 \text{ in} = 0,5054 \text{ ft}$$

$$A' = 28,9 \text{ in}^2 = 0,2007 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 1,734 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Kecepatan alir massa air adalah :

$$G_t = \frac{m}{A'} = \frac{106759,8369 \text{ lb/jam}}{(0,2007 \text{ ft}^2)(3600 \text{ s})} = 147,7604 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s} = 531937,4036 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{hr}$$

Koreksi kecepatan alir air adalah :

$$v = G_t / \rho = (147,7604 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s}) / (62,1581 \text{ lb/ft}^3)$$

$$v = 2,38 \text{ ft/s (memenuhi)}$$

Bilangan Reynold fluida dalam pipa adalah :

$$\text{NRe} = \frac{D_i G_t}{\mu} = \frac{(0,5054 \text{ ft})(147,7604 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{s})}{0,000538 \text{ lb/ft} \cdot \text{s}} = 138806,8888 \text{ (aliran turbulen)}$$

Dari Gambar 26 (Kern, 1983), untuk Nre = 138806,8888 maka nilai f = 0,00017.

Dari Gambar 20.2 (Kern, 1983), untuk Nre = 138806,8888 maka nilai jH = 1400

Maka h_i adalah :

$$h_i = J_H \left(\frac{k}{ID} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$h_c = 1400 \left(\frac{0,2952 \text{ Btu} / \text{ft.jam.}^\circ \text{F}}{0,665 \text{ ft}} \right) \left(\frac{0,2385 \text{ Btu} / \text{ft.}^\circ \text{Fx1,937}}{0,2952 \text{ Btu} / \text{ft.jam.}^\circ \text{F}} \right)^{1/3} (1)^{0,14}$$

$$h_i = 721,5229 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr.}^\circ \text{F}$$

Koefisien transfer panas dari pipa ke luar pipa adalah :

$$h_{io} = h_i \left(\frac{D_i}{D_o} \right) = 721,5229 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ \text{F} \left(\frac{0,665 \text{ ft}}{0,719 \text{ ft}} \right) = 667,3335 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr.}^\circ \text{F}$$

Untuk koil, harga h_{io} dikoreksi dengan faktor koreksi sebagai berikut :

$$h_{io,koil} = h_{io,pipa} \left[1 + 3,5 \left(\frac{D_{i,koil}}{D_{spiralkoil}} \right) \right]$$

Diketahui diameter spiral atau heliks koil = $0,7 - 0,8 D_t$ (Rase, 1977) maka

$$D_{\text{spiral koil}} = 0,8 \times 7 \text{ ft} = 5,6 \text{ ft} = 1,7069 \text{ m}$$

$$h_{io,koil} = 667,3335 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr.}^\circ \text{F} \left[1 + 3,5 \left(\frac{0,665 \text{ ft}}{5,6 \text{ ft}} \right) \right] = 944,6939 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr.}^\circ \text{F}$$

Koefisien transfer panas reaktor ke koil

Hubungan paling komprehensif untuk transfer panas ke heliks koil dengan tipe agitator *six blade turbin* adalah :

$$h_o = 0,00265 Nre \quad (\text{pers 20.5b Kern,1950})$$

$$h_o = 0,00265 \times 138806,8888$$

$$h_o = 367,8383 \text{ Btu/hr ft}^2 \cdot ^\circ \text{F}$$

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} = \frac{(367,8383 \text{ Btu/hr.ft } ^\circ\text{F})(944,6939 \text{ Btu/hr.ft } ^\circ\text{F})}{(367,8383 \text{ Btu/hr.ft } ^\circ\text{F}) + (944,6939 \text{ Btu/hr.ft } ^\circ\text{F})}$$

$$U_c = 264,7513 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Nilai R_d yang diizinkan = 0,001 – 0,003

Diambil nilai $R_d = 0,001$

$$U_D = \frac{1}{\left(\frac{1}{U_c} + R_d\right)} = \frac{1}{\left(\frac{1}{264,7513 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr. } ^\circ\text{F}} + 0,001\right)}$$

$$= 209,3307 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t} = \frac{3845185,76 \text{ 1 Btu}}{(209,3307 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{hr. } ^\circ\text{F})(42,4880 \text{ } ^\circ\text{F})} = 432,3327 \text{ ft}^2$$

Panjang koil adalah :

$$L = \frac{A}{a_t} = \frac{432,3327 \text{ ft}^2}{1,734 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}}} = 249,3268 \text{ ft} = 75,9957 \text{ m}$$

$$\text{Volume koil} = \pi/4 \cdot OD^2 \cdot L$$

$$= (3,14/4) \cdot (0,5520)^2 \cdot 191,4671$$

$$= 45,7975 \text{ ft}^3$$

Menentukan luas koil, A_k

$$A_k = \pi \times D_k \times a''$$

$$= 3,14 \times 0,5054 \times 1,734$$

$$= 2,7518 \text{ ft}^2$$

Jumlah lilitan koil = $A/A_k = 157,11$ lilitan

Dipakai 157 lilitan.

$$s = s.g = \frac{\rho}{\rho_{\text{air},4^\circ\text{C}}} = \frac{995,68 \text{ kg/m}^3}{998,7144 \text{ kg/m}^3} = 0,9970$$

Nilai *pressure drop* dalam koil adalah :

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} D.s.\phi_t} = \frac{(0,00017)(531937,4036 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{hr})^2 (249,3268 \text{ ft})}{5,22 \cdot 10^{10} (0,5054 \text{ ft})(0,9970)(1)}$$

$$= 0,46 \text{ psia}$$

Batasan *pressure drop* yang diizinkan untuk air yang mengalir dalam *tube* atau koil adalah 10 psia (Kern, 1983). Sehingga memenuhi.

Tabel C.21. Spesifikasi Reaktor (R-210)

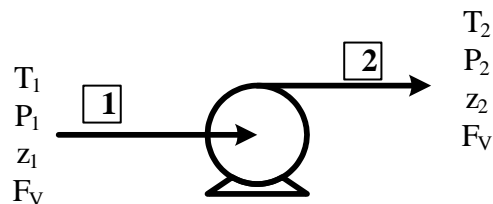
Alat	Reaktor
Kode	R-210
Fungsi	Mereaksikan CaO dengan H ₂ O menghasilkan Ca(OH) ₂
Jenis	Reaktor alir tangki berpengaduk dilengkapi dengan Koil pendingin
Bahan	Carbon Steel SA-216
Suhu	70 °C
Konversi	72,856%
Tekanan desain	20,0510 psi
Kapasitas	266,8461ft ³
Jenis pengaduk	<i>Six flat blade open turbine</i>
Jumlah pengaduk	1 buah
Jumlah <i>baffle</i>	4 buah
Daya pengadukan	28,63 Hp
Putaran pengadukan	190,314 Rpm
Dimensi	<ul style="list-style-type: none"> • Diameter reaktor (ID) : 7 ft • Tinggi total reaktor (H) : 9,6734 ft • Tebal reaktor (t_s) : 5/16 in • Tebal head (t_h) : ¼ in • Diameter koil (ID) : 0,5054 ft • Panjang koil : 191,4671 ft • Jumlah lilitan : 12,3788 lilitan • Diameter <i>impeller</i> : 2,5 ft
Jumlah	1 buah

16. POMPA PROSES (L-210)

Fungsi : Mengalirkan *slurry* Ca(OH)_2 dari Reaktor 210
(R- 210) menuju Reaktor 220 (R-220)

Tipe Pompa : *Centrifugal pump*

Bahan konstruksi : *Carbon steel*



Gambar C.16. Pompa *Centrifugal*

Alasan Pemilihan

- Dapat digunakan range kapasitas yang besar dan tekanan tinggi
- Konstruksi sederhana sehingga harganya relatif lebih murah
- Kecepatan putarannya stabil
- Tidak memerlukan area yang luas

Friction loss yang perlu diperhitungkan antara lain :

1. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa
2. Friksi pada pipa lurus
3. Friksi pada *elbow*
4. Friksi pada *Tee*
5. Friksi karena ekspansi
6. Friksi pada *valve*

Asumsi :

- ✓ Sifat-sifat fisis cairan dianggap tetap
- ✓ Fluida *incompressible*

Data-data perhitungan :

Suction :

$$T_1 = 70 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$z_1 = 0 \text{ m}$$

$$F_V = 20.440,8994 \text{ kg/jam}$$

Discharge :

$$T_2 = 70 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$z_2 = 2,1336 \text{ m}$$

$$F_V = 20.440,8994 \text{ kg/jam}$$

a. Menghitung Laju Alir Volumetrik Fluida

$$\text{Over design} = 10 \% \quad (\text{Timmerhauss:1991,hal 37})$$

$$\begin{aligned} F_{V\text{design}} &= 1,1 \times 20.440,8994 \text{ kg/jam} \\ &= 22.484,9893 \text{ kg/jam} = 6,25 \text{ kg/det} \end{aligned}$$

$$\rho \text{ slurry pada } 70^\circ\text{C} = 1192,861 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu \text{ slurry pada } 70^\circ\text{C} = 0,0004803 \text{ pa} \cdot \text{s}$$

$$\begin{aligned} \text{Debit alir (Q)} &= \frac{G}{\rho} \\ &= \frac{20.440,8994}{1192,861} \\ &= 18,85 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0052 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 82,99 \text{ gal/min} \end{aligned}$$

Dari Gambar 10.62, Coulson,1983, untuk $Q = 18,85 \text{ m}^3/\text{jam}$, maka efisiensi

$$\text{pompa } (\eta) = 63 \text{ } \%$$

Dari gambar 5.6, Coulson,1983 *Impeler speed* , $N = 3500 \text{ rpm}$ untuk *single stage*

Specific speed, $S = 7.900$ (untuk *single suction*, Walas, 1988. hal. 133)

b. Menghitung Diameter Pipa

Diameter pipa optimum untuk material *carbon steel* dihitung dengan persamaan:

$$\begin{aligned} D_{\text{opt}} &= 282 \times G^{0,52} \times \rho^{-0,37} && \text{(Coulson, 1983, pers. 5.14)} \\ &= 282 \times (6,25 \text{ kg/s})^{0,52} \times (1192,861 \text{ kg/m}^3)^{-0,37} \\ &= 53,16 \text{ mm} = 2,093 \text{ in} \end{aligned}$$

Keterangan :

D_{opt} = Diameter pipa optimum (mm)

G = Laju alir massa (kg/s)

ρ = Densitas larutan (kg/m³)

Dari Tabel 14, Kern 1950, hal. 844, dipilih pipa komersial dengan ukuran :

NPS	= 2 in	= 0,0508 m
ID	= 2,067 in	= 0,0525 m
OD	= 2,380 in	= 0,06045 m
Flow Area	= 3,35 in ²	= 0,02326 m ²
Sch No	= 40	

c. Menentukan Bilangan Reynold (N_{Re})

$$N_{\text{Re}} = \frac{\rho \cdot \text{ID} \cdot v}{\mu} \quad \text{(Geankoplis, 1993, pers.4.5-5)}$$

Keterangan :

N_{Re} = Bilangan Reynold

ρ = Densitas larutan (kg/m³)

ID = Diameter dalam pipa (m)

v = Kecepatan aliran (m/s)

μ = Viskositas larutan (kg/m.s)

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0052 \text{ m}^3/\text{s}}{(0,02326 \text{ m}^2)} = 0,23 \text{ m/s}$$

$$N_{Re} = \frac{(1192,861 \text{ kg/m}^3) \times (0,0525 \text{ m}) \times (0,23 \text{ m/s})}{0,0004803 \text{ kg/m.s}}$$

$$= 29.347,4483 \text{ (Turbulen, } N_{Re} > 2100)$$

Dari Geankoplis, hal.93, 1993 untuk $N_{Re} = 29.347,4483$ (Turbulen), maka

Faktor koreksi, $\alpha = 1$

Roughness, $\varepsilon = 0,0008$ (untuk pipa *comercial steel*, Fig 126 Brown)

d. Menentukan panjang *equivalent*

Tabel.C.22. Panjang *equivalent* pipa, berdasarkan gambar. 127 Brown, 1950

Komponen	Jumlah	L_e , m	Total (m)
Pipa lurus	1	40,00	40,00
<i>Standard elbow</i>	4	1,68	6,71
<i>Globe valve</i>	1	18,29	18,29
<i>Gate valve fully open</i>	2	0,37	0,73
<i>standard tee</i>	1	3,96	3,96
Total panjang <i>equivalent</i>			69,69

e. Perhitungan *Head loss*

1. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa

$$K_c = 0,55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 \quad (\text{Pers.2,10-16, Geankoplis, 1993})$$

Dimana : A_2 = luas penampang lebih kecil

A_1 = luas penampang lebih besar

$$A_2 \lll A_1 = \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_c = 0,55$$

$$h_c = K_c \frac{V^2}{2\alpha} \quad (\text{Pers.2,10-16, Geankoplis, 1993})$$

$$= 0,55 \frac{0,23^2}{2 \times 1}$$

$$= 0,0140 \text{ J/kg}$$

2. *Head loss* karena pipa lurus

Dari Geankoplis, 1993, hal. 88, untuk pipa komersial steel diketahui,

$\varepsilon = 0,000046$, sehingga $\varepsilon / D = 0,001726$.

Fanning friction (f) dari figure 2.10-3 Geankoplis = 0,007

$$F_f = 4f \frac{\Delta L V^2}{ID 2g} \quad (\text{Pers.2,10-6, Geankoplis, 1993})$$

$$= 0,69 \text{ J/kg}$$

3. *Head loss* karena sambungan (*elbow*)

Jumlah *elbow*, $90^\circ = 5$; $K_f = 0,75$

Jumlah *Tee* = 1; $K_f = 1$ (Tab.2.10-1, Geankoplis, 1993)

$$h_c = \sum K_f \left[\frac{V^2}{2\alpha} \right]$$

$$= 0,08 \text{ J/kg}$$

Jumlah *Tee* = 1

$$h_f = \sum Tee \cdot K_f \left[\frac{V^2}{2\alpha} \right]$$

$$= 1 \times 1 \frac{(0,21)^2}{(2 \times 1)}$$

$$= 0,03 \text{ J/kg}$$

4. Head loss karena ekspansi

$$K_{\text{ex}} = 0,55 \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \quad (\text{Pers.2,10-15, Geankoplis, 1993})$$

A_2 = luas penampang penampung

A_1 = luas penampang pipa

$$A_2 \ll A_1 = \frac{A_2}{A_1} = 0$$

$$K_{\text{ex}} = 0,55$$

$$h_c = K_c \frac{V^2}{2\alpha} \quad (\text{Pers.2,10-15, Geankoplis, 1993})$$

$$= 0,014 \text{ J/kg}$$

5. Head loss karena valve

Globe valve wide = 1 ; $K_f = 6$

Gate valve wide = 2 ; $K_f = 0,17$ (Table.2.10-1, Geankoplis, 1993)

$$h_f = K_f \left[\frac{V^2}{2} \right] \quad (\text{Pers.2,10-17, Geankoplis, 1993})$$

$$= 0,16 \text{ J/kg}$$

$$\sum F = h_c + h_f + h_{f, \text{elbow}} + h_{f, \text{elbow}} + h_{\text{ex}} + h_{f, \text{valve}}$$

(Pers.2,10-15, Geankoplis, 1993)

$$= 0,98 \text{ J/kg}$$

Shaft work, W_s :

$$-W_s \cdot \eta = \frac{V_2^2 - V_1^2}{2\alpha} + g(Z_2 - Z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F$$

(Pers.2,10-15, Geankoplis, 1993)

f. Pressure drop

Dari coulson 1983 p 165 *valve pressure drop normal* = 140 kpa

$$= 1.400.000 \text{ pa}$$

$$= 1.400.000 \text{ N/m}^2$$

$$V_2^2 - V_1^2 = 0 \text{ m}^2/\text{s}^2$$

$$Z_2 - Z_1 = 2,1336 \text{ m}$$

Maka : *Total head* = $-W_s = 22,01 \text{ J/kg}$

g. Daya pompa

$$P = -W_s \times m = - 22,01 \times 82,99$$

$$= 219,96 \text{ J/s}$$

$$= 0,30 \text{ Hp}$$

Dipilih pompa dengan daya = 1 Hp

h. Penentuan NPSH

Impeller speed (N) = 3500 rpm

Specific speed (S) = 7900 (untuk *single suction*, Walas, 1988, p133)

$$\text{NPSH} = \left(\frac{N Q^{0,5}}{S} \right)^{4/3} \text{ ft} \quad (\text{Pers.7-15, Walas, 1988})$$

$$= 6,43 \text{ ft}$$

$$= 1,96 \text{ m}$$

Tabel C.23. Spesifikasi Pompa Proses 210 (L-210):

Alat	Pompa
Kode	L-210
Fungsi	Mengalirkan Ca(OH) ₂ keluaran R-210 menuju R-220
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>
Kondisi Operasi	Temperatur : 70 °C Tekanan : 1 atm
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas	82,99 gal/min
Dimensi	NPS = 2 in ID = 2,067 in = 0,0508 m OD = 2,38 in = 0,0525 m <i>Flow Area</i> = 3,35 in ² = 0,0022 m ² Sch No = 40
Power	1 hp
NPSH	1,96 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

17. Reaktor 220 (R-220)

Untuk menghitung spesifikasi R-220, yang merupakan reaktor seri dengan R-210 dan R-230, dilakukan prosedur yang sama dengan R-201 sehingga didapatkan

$$C_{A2} = C_{A0} (1 - X_{A2})$$

$$C_{A2} = 3,8152 (1 - 0,92632) = 0,2811 \text{ kmol/m}^3$$

Dan spesifikasi untuk R-220 dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

Tabel C. 24. Spesifikasi Reaktor (R-220)

Alat	Reaktor
Kode	R-220
Fungsi	Mereaksikan CaO dengan H ₂ O menghasilkan Ca(OH) ₂ hingga mencapai konversi 92,632%.
Jenis	Reaktor alir tangki berpengaduk dilengkapi dengan Koil pendingin
Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 grade C</i>
Suhu	70 °C
Konversi	92,632 %
Tekanan desain	20,0510 psi
Kapasitas	266,8461ft ³
Jenis pengaduk	<i>Six flat blade open turbine</i>
Jumlah pengaduk	1 buah
Jumlah <i>baffle</i>	4 buah
Daya pengadukan	26,14 Hp
Putaran pengadukan	184,038 Rpm
Dimensi	<ul style="list-style-type: none"> • Diameter reaktor (ID) : 7 ft • Tinggi total reaktor (H) : 9,6734 ft • Tebal reaktor (t_s) : 5/16 in • Tebal head (t_h) : ¼ in • Diameter koil (ID) : 0,3355 ft • Panjang koil : 192,0212 ft • Jumlah lilitan : 47,1628 lilitan • Diameter <i>impeller</i> : 2,5 ft
Jumlah reaktor	1 buah

18. Pompa Proses (L-220)

Perhitungan yang sama dilakukan untuk pompa proses 220 seperti pada pompa proses 210, hingga didapatkan spesifikasi L-220 sebagai berikut:

Tabel C.25. Spesifikasi Pompa Proses (L-220)

Alat	Pompa
Kode	L-220
Fungsi	Mengalirkan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ keluaran R-220 menuju R-230
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>
Kondisi Operasi	Temperatur : 70 °C Tekanan : 1 atm
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas	82,99 gal/min
Dimensi	NPS = 2 in ID = 2,067 in = 0,0508 m OD = 2,38 in = 0,0525 m <i>Flow Area</i> = 3,35 in ² = 0,0022 m ² Sch No = 40
Power	1 hp
NPSH	1,96 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

19. Reaktor 230 (R-230)

Untuk menghitung spesifikasi R-230, yang merupakan reaktor seri dengan R-210 dan R-220, dilakukan prosedur yang sama dengan R-210 sehingga didapatkan

$$C_{A3} = C_{A0} (1 - X_{A3})$$

$$C_{A3} = 3,8152 (1-0,98) = 0,0763 \text{ kmol/m}^3$$

Dan spesifikasi untuk R-230 seperti dibawah ini:

Tabel C.26. Spesifikasi Reaktor (R – 230)

Alat	Reaktor
Kode	R-230
Fungsi	Mereaksikan CaO dengan H ₂ O menghasilkan Ca(OH) ₂ hingga mencapai konversi 98%.
Jenis	Reaktor alir tangki berpengaduk dilengkapi dengan Koil pendingin
Bahan	<i>Carbon Steel SA 216</i>
Suhu	70 °C
Konversi	98 %
Tekanan desain	18,2827 psi
Kapasitas	266,8461ft ³
Jenis pengaduk	<i>Six flat blade open turbine</i>
Jumlah pengaduk	1 buah
Jumlah <i>baffle</i>	4 buah
Daya pengadukan	19,05 Hp
Putaran pengadukan	165,462 Rpm
Dimensi	<ul style="list-style-type: none"> • Diameter reaktor (ID) : 7 ft • Tinggi total reaktor (H) : 9,6734 ft • Tebal reaktor (t_s) : 5/16 in • Tebal head (t_h) : ¼ in • Diameter koil (ID) : 0,1722 ft • Panjang koil : 161,9824 ft • Jumlah lilitan : 146,8 lilitan • Diameter <i>impeller</i> : 2,5 ft
Jumlah reaktor	1 buah

20. Pompa Proses (L-230)

Perhitungan yang sama dilakukan untuk pompa proses 230 seperti pada pompa proses 210, hingga didapatkan spesifikasi L-230 sebagai berikut:

Tabel C.27. Spesifikasi Pompa Proses (L-230)

Alat	Pompa
Kode	L-230
Fungsi	Mengalirkan Ca(OH)_2 keluaran R-230 menuju Screen (H-210)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>
Kondisi Operasi	Temperatur : 70 °C Tekanan : 1 atm
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas	82,99 gal/min
Dimensi	NPS = 2 in ID = 2,067 in = 0,0508 m OD = 2,38 in = 0,0525 m <i>Flow Area</i> = 3,35 in ² = 0,0022 m ² Sch No = 40
Power	1 hp
NPSH	1,96 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

21. Screen (H –210)

Fungsi : Memisahkan CaO dan impuritis dari Ca(OH)₂
keluaran R-230.

Tipe : *Hum-mer Screen*

Dasar Pemilihan : *Hum-mer Screen* adalah jenis *Electrically Vibrating Screen*. *Electrically Vibrating Screen* dipilih karena sesuai untuk material yang berukuran 270 mesh (Perry,1999 hal 19-21).

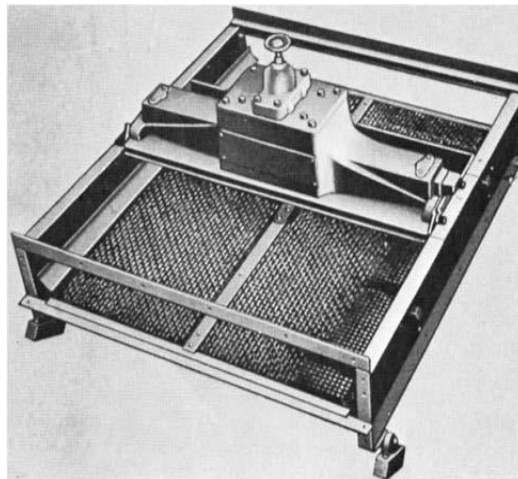
Laju alir umpan : 20440,8994 kg/jam

Kapasitas *over design* 20 % :

$$= 20440,8994 \text{ kg/jam} \times 1,2$$

$$= 24.529,0793 \text{ kg/jam}$$

$$= 24,5291 \text{ ton/jam}$$



Gambar C.17. *Hum-mer Screen*

Dari Brown hal. 11, 1951, diketahui data untuk *electrical vibrator* adalah sebagai berikut:

*Lampiran C. Spesifikasi Peralatan
Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari Batu Kapur kapasitas
50.000 ton/tahun*

- Bahan : *Carbon steel*
- Cloth : *Medium carbon steel wire*
- Inclination : 10° (untuk wet screening, Brown 1951, hal 11)
- Kecepatan (N) : 125 getaran/sec (N=25-125 getaran/menit
Perry, 1999, 19-21)

Menentukan luas screen

Untuk menghitung luas *screen* digunakan *Approximate capacity* (Brown, 1951 hal 16)

Approximate capacity = luas *screen* x *capacity range* x *aperture*

Dari Tabel 3 Brown, untuk *vibrating screen*,

capacity range = 5-20 tons/sq ft area/mm aperture/24 hr.

diambil 5 tons/sq ft area/mm aperture/24 hr

aperture = 270 mesh = 0,053 mm (table 4 Brown)

Approximate capacity = 24,5291 ton/jam = 588,6984 ton/24 jam

$588,6984 \text{ ton/24 jam} = \text{luas screen} \times 5 \text{ ton/ft}^2 \text{ area/mm aperture/24 jam} \times 0,053 \text{ mm}$

$\text{luas screen} = 2221,5034 \text{ ft}^2 \text{ area}$

Tabel C.28. Spesifikasi Screen (H-210)

Alat	Screen
Kode	H-210
Fungsi	Untuk memisahkan CaO dan impuritis dari Ca(OH) ₂ keluaran Slaker.
Tipe	<i>Hum-mer Screen</i>
Kapasitas	24.529,0793 kg/jam
Luas screen	2221,5034 ft ²
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Kecepatan	125 getaran/sekon
Jumlah	1 buah

22. Pompa (L-240)

Perhitungan yang sama dilakukan untuk pompa proses 240 seperti pada pompa proses 210, hingga didapatkan spesifikasi L-240 sebagai berikut:

Tabel C.29. Spesifikasi Pompa Proses (1-240)

Alat	Pompa
Kode	L-240
Fungsi	Mengalirkan Ca(OH)_2 keluaran Vibrating Screen (H-210) menuju cooler (E-210)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>
Kondisi Operasi	Temperatur : °C Tekanan : 1 atm
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas	78,19 gal/min
Dimensi	NPS = 2 in ID = 2,067 in = 0,0508 m OD = 2,38 in = 0,0525 m <i>Flow Area</i> = 3,35 in ² = 0,0022 m ² Sch No = 40
Power	1,5 hp
NPSH	1,88 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

23. Cooler (E-210)

Dengan langkah perhitungan seperti pada E-110, maka didapat spesifikasi E-210 sebagai berikut ;

Tabel C.30. Spesifikasi Cooler (E – 210)

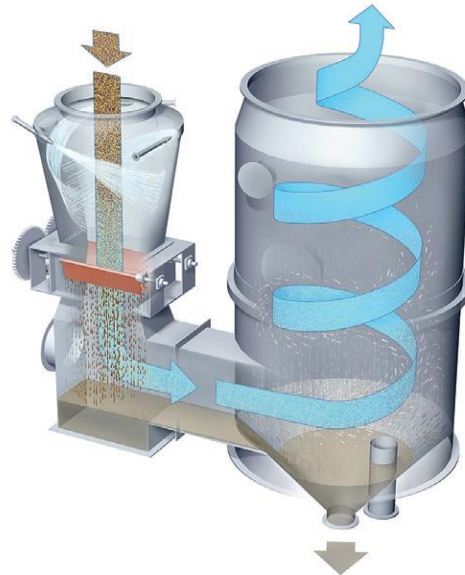
Alat	Cooler
Kode	E – 210
Fungsi	Mendinginkan <i>slurry</i> Ca(OH) ₂ umpan Reaktor 310 (R-310)
Tipe	<i>Shell and Tube</i>
Dimensi	Luas perpindahan panas = 364,3328 ft ² OD <i>tube</i> = 0,75 in ID <i>shell</i> = 15,25 in L = 16 ft R _d perhitungan = 0,0034 ft ² .jam.°F/Btu Jumlah <i>tube</i> = 116 buah ΔP, <i>tube</i> = 1,0081 psi ΔP, <i>shell</i> = 5,8271 psi
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel (austenitic)</i> AISI tipe 316

24. Scrubber (D-110)

Fungsi : Memisahkan antara padatan terikut dari gas CO₂ keluaran Rotary Kiln (B-110) menuju Splitter.

Jenis : Venturi Scrubber

Dasar Pemilihan : Merupakan jenis *wet scrubber* yang sederhana serta biasa digunakan dalam pemisahan *lime kiln dust* (Handbook of Chemical and Environmental Engineering, hal 359



Gambar C.18. Venturi Scrubber

Tabel C.31. Laju Alir Padatan Masuk Scrubber

Komponen	Massa (kg/jam)	X_i	ρ_i (kg/m ³)	X_i / ρ_i
CaCO ₃	3,605002	0,07597	2710	2,80343E-05
Fe ₂ O ₃	0,520723	0,01097	1287	8,52672E-06
Al ₂ O ₃	1,281778	0,02701	1762	1,53307E-05
SiO ₂	1,786479	0,03765	2642	1,42501E-05
MgO	38,34968	0,80819	3340	0,000241974
Total				0,000319344

$$\rho \text{ campuran padatan} = \frac{1}{\sum \frac{X_i}{\rho_i}} \quad (\text{Coulson, 1983:238})$$

$$= 1/0,0003193$$

$$= 3131,4150 \text{ kg/m}^3$$

$$= 195,4874 \text{ lb/ft}^3$$

Tabel C.32.Laju Alir Gas Masuk Scrubber

Komponen	Massa (kg/jam)	X _i	ρ _i (kg/m ³)	X _i / ρ _i
CO ₂	3191,6827	0,98724	1552,25	0,000636007
H ₂ O	41,245385	0,01276	995,372	1,28172E-05
Total	3232,9281			0,000648824

$$\rho \text{ campuran gas} = \frac{1}{\sum \frac{X_i}{\rho_i}} \quad (\text{Coulson, 1983:238})$$

$$= 1/0,000648824$$

$$= 1541,2492 \text{ kg/m}^3$$

$$= 96,2168 \text{ lb/ft}^3$$

Air yang dipakai untuk *scrubbing*

$$L = 3,48523 \text{ m}^3/\text{jam} \quad (\text{dari neraca massa})$$

$$= 0,0342 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 15,3510 \text{ gal/min}$$

Laju alir gas masuk

$$G = (3232,9381 \text{ kg/jam} / 1541,2492 \text{ kg/m}^3)$$

$$= 2,0976 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 1,236 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$\text{Rasio liquid per gas (R)} = (15,3510 \text{ gal/min}) / (1,236 \text{ ft}^3/\text{s})$$

$$= 12,4199 \text{ gpm/acfm}$$

Data Operasi dan Desain

$$\text{Laju alir volumetric gas} = 2,0976 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Average particle size, } d_p = 1,75 \text{ in} = 0,1458 \text{ ft}$$

$$\text{Johnstone scrubber coefficient, } k = 0,14$$

Lampiran C. Spesifikasi Peralatan

Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari Batu Kapur kapasitas 50.000 ton/tahun

Required collection efficiency ,E = 100%

Cunningham correction factor ,C = 1.0

Viskositas gas, μ = 0,0162 cP = 0,00001089 lb/ft.s

Mencari parameter impaksi inersial. ψ

$$E = 1 - e^{-kR\sqrt{\psi}}$$

$$1 = 1 - e^{-(0,14)(12,4199)\sqrt{\psi}}$$

$$\Psi = 38025$$

Mencari diameter droplet

Persamaan Nukiyama and Tasanawa,

$$d_o = (1920/vr)(\sigma/\rho_l)^{1/2} + 5,97 (\mu_l/(\sigma\rho_l)^{1/2})^{0,45} + (1000 L/G)^{1,5}$$

(*Handbook of Chemical and Environmental Engineering*, p 344)

bila persamaan ini disederhanakan dengan nilai parameter untuk *water scrubbing*:

$$\sigma = 72 \text{ dyn/cm}$$

$$\rho_l = 1 \text{ g/cm}^3$$

$$\mu_l = 0,00982 \text{ Pa}$$

maka persamaan Nukiyama diatas menjadi :

$$d_o = (16400/v) + 1,45R^{1,5}$$

$$\psi = \frac{C \rho_p v d_p^2}{9 d_o \mu}$$

$$\psi = \frac{C \rho_p v d_p^2}{9 ((16400/v) + 1,45R^{1,5}) \mu}$$

Lampiran C. Spesifikasi Peralatan

Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari Batu Kapur kapasitas 50.000 ton/tahun

$$38025 = \frac{1 \times 195,4874 \times v \times 0,1458^2}{9 \left(\frac{16400}{v} + 1,45 \times 12,4199^{1,5} \right) 0,00001089}$$

$$38025 = \frac{4,1574 v}{\left(\frac{1,6074}{v} + 0,00622 \right)}$$

$$(61121,385/v) + 236,5155 = 4,1574 v$$

$$61121,385 + 236,5155 v = 4,1574 v^2$$

$$v = 595,6401 \text{ ft/s}$$

$$\text{luas throat} = \frac{G}{v}$$

$$\begin{aligned} \text{luas throat} &= \frac{0,0206 \text{ ft}^3 / \text{s}}{595,6401 \text{ ft/s}} \\ &= 0,00035 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} d_o &= \left(\frac{16400}{v} + 1,45R \right)^{1,5} \\ &= \left(\frac{16400}{595,6401} + (1,45 \times 12,4199)^{1,5} \right) \\ &= 91 \text{ } \mu\text{m} \end{aligned}$$

Tabel C.33. Spesifikasi Scrubber (D-110)

Alat	Scrubber
Kode	D-110
Fungsi	Memisahkan padatan dari gas CO ₂ keluaran Rotary Kiln menuju Splitter
Kapasitas	7605,9116 m ³ /det
Luas <i>throat</i>	0,00035 ft ²
Diameter droplet	91 μm
Bahan konstruksi	Cast iron
Jumlah	1 buah

25. Pompa (L-110)

Perhitungan yang sama dilakukan untuk pompa proses 110 seperti pada pompa proses 210, hingga didapatkan spesifikasi L-110 sebagai berikut:

Tabel C.34. Spesifikasi Pompa Proses (L-110)

Alat	Pompa
Kode	L-110
Fungsi	Mengalirkan <i>sludge</i> keluaran Scrubber (D-110) menuju unit pengolahan limbah
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>
Kondisi Operasi	Temperatur : 52 °C Tekanan : 1 atm
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas	17,18 gal/min
Dimensi	NPS = 1 in ID = 1,049 in = 0,0266 m OD = 1,320 in = 0,0335 m <i>Flow Area</i> = 0,864 in ² = 0,006 m ² Sch No = 40
Power	1 hp
NPSH	0,69 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

26. Kompresor (G-110)

Fungsi : Menaikkan tekanan gas CO₂ dari 1 atm menjadi 3 atm

Jenis alat : *Centrifugal Compressor*

Jumlah stage : 1 stage

a. Menghitung Kerja Politropik pada Kompresor

Kerja politropik kompresor dinyatakan dalam persamaan berikut:

$$-W = Z \frac{RT_1}{M} \frac{n}{n-1} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right] \quad (\text{Coulson 1983, vol 6 : 73})$$

Dimana:

W : Polytropik work, kJ/kmol

Z : Kompresibiliti faktor.

R : Konstanta gas ideal, 8,314 kJ/kmol.K

T : Suhu masuk stage, K

P₂ : Tekanan keluar stage

P₁ : Tekanan masuk stage

n : spesifik heat rasio

M : Berat molekul gas

Diketahui (dari Lampiran B):

Tekanan masuk (P_{in}) = 1 atm

Tekanan keluar (P_{out}) = 3 atm

Temperatur masuk (T_{in}) = 57,8218 °C (330,8218 K)

Eksponen kompresi (m) = 0,2491

Faktor kompresibility (Z_{in}) = 0,99

$$\text{Spesifik } heat \text{ rasio (n)} = \frac{1}{Y - m(1 + X)} \quad (\text{Coulson 1983, vol 6 : 79})$$

$$= 1,3186$$

Maka kerja politropik:

$$-W_{\text{politropik}} = \left[0,99 \left(\frac{330,8218 \times 8,314}{44} \right) \right] \frac{1,3186}{1,3186 - 1} \left[\left(\frac{3}{1} \right)^{\frac{1,3186-1}{1,3186}} - 1 \right]$$

$$= 77,8649 \text{ kJ/kmol}$$

b. Menghitung Kerja Aktual

Dari gambar 3.6 Coulson vol 6 hal 75 diperoleh efisiensi politropik, $E_p = 0,668$

$$W_{\text{aktual}} = \frac{W_{\text{polytropic}}}{E_p}$$

$$= 116,5642 \text{ kJ/kmol}$$

c. Menghitung Power Kompresor

$$\text{Power} = \frac{W_{\text{aktual}}}{3600} \times \text{Laju alir molar}$$

$$= \frac{116,5642}{3600} \times 65,7895$$

$$= 2,1302 \text{ kW (2,8555 hp)}$$

Digunakan power standar 3 hp

d. Menghitung Power Motor

$$\text{Power} = \frac{(-W \times \text{mass flowrate})}{E_c} \quad (\text{pers 3.39 Coulson, 1983 hal 81})$$

$$E_c = 80\% \quad (\text{Tabel 3.1 Coulson, 1983 hal 81})$$

$$\text{Power} = \frac{77,8649 \times \frac{65,7895}{3600}}{0,8}$$

$$= 1,7787 \text{ kW (2,3843 hp)}$$

Tabel C.35. Spesifikasi Kompresor (G-110)

Alat	Kompresor
Kode	G-110
Fungsi	Menaikkan tekanan udara dari 1 atm sampai 3 atm
Jenis	<i>Centrifugal Compressor</i>
Stage	1
Power	3 hp
Efisiensi politropik	0,668
Efisiensi motor	80%
Power motor	2,2620 hp
Jumlah	1 buah

27. Cooler (E-120)

Dengan melakukan langkah perhitungan seperti pada E-110, maka didapat spesifikasi E-120 sebagai berikut

Tabel C.36. Spesifikasi Cooler (E-120)

Alat	Cooler
Kode	E – 120
Fungsi	Mendinginkan gas CO ₂ keluaran kompresor
Tipe	<i>Shell and Tube</i>
Dimensi	Luas perpindahan panas = 238,7008 ft ² OD <i>tube</i> = 0,75 in ID <i>shell</i> = 12 in Baffle space = 6 in L = 16 ft R _d perhitungan = 0,0392 ft ² .jam.°F/Btu Jumlah <i>tube</i> = 76 buah ΔP, <i>tube</i> = 0,1675 psi ΔP, <i>shell</i> = 0,0216 psi
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel (austenitic) AISI tipe 316</i>

28. Reaktor 310 (R-310)

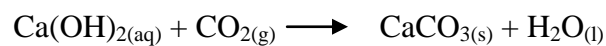
Fungsi : Sebagai tempat mereaksikan Ca(OH)_2 dengan gas CO_2 untuk menghasilkan *precipitated calcium carbonate* (PCC).

Jenis : reaktor gelembung

Kondisi operasi : $T = 38\text{ }^\circ\text{C}$ (311 K)

$P = 3\text{ atm}$

Reaksi yang terjadi adalah:



Dari US 2002/0009410 A1:

X (konversi) = 0,95

τ (waktu tinggal) = 30 menit (0,5 jam)

Alasan pemilihan *bubble reactor*:

- reaktor gelembung cocok untuk reaksi gas-cair, dengan jumlah gas yang relatif sedikit direaksikan dengan cairan yang jumlahnya besar
- di dalam reaktor reaksi berjalan lambat, dibuktikan dengan bilangan Hatta (Ha) yang lebih kecil dari 0,3
- relatif lebih murah, perawatan dan pengoperasiannya lebih mudah
- di dalam reaktor gelembung, aliran gas dianggap *plug flow*, tetapi cairan teraduk sempurna oleh aliran gelembung gas yang naik ke atas, sehingga suhu cairan di dalam reaktor selalu serba sama (*mixed flow*)

(Perry's, 23 – 49, 1999)

A. Neraca Massa

Dari perhitungan neraca massa diketahui jumlah bahan yang masuk dan keluar reaktor sebagai berikut:

Neraca Massa Reaktor 310 (R – 310)

Komponen	Masuk (Kg/jam)		Keluar (Kg/jam)	
	Aliran A	Aliran B	Aliran C	Aliran D
Ca(OH) ₂	4868,4211	0,0000	243,4211	0,0000
CaCO ₃	0,0000	0,0000	6250,0000	0,0000
MgO	12,6263	0,0000	12,6263	0,0000
Fe ₂ O ₃	6,3131	0,0000	6,3131	0,0000
Al ₂ O ₃	6,3131	0,0000	6,3131	0,0000
SiO ₂	6,3131	0,0000	6,3131	0,0000
H ₂ O	14358,4446	0,0000	15483,4446	0,0000
CO ₂	0,0000	2894,7368	0,0000	144,7368
Total	22153,1682		22153,1682	

B. Neraca Energi

Neraca Energi Reaktor 310 (R – 310)

Panas Masuk		Panas Keluar	
Keterangan	Kkal	Keterangan	Kkal
Q ₁₂	204.509,9524	Q ₂₂	379,3029
Q ₂₁	7.586,1842	Q ₂₃	218.314,3274
Q _{reaksi}	1.528.740,0000	Q _{pendingin out}	1.575.378,3378
Q _{pendingin in}	53.235,8378		
TOTAL	1.794.071,9744	TOTAL	1.794.071,9744

C. Menentukan Kinetika Reaksi

1. Mencari Komposisi Reaktan

Tabel C.37. Komposisi Reaktan (fase liquid)

Komponen	Massa (kg/jam)	wi	ρ (kg/m ³)	Massa (kmol/jam)
MgO	12,6263	0,0007	3580,0000	0,3157
Fe ₂ O ₃	6,3131	0,0003	5250,0000	0,0395
Al ₂ O ₃	6,3131	0,0003	3965,0000	0,0619
SiO ₂	6,3131	0,0003	2650,0000	0,1052
H ₂ O	14358,4446	0,7456	997,0000	797,6914
Ca(OH) ₂	4868,4211	0,2528	2340,0000	65,7895
Total	19258,4313	1,0000		864,0031

$$\rho_{\text{campuran}} = \frac{1}{\sum \frac{w_i}{\rho_i}} = 1167,8235 \text{ kg/m}^3 = 1,1678 \text{ g/cm}^3$$

$$\mu_L = 0,6968 \text{ cP} = 0,0006968 \text{ kg/m.s}$$

Tabel C.38. Komposisi Reaktan (Fase Gas)

Komponen	Massa (kg/jam)	Wi	ρ (kg/m ³)	Massa (kmol/jam)
CO ₂	2894,7368	1,0000	1970,0000	65,7895
Total	2894,7368			65,7895

$$\rho_G = \frac{BM \times P}{R \times T}$$

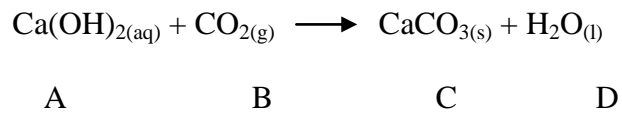
R : Konstanta gas ideal = $82,057 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \cdot \text{atm/kmol.K}$

$$\rho_G = \frac{44 \times 3}{82,057 \cdot 10^{-3} \times 311} = 5,1725 \text{ kg/m}^3 = 0,0052 \text{ g/cm}^3$$

Lampiran C. Spesifikasi Peralatan

Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari Batu Kapur kapasitas 50.000 ton/tahun

Reaksi:



Komposisi reaktan dihitung menggunakan persamaan:

$$C_x = \frac{N_x}{N_T} \times \frac{P}{R \times T}$$

(Fogler, 1999)

Keterangan :

C_x : Komposisi reaktan

N_x : Mol reaktan

N_T : Mol total

P : Tekanan operasi = 3 atm

T : Temperatur operasi = 311 K

R : Konstanta gas ideal = $82,057 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3 \cdot \text{atm}/\text{kmol} \cdot \text{K}$

a. Konsentrasi Ca(OH)_2

$$\begin{aligned} C_{A0} &= \frac{65,7895}{930,7306} \times \frac{3}{82,057 \times 10^{-3} \times 311} \\ &= \mathbf{0,0083 \text{ kmol/m}^3} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_A &= C_{A0} (1 - X) \\ &= \mathbf{0,0004 \text{ kmol/m}^3} \end{aligned}$$

Karena perbandingan mol sama maka, $C_{A0} = C_{B0}$

b. Konsentrasi CO_2

$$C_B = C_{B0} - (C_{A0} X_A)$$

$$= 0,0004 \text{ kmol/m}^3$$

2. Mencari Persamaan Laju Reaksi

Reaksi yang terjadi merupakan reaksi orde 2, dimana persamaan laju reaksinya adalah:

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

keterangan :

$-r_A$: laju reaksi

k : konstanta laju reaksi ($\text{m}^3/\text{kmol.jam}$)

C_i : konsentrasi masing-masing komponen (kmol/m^3)

Dengan:

$$C_A = C_{A0} (1 - X_A)$$

$$\begin{aligned} C_B &= C_{B0} - (C_{A0}X_A) \\ &= C_{A0} (1 - X_A) \end{aligned}$$

Sehingga:

$$-r_A = k[C_{A0} (1 - X_A)][C_{A0} (1 - X_A)] \quad [1]$$

3. Mencari Konstanta Laju Reaksi

$$\tau = C_{A0} \int_0^x \frac{dX}{-r_A} \quad [2]$$

(Levenspiel 3rd ed. Page 102)

Substitusikan persamaan [1] ke [2]:

$$\tau = \frac{1}{k C_{A0}^2} \int_0^x \frac{dX}{[(1 - X_A)(1 - X_A)]}$$

$$k = \frac{1}{\tau C_{A0}^2} \int_0^x \frac{dX}{[(1-X_A)(1-X_A)]}$$

Bentuk integral pada persamaan di atas diselesaikan dengan metode *Simpson's rule*. Jika pada bentuk integral dimisalkan dengan :

$$I = \int_0^x \frac{dX}{[(1-X_A)(1-X_A)]}$$

$$\text{Maka, } \int_{x_0}^{x_N} I.dX = \frac{\Delta X}{3} (I_0 + 4.I_1 + 2.I_2 + \dots + 2.I_{N-2} + 4.I_{N-1} + I_N)$$

$$\Delta X = \frac{0,95}{8} = 0,1188$$

Untuk N = 8, maka:

No	Xi	Ii	Ii x koef
0	0,0000	1,0000	1,0000
1	0,1188	1,2877	5,1506
2	0,2375	1,7200	3,4399
3	0,3563	2,4130	9,6522
4	0,4750	3,6281	7,2562
5	0,5938	6,0592	24,2367
6	0,7125	12,0983	24,1966
7	0,8313	35,1166	140,4664
8	0,9500	400,0000	400,0000
Total			615,3987

$$\text{Jadi, } \int_0^{0,95} I.dX = \frac{0,1188}{3} \times 615,3987 = 24,3595$$

Sehingga diperoleh konstanta laju reaksi (k):

$$k = 705575,7735 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

4. Mencari Laju Reaksi

Laju reaksi dicari menggunakan persamaan:

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

$$-r_A = 0,1218 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$$

D. Perancangan Reaktor *Bubble*

1. Menentukan Difusifitas

Proses difusi terjadi di dalam fasa cair. Persamaan yang digunakan adalah:

$$D_{AL} = \frac{117,3 \cdot 10^{-18} (\Phi \times M)^{0,5} \times T}{\mu \times V_m^{0,6}} \quad (\text{Coulson 1983, vol 6 : 255})$$

Keterangan :

Φ = Association parameter = 1

M = Berat molekul larutan, kg/kmol

T = Temperatur, K

μ = Viskositas larutan, kg/m.s

V_m = Volume molal zat terlarut, m³/kgmol

Berdasarkan Tabel 8.6 Coulson, 1983 hal. 258 diperoleh:

$$V_m \text{ CO}_2 = 0,034 \text{ m}^3/\text{kmol}$$

➤ Difusifitas CO₂ dalam larutan

$$D_{AL} \text{ CO}_2 = \frac{117,3 \cdot 10^{-18} (1 \times 454)^{0,5} \times 311}{(0,0006968) \times (0,034)^{0,6}} = 8,4838 \text{ E} - 09 \text{ m}^2/\text{s}$$

2. Menghitung Diameter Gelembung (d_b)

$$d_b = \left(\frac{6 \times d_o \times \sigma_L}{g \times \Delta\rho} \right)^{1/3}$$

(Treyball, 1980 : 141)

Keterangan :

d_b : Diameter gelembung, m

d_o : Diameter *orifice* = 10 mm standard

σ_L : Tegangan muka cairan

g : Percepatan gravitasi, m/s^2

$\Delta\rho$: Densitas (cairan-gas), kg/m^3

ρ_{gas} pada $T = 311$ K dan $P = 3$ atm

$$\Delta\rho = \rho \text{ (cairan-gas)}$$

$$= 1162,6510 \text{ kg/m}^3 = 1,1627 \text{ g/cm}^3$$

Diameter gelembung:

$$d_b = \left(\frac{6 \times 1.10^{-2} \text{ m} \times 0,0634 \text{ kg/s}^2}{9,8 \text{ m/s}^2 \times 1162,6510 \text{ kg/m}^3} \right)^{1/3} = 0,0069 \text{ m}$$

$$= 6,9379 \text{ mm}$$

3. Menentukan Koefisien Transfer Massa Campuran (k_L)

Diameter gelembung (d_b) ≥ 2 mm, sehingga persamaan yang digunakan adalah :

$$k_L = k_L (2 \text{ mm}) \times 500 d_b$$

Persamaan yang digunakan adalah :

$$k_L (2mm) = 0,42 \left[\frac{\mu_L \times g}{\rho_L} \right]^{1/3} \left[\frac{\rho_L \times D_{AL}}{\mu_L} \right]^{1/2} \quad (\text{Froment : 726})$$

$$k_L = 0,42 \left[\frac{0,0007 \times 9,8}{1167,8235} \right]^{1/3} \left[\frac{1167,8235 \times 8,4838 \times 10^{-9}}{0,0007} \right]^{1/2}$$

$$= 0,0009 \text{ m/detik}$$

$$k_L = 0,0009 \text{ m/detik} \times 500 \times 0,0069 \text{ m} = 0,0031 \text{ m/detik}$$

4. Menentukan Bilangan Hatta

$$C_{A0} = \text{Konsentrasi liquid mula-mula} = 0,0083 \text{ kmol/m}^3$$

$$M^2 = \frac{k \times C_{A0} \times D_{AB}}{k_L^2}$$

$$= 0,0014$$

$$M = 0,0376$$

$M < 0,3$ = Reaksi membutuhkan volume *bulk liquid* yang besar.

E. Menghitung Parameter Design Reaktor Gelembung

Berdasarkan *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, ada beberapa parameter *design* untuk reaktor gelembung yaitu : diameter gelembung (d_b), *gas hold up* (ϵ), *superficial gas velocity* (U_{sg}), dan *Interfacial area* (α).

1. Diameter Gelembung (d_b)

Telah dihitung di atas diperoleh $d_b = 0,0069 \text{ m}$

2. Gas Holdup (ϵ)

Untuk menghitung *gas hold up* (ϵ), digunakan persamaan:

$$\varepsilon = \frac{0,0661 U_g^{0,69}}{1 + 0,0661^{0,69}}$$

Keterangan :

U_g : kecepatan gas masuk tiap lubang, cm/s

U_g (kecepatan gas masuk tiap lubang) dapat di hitung dengan mencari beberapa parameter terlebih dahulu, yaitu : luas tiap lubang *orifice* (A_o), dan laju volumetrik tiap lubang (Q). (Perry's, 1999)

➤ Luas tiap lubang *orifice* (A_o)

$$A_o = \frac{\pi}{4} d_o^2$$

$$A_o = \frac{\pi}{4} \times (1.10^{-2} \text{ m})^2$$

$$A_o = 7,85 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2 = 0,7850 \text{ cm}^2$$

➤ Laju volumetric tiap lubang (Q)

$$Q^{6/5} = \frac{d_b \times \pi \times g^{3/5}}{8,268}$$

(Perry, 1999 : 14 – 71)

$$= 16,4245$$

$$Q = 10,3017 \text{ cm}^3/\text{detik}$$

➤ Kecepatan gas masuk tiap lubang (U_g)

$$\begin{aligned}
 U_g &= \frac{Q}{A_o} \\
 &= \frac{10,3017}{0,7850} \\
 &= 13,1232 \text{ cm/detik}
 \end{aligned}$$

Gas holdup

$$\begin{aligned}
 \varepsilon &= \frac{0,0661 U_g^{0,69}}{1 + 0,0661 U_g^{0,69}} \\
 &= 0,2808
 \end{aligned}$$

➤ Penurunan Tekanan pada *Sparger*

Penurunan tekanan pada *sparger* dapat diperkirakan dari persamaan:

$$\Delta P = \frac{\rho_g}{2g_c} \left(\frac{U_g}{c_d} \right)^2$$

Dengan $c_d = 0,9$

Maka penurunan tekanan gas pada *sparger*:

$$\begin{aligned}
 \Delta P &= \frac{0,3229}{2 \times 32,2740} \left(\frac{0,4306}{0,9} \right)^2 \\
 &= 0,0011 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

3. Menentukan *superficial gas velocity* (U_{sg})

Untuk menghitung *superficial velocity gas* (U_{sg}), digunakan persamaan :

$$U_{sg} = U_t \{1 - \varepsilon\}^{n-1}$$

Keterangan :

n : Fungsi *Reynold number* di *bubble reactor* = 2,39

U_t : Terminal velocity bubble

Terminal velocity bubble (U_t)

$$U_t = \left(\frac{2\sigma}{d_b \times \rho} + 0,5 \times d_b \times g \right)^{0,5}$$

(Perry, 1999)

$$= \left(\frac{2 \times 0,0634}{0,0069 \times 1,1627} + 0,5 \times 0,0069 \times 980 \right)$$

$$= 22,2979 \text{ cm/detik} \quad = 0,2230 \text{ m/detik}$$

Sehingga:

$$U_{sg} = 22,2979 \{1 - 0,2808\}^{2,39-1}$$

$$= 14,1008 \text{ cm/detik} \quad = 0,1410 \text{ m/detik}$$

4. Interfacial Area

Untuk menghitung *interfacial area* digunakan persamaan sebagai berikut :

$$\alpha = \frac{6 \times \varepsilon}{d_b}$$

(Perry, 1999)

$$= \frac{6 \times 0,2808}{0,0069} = 2,4288 \text{ cm}^{-1} = 242,8817 \text{ m}^{-1}$$

F. Perhitungan Dimensi Reaktor

1. Menentukan Volume Reaktor

Menghitung volume larutan bebas gelembung untuk aliran *plug flow*

$$\begin{aligned} \frac{V}{F_{A0}} &= \int_0^{X_A} \frac{dX}{-r_A} \\ V &= F_{A0} \int_0^{0,95} \frac{dX}{-r_A} \\ &= \frac{F_{A0}}{kC_{A0}^2} \int_0^{0,95} \frac{dX}{(1-X_A)(1-X_A)} \\ &= \frac{65,7895}{705575,7735 \times 0,0083^2} \times 24,3595 \\ &= 32,8947 \text{ m}^3 = 1161,6665 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Untuk reaktor *bubble reactor*, fraksi *holdup liquid* (ϵ_L) adalah:

$$\begin{aligned} \epsilon_L &= 1 - \epsilon_G \\ &= 1 - 0,2808 = 0,7192 \end{aligned}$$

Maka volume total reaktor:

$$\begin{aligned} V_{ts} &= \frac{V_{\text{liquid}}}{\text{fraksi hold up}} \\ &= \frac{32,8947 \text{ m}^3}{0,7192} \\ &= 45,7410 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Over design 20%

$$V_{ts} = 54,8892 \text{ m}^3 = 1938,3919 \text{ ft}^3$$

2. Menentukan Dimensi Reaktor

Untuk menentukan bentuk-bentuk *head* ada 3 pilihan :

Flanged and Standard Dished Head

Digunakan untuk vesel proses vertikal bertekanan rendah, terutama digunakan untuk tangki penyimpanan horizontal, serta untuk menyimpan fluida yang volatil.

Torispherical Flanged and Dished Head

Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig (1,0020689 atm) sampai 200 psig (13,60919 atm).

Elliptical Flanged and Dished Head

Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig dan tekanan diatas 200 psig.

Untuk tekanan 3 atm maka dipilih *torispherical flanged and dished head*.

Volume tutup atas dan bawah *torispherical flanged and dished head* :

$$V_{\text{torispherical}} = V_d = 0,000049D^3 \quad (\text{pers. 5.11. Brownell, 1959:88})$$

$$V_{\text{reaktor}} = \frac{\pi D_i^2 H_s}{4} + 2 \frac{\pi D_i^2 sf}{4} + (2 \times 0,000049 \cdot ID^3)$$

dengan $H_s = 1,5ID$ dan $sf = 6 \text{ in (0,5 ft)}$, substitusikan ke persamaan di atas, maka diperoleh:

$$V_{\text{reaktor}} = 1,1775 ID^3 + 0,0001 ID^3 + 0,7850 ID^2$$

$$1938,3919 = 1,1776 ID^3 + 0,7850 ID^2$$

Diperoleh:

$$ID = 11,5892 \text{ ft} = 139,0699 \text{ in}$$

$$H_S = 28,9729 \text{ ft} = 347,6748 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan yang menempati shell} &= V_{\text{total cairan}} - V_{\text{sf}} - V_{\text{d bottom}} \\ &= 1938,3919 - 105,4323 - 131,7940 \\ &= 1832,8071 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi cairan di shell, } H_L = 17,3837 \text{ ft} = 5,2986 \text{ m}$$

a. Menentukan *Sparger Ring*

Diameter *sparger ring*, $D_s = 40\% D_r$ (Peters and Timmerhause, 1991)

$$\begin{aligned} D_s &= 0,4 \times 11,5891 \text{ ft} \\ &= 4,6356 \text{ ft} = 1,4130 \text{ m} \end{aligned}$$

Luas *plate sparger* (L_s):

$$\begin{aligned} L_s &= \frac{\pi \times D_s^2}{4} \\ &= 16,8692 \text{ ft}^2 = 1,5672 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

b. Menghitung Diameter *Hole Sparger*

Diameter *hole sparger* ditentukan dengan persamaan:

$$D_o = \frac{d_b^3 \times (\rho_L - \rho_G) \times g}{6,028 \times \sigma}$$

Keterangan :

D_o = Diameter *hole*, cm

d_b = Diameter *bubble*, cm

ρ_L = Densitas liquid, gr/cm^3

ρ_G = Densitas gas, gr/cm³

σ = Tegangan permukaan liquid

g = Percepatan gravitasi, 980 cm/det²

Maka:

$$D_o = \frac{0,6938^3 \times (1,1627) \times 980}{6,028 \times 63,4168} = 0,9954 \text{ cm}$$

Luas tiap *hole*:

$$\text{Luas tiap hole} = \frac{\pi \times 0,9954^2}{4} = 0,7777 \text{ cm}^2$$

Direncanakan *triangular pitch* dengan jarak ke pusat :

$$C = 1,5 \times D_o$$

$$C = 1,5 \times 0,9954$$

$$= 1,4930 \text{ cm}$$

$$\text{Tinggi (h)} = C \times \sin 60^\circ$$

$$= 1,2930 \text{ cm}$$

$$\text{Luas segitiga} = \frac{1}{2} \times C \times h$$

$$= 0,9652 \text{ cm}^2$$

$$\text{Ratio luas} = \frac{\text{Luas lubang}}{\text{Luas pitch}}$$

$$= \frac{0,7777}{0,9652} = 0,8057$$

Maka:

$$\text{Luas hole seluruhnya} = 0,8057 \times \text{luas plate sparger}$$

$$= 0,8057 \times 16,8692$$

$$= 13,5919 \text{ ft}^2$$

$$\text{Jumlah hole} = \frac{\text{Luas total hole}}{\text{Luas tiap hole}}$$

$$= 16236,1960 \approx 16237$$

3. Penentuan Tebal Reaktor

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + c$$

Keterangan :

t_s = Tebal *shell*, in

P = Tekanan operasi, Psi

f = *Allowable Stresss*, Psi

D_r = Diameter reaktor, in

E = Efisiensi pengelasan

c = Faktor korosi = 0,125 (in)

Tekanan desain 5-10% di atas tekanan kerja normal (Coulson, 1988 hal. 637).

Tekanan desain yang dipilih adalah 10% di atas tekanan kerja normal.

$$P_{\text{operasi}} = 3 \text{ atm} = 44,0879 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho_{\text{mix}} \cdot \left(\frac{\text{g}}{\text{g}_c} \right) H_L}{144}$$

$$= \frac{72,9049 \times 1 \times 17,3837}{144} = 8,8011 \text{ psia}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,1 (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}})$$

$$= 1,1 (44,0879 + 8,8011)$$

$$= 58,1778 \text{ psia} = 3,9588 \text{ atm}$$

Sehingga :

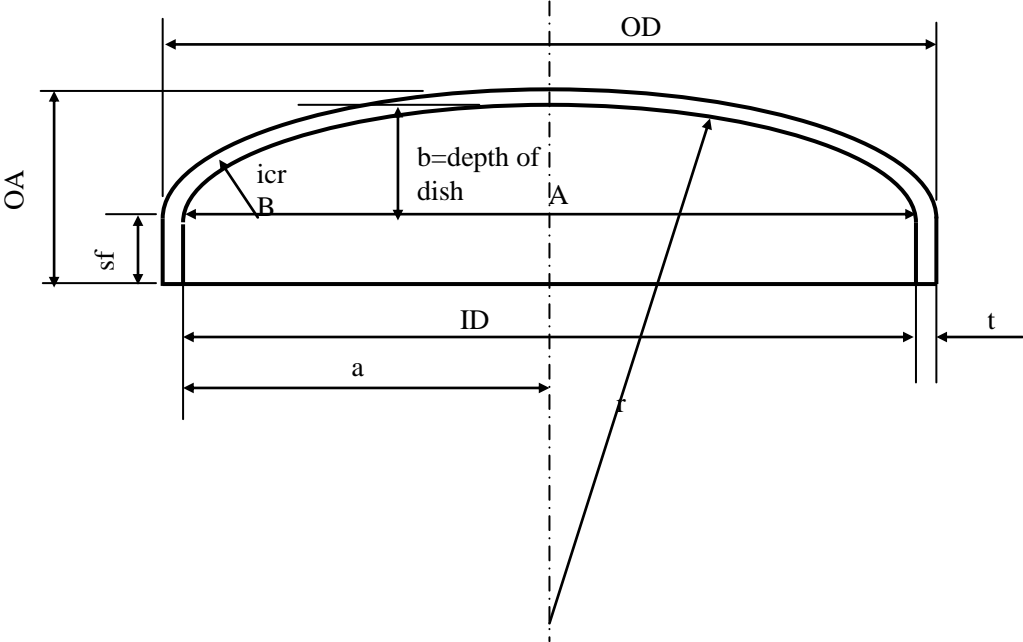
$$t_s = \frac{58,1778 \times 69,5350}{(18750 \times 0,8) - (0,6 \times 58,1778)} + 0,125$$
$$= 0,3953 \text{ in}$$

Dipakai t_s standar 7/16 in

$$\text{Diameter luar shell (OD}_s) = \text{ID}_s + 2t_s$$
$$= 139,0699 + (2 \times 0,4375)$$
$$= 139,9449 \text{ in} = 11,6621 \text{ ft}$$

4. Head Reaktor

Digunakan *torishperical flanged and dished head*



Gambar C.19. *torishperical flanged and dished head*

Keterangan :

t_h :	Tebal <i>head</i> , in
icr :	<i>Inside corner radius</i> , in
r :	<i>Radius of dish</i> , in
OD :	<i>Outside diameter</i> , in
ID :	<i>Inside diameter</i> , in
b :	<i>Depth of dish</i> , in
OA :	<i>Overall dimension</i> , in
sf :	<i>Standard straight flange</i> , in

a. Tebal Head (t_h)

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot w}{2fE - 0,2P} + C$$

(Brownell and Young, 1959, hal. 258)

Keterangan :

t_h = Tebal head (in)

P = Tekanan desain (psi)

r_c = *crown radius*, in

icr = *Inside corner radius* (in)

w = *stress-intensification factor*

E = Effisiensi pengelasan

C = Faktor korosi (in)

Dimana:

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

(Brownell and Young, 1959. hal. 258)

Inside radius corner (icr) dan *crown radius* (rc) ditentukan berdasarkan OD reaktor.

Diketahui OD = 139,9449 in, dibulatkan menjadi 144 in.

Maka berdasarkan table 5.7 Brownel & Young didapat:

$$rc = 132 \text{ in}$$

$$icr = 8,3750 \text{ in}$$

Maka:

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{132}{8,3750}} \right) = 1,7425$$

$$t_h = \frac{58,1778 \times 132 \times 1,7425}{(2 \times 18750 \times 0,8) - (0,2 \times 58,1778)} + 0,125$$

$$= 0,5712 \text{ in (dipakai plat standar } 5/8 \text{ in)}$$

Berdasarkan table 5.8 Brownel & Young hal. 93, maka sf = 6 in

b. Depth of Dish (b)

$$b = r_c - \sqrt{(r_c - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr\right)^2}$$

$$= 24,5635 \text{ in}$$

c. Tinggi Head (OA)

$$OA = t_h + b + sf \quad (\text{Brownell and}$$

Young, 1959. hal. 87)

$$= 0,6250 + 24,5635 + 6$$

$$= 31,1347 \text{ in} = 0,7908 \text{ m} = 2,5946 \text{ ft}$$

5. Tinggi Reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi reaktor} &= \text{tinggi shell} + (2 \times \text{tinggi head(OA)}) \\
 &= 28,9729 + (2 \times 2,5946) \\
 &= 34,1620 \text{ ft} = 10,4126 \text{ m}
 \end{aligned}$$

6. Merancang Koil Pendingin

Pertimbangan penggunaan koil :

- Koil bisa langsung bersinggungan dengan fluida, sehingga transfer panas bisa efektif
- Luas transfer panas koil bisa diatur
- Panas tercampur lebih homogen didalam fluida
- Paling murah (Kern, 1950, pp. 720)

Digunakan *refrigerant ammonia* sebagai pendingin pada *reactor* :

1) Kebutuhan pendingin

$$\text{Massa pendingin} = 4654,2602 \text{ kg/jam} = 10260,8750 \text{ lb/jam}$$

Sifat amonia pada suhu rata-rata = 239,65 K (-33,5 °C)

$$\begin{aligned}
 \rho &= 42,5453 && \text{lb/ft}^3 \\
 \mu &= 0,3 \text{ cP} && = 0,7257 \text{ lb/ft.jam} \\
 C_p &= 1,0441 && \text{Btu/lb}^\circ\text{F} \\
 k &= 0,3543 && \text{Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

1) Trial pemilihan pipa standar

Berdasarkan Tabel. 11, Kern, 1983 :

Dipilih *tube* :

$$\text{NPS} = 1,5 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 1,9 \text{ in} = 0,1583 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 1,61 \text{ in} = 0,1342 \text{ ft}$$

$$a_t'' = 0,4980 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a' = 2,0400 \text{ in}^2/\text{tube} = 0,0142 \text{ ft}^2/\text{tube}$$

2) ΔT_{LMTD}

<i>Hot Fluid</i>	$^{\circ}\text{F}$	<i>Cold fluid</i>	<i>Temp. diff</i>	$^{\circ}\text{F}$
100,4	<i>Higher Temp</i>	-28,3	128,7	Δt_2
100,4	<i>Lower Temp</i>	-28,3	128,7	Δt_1
0	<i>Temp diff</i>	0	0	$\Delta(t_2 - t_1)$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = 45,3960^{\circ}\text{F}$$

4) Fluks Massa Pemanas Total (G_{tot})

$$G_{\text{tot}} = \frac{W}{a_t}$$

$$= \frac{10260,8750 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{0,0142 \text{ ft}^2} = 724297,1064 \text{ lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{jam}$$

5) Fluks Massa Tiap Set Koil

$$G_i = \rho_c \times v_c$$

Kecepatan medium pendingin di dalam pipa umumnya berkisar 1,5-2,5

m/s.

Dipilih : $V_c = 2,0 \text{ m/s} = 6,5617 \text{ ft/s}$.

$$G_i = \rho_c \times v_c$$

$$G_i = 42,5453 \times 6,5617 = 279,1685 \text{ lb/s.ft}^2$$

$$= 1005006,7546 \text{ lb/jam.ft}^2$$

6) Jumlah Set Koil (N_c)

$$N_c = \frac{G_{c,tot}}{G_i}$$

$$N_c = \frac{724297,1064}{1005006,7546} = 0,7207 \text{ set koil} = 1 \text{ set koil}$$

7) Koreksi Fluks Massa Tiap Set Koil ($G_{i,kor}$)

$$G_{i,kor} = \frac{G_{c,tot}}{N_c}$$

$$G_{i,kor} = \frac{724297,1064}{1} = 724297,1064 \text{ lb / jam.ft}^2$$

8) Cek Kecepatan Medium Pendingin ($V_{c,cek}$)

$$V_{c,cek} = \frac{G_i}{\rho_c}$$

$$V_{c,cek} = \frac{724297,1064}{42,5453} = 17024,1448 \text{ ft / jam} = 1,54414 \text{ m / s}$$

(masuk dalam range/memenuhi standar 1,5 – 2,5 m/s)

9) Beban Panas Tiap Set Koil (Q_{ci})

Asumsi : beban panas terbagi merata pada tiap set koil

$$Q_c = 1522142,5000 \text{ kkal/jam}$$

$$= 6040318,0828 \text{ Btu/jam}$$

$$Q_{ci} = \frac{Q_c}{N_c}$$

$$Q_{ci} = \frac{6040318,0828}{1} = 6040318,0828 \text{ Btu / jam}$$

10) Koefisien transfer panas fluida sisi dalam tube

$$h_i = J_H \left(\frac{k}{ID} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \quad (\text{Pers. 6.15, Kern})$$

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{ID \cdot G_t}{\mu} \\ &= 133901,7604 \end{aligned}$$

$$J_H = 200$$

$$h_i = 680,4725 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka } h_{i_o} \text{ koil} &= h_i \text{ pipa} \left(1 + 3,5 \left(\frac{D_{koil}}{D_{spiral}} \right) \right) \\ &= 680,4725 \left(1 + 3,5 \left(\frac{0,1342}{9,2713} \right) \right) \\ &= 714,9377 \text{ Btu/hr ft } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

11) Koefisien transfer fluida sisi luar koil

$$\Delta T = 128,7 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_f = 36,05 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\frac{\Delta T}{OD} = 67,7368$$

$$h_o = 116 \left(\left(\frac{k_f^3 \times \rho^2 \times C_f \times \beta}{\mu_f} \right) \left(\frac{\Delta T}{OD} \right) \right)^{0,25} \quad (\text{pers 10.14 Kern 1950})$$

$$\text{Dari Fig 10.4 Kern diperoleh } \frac{k^3 \times \rho^2 \times C \times \beta}{\mu} = 0,0055$$

$$\text{Maka } h_o = 90,6264 \text{ Btu/hr ft } ^\circ\text{F}$$

12) Menghitung clean overall coefficients (Uc)

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

$$= 80,4309 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Diambil $R_d = 0,001$

(Tabel 12 Kern, 1950)

$$U_D = \frac{1}{\left(\frac{1}{U_c} + R_d \right)}$$

$$= 74,4434 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Batasan U_D untuk light organik – light organik adalah 40-75 maka nilai

U_D yang didapat dari hasil hitungan adalah 74,4434 memenuhi batas.

13) Cek *Dirt Factor*

Dari tabel 12 Kern, 1965, R_d min untuk *refrigerant* = 0,001

Syarat : $R_d > R_d$ min

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D}$$

$$R_d = 0,001$$

14) Luas Perpindahan Panas Tiap Set Koil

$$A_{ci} = \frac{Q_{ci}}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$A_{ci} = 630,4567 \text{ ft}^2$$

15) Jarak Antar Pusat Koil (J_{sp})

$$J_{sp} = 2 \times OD_{koil}$$

$$J_{sp} = 2 \times 0,1583$$

$$= 0,3167 \text{ ft}$$

16) Panjang Satu Putaran Heliks Koil (L_{he})

$$L_{he} = \frac{1}{2} \text{ putaran miring} + \frac{1}{2} \text{ putaran datar}$$

$$L_{he} = 1/2 \cdot \pi \cdot r_{he} + 1/2 \cdot \pi \cdot d_{he}$$

Diameter *spiral* atau heliks koil = 0,7-0,8 Dv (Rase, 1977)

$$D_{spiral} (d_{he}) = 0,8 (11,5892 \text{ ft})$$

$$= 9,2713 \text{ ft}$$

$$L_{he} = 1/2 \pi (d_{he}^2 + J_{sp}^2)^{1/2} + 1/2 \pi \cdot d_{he}$$

$$L_{he} = 29,1205 \text{ ft}$$

17) Panjang Koil Tiap Set (L_{ci})

$$L_{ci} = \frac{A_{ci}}{a_t}$$

$$L_{ci} = \frac{630,4567}{0,4980} = 309,0474 \text{ ft}$$

18) Jumlah Putaran Tiap Set Koil

$$N_{pc} = \frac{L_{ci}}{L_{he}}$$

$$N_{pc} = \frac{309,0474}{29,1205}$$

$$= 10,6127 \text{ putaran}$$

$$= 11 \text{ putaran}$$

19) Koreksi Panjang Koil Tiap Set

$$L_{ci,kor} = N_{pc} \times L_{he}$$

$$L_{ci,kor} = 11 \times 29,1205 \text{ ft}$$

$$= 320,3250 \text{ ft}$$

20) Tinggi Koil (L_c)

$$H_c = J_{sp} \times N_{pc} \times N_c$$

$$H_c = 3,4833 \text{ ft}$$

$$= 1,0617 \text{ m}$$

21) Volume Koil (V_c)

$$V_c = N_c (\pi / 4 (\text{OD})^2 L_{ci})$$

$$V_c = 6,3038 \text{ ft}^3 = 1,6958 \text{ m}^3$$

22) Cek tinggi cairan setelah ditambah koil (H_L)

Tinggi koil harus lebih kecil dari pada tinggi cairan setelah ditambah koil agar seluruh koil tercelup dalam cairan

$$H_L = \frac{V_{cair} + V_{koil}}{\left(\pi / 4 D_{vessel}^2\right)}$$

$$= 18,4450 \text{ ft} = 5,6220 \text{ m}$$

$H_L = 5,6220 \text{ m} > H_c = 1,0617 \text{ m}$, berarti semua koil tercelup semua di dalam cairan.

23) Cek *Pressure Drop*

Syarat : $< 2 \text{ psi}$

$$R_{ei} = \frac{ID \times G_i}{\mu_c}$$

$$R_{ei} = 185796,9229$$

Faktor friksi :

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{R_{ei}^{0,42}}$$

$$f = 0,0051$$

Pressure Drop

$$\Delta P = \frac{4 \cdot f \cdot G_i^2 \cdot L_i}{2g \cdot \rho_c^2 \cdot ID}$$

$$\Delta P = 0,1694 \text{ psi}$$

Tabel C.39. Spesifikasi Reaktor 310 (R-310)

Alat	Reaktor
Kode	R – 310
Fungsi	Sebagai tempat mereaksikan Ca(OH)_2 dengan gas CO_2 untuk menghasilkan <i>precipitated calcium carbonate</i> (PCC)
Tipe	<i>Bubble reactor</i>
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D) = 3,5324 m Tinggi <i>shell</i> (H) = 10,5971 m Tebal <i>shell</i> (t_s) = 7/16 in Tebal <i>head</i> (t_h) = 5/8 in
Tekanan desain	58,1778 psi
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304</i>
Jumlah	1 buah

29. Pompa Proses (L-310)

Perhitungan yang sama dilakukan untuk pompa proses 310 seperti pada pompa proses 210, hingga didapatkan spesifikasi L-310 sebagai berikut:

Tabel C.40. Spesifikasi Pompa Proses (L-310)

Alat	Pompa
Kode	L-310
Fungsi	Mengalirkan PCC keluaran R-310 menuju Screen (H-310)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic) AISI tipe 316</i>
Kapasitas	48,32 gal/min
Dimensi	NPS = 2 in ID = 2,067 in = 0,0508 m OD = 2,38 in = 0,0525 m <i>Flow Area</i> = 3,35 in ² = 0,0022 m ² Sch No = 40
Power	1,5 hp
NPSH	0,357 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

30. Screen (H-310)

Dengan mekanisme perhitungan yang sama seperti pada H-210 maka didapatkan spesifikasi H-310 sebagai berikut:

Tabel C.41. Spesifikasi Screen (H- 310)

Alat	Screen
Kode	H-310
Fungsi	memisahkan Ca(OH) ₂ dari PCC keluaran R-310
Tipe	<i>Hum-mer Screen</i>
Kapasitas	26.410,1176 kg/jam
Luas screen	2948,1042 ft ²
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Jumlah	1 buah

31. Pompa Proses (L-320)

Perhitungan yang sama dilakukan untuk pompa proses 320 seperti pada pompa proses 210, hingga didapatkan spesifikasi L-320 sebagai berikut

Tabel C.42. Spesifikasi Pompa Proses (L-320)

Alat	Pompa
Kode	L-320
Fungsi	Mengalirkan PCC keluaran H-310 menuju Centrifuge
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic)</i> AISI tipe 316
Kapasitas	77,65 gal/min
Dimensi	NPS = 2 in ID = 2,067 in = 0,0508 m OD = 2,38 in = 0,0525 m <i>Flow Area</i> = 3,35 in ² = 0,0022 m ² Sch No = 40
Power	1 hp
NPSH	1,8736 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

32. Centrifuge (H-320)

Fungsi : Untuk memisahkan PCC dari air.

Tipe : *Centrifuge bowl*

Bentuk : Silinder tegak, alas ellipsoidal, dan tutup ellipsoidal

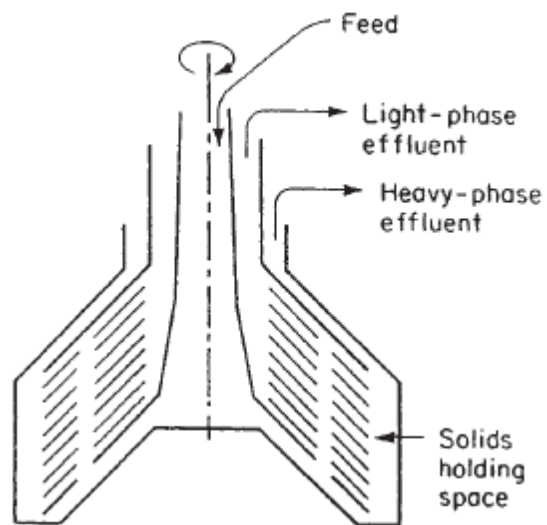
Dasar Pemilihan : dapat digunakan untuk ukuran padatan 1-10 μm

(Fig.10.16 Coulson, vol 6)

Kondisi Operasi:

$P = 1 \text{ atm}$ dan $T = 38 \text{ }^\circ\text{C}$

*Lampiran C. Spesifikasi Peralatan
Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari Batu Kapur kapasitas
50.000 ton/tahun*



Gambar C.21. Disk bowl Centrifuge

Tabel C.43. Aliran Umpan Masuk Centrifuge

Komponen	Massa (kg/jam)	X_i	ρ_i (kg/m ³)	X_i / ρ_i
CaCO ₃	6249,9987	0,29036	2710	0,0001071
MgCO ₃	12,6263	0,00059	3580	1,639E-07
Fe ₂ O ₃	6,3131	0,00029	1287	2,279E-07
Al ₂ O ₃	6,3131	0,00029	1762	1,665E-07
SiO ₂	6,3131	0,00029	2642	1,11E-07
H ₂ O	15243,2294	0,70817	995,327	0,0007115
Total	21524,7937			0,0008193

Tabel C.44. Aliran filtrat Keluar Centrifuge

Komponen	Massa (kg/jam)	X_i	ρ_i (kg/m ³)
H ₂ O	14395,2182	1	995,327
Total	14395,2182	1	

Tabel C.45. Aliran Produk Keluar Centrifuge

Komponen	Massa (kg/jam)	X _i	ρ _i (kg/m ³)	X _i / ρ _i
CaCO ₃	6249,9987	0,8766	2710	0,000323
MgO	12,6263	0,0018	3580	4,95E-07
Fe ₂ O ₃	6,3131	0,0009	1287	6,88E-07
Al ₂ O ₃	6,3131	0,0009	1762	5,03E-07
SiO ₂	6,3131	0,0009	2642	3,35E-07
H ₂ O	848,0112	0,1189	995,327	0,00012
Total	7129,5755	1		0,000445

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\sum \frac{X_i}{\rho_i}} \quad (\text{Coulson, 1983:238})$$

$$\rho_f = 1.220,5397 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_L = 995,327 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_P = 2247,185 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_L = 0,682 \text{ cp}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik } Q &= \frac{F}{\rho} \\ &= \frac{21.524,7937 \text{ kg/jam}}{1.220,5397 \text{ kg/m}^3} \\ &= 17,6355 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \\ &= 40,0502 \text{ gal/menit} \\ &= 4,8987 \cdot 10^3 \frac{\text{cm}^3}{\text{s}} \end{aligned}$$

Perhitungan kecepatan pengendapan (*settling velocity*)

$$Q = 2U_g \Sigma \quad (\text{Pers 10.1 Coulson, 1983 : 323})$$

Dimana:

U_g = kecepatan terminal partikel padatan, cm/s

Σ = luas *centrifuge*, cm²

$$U_g = \frac{\Delta\rho \cdot d_s \cdot g}{18\mu} \quad (\text{Pers 10.2. Coulson, vol 6, 1983})$$

d_s = diameter partikel padatan = 0,002 cm

g = percepatan gravitasi = 981 cm/s²

μ = viskositas cairan = 0,682 cp (pd 38C)

$\Delta\rho$ = densitas produk – densitas *liquid*

$$= \rho_p - \rho_L = 1251,8579 \text{ kg/m}^3$$

$$= 1,2519 \text{ g/cm}^3$$

Maka,

$$U_g = 0,02 \text{ cm/s}$$

$$Q/\Sigma = 2 \times U_g$$

$$= 0,04 \text{ cm/s}$$

$$\Sigma = \frac{4,8987 \cdot 10^3}{0,04}$$

$$\Sigma = 122467,5000 \text{ cm}^2$$

$$\Sigma = 12,2468 \text{ m}^2$$

$$\text{throughput liquid} = 14395,2182 \text{ kg/jam} / 995,372 \text{ kg/m}^3$$

$$= 14,4622 \text{ m}^3/\text{jam} = 6,3682 \text{ gal/menit}$$

Lampiran C. Spesifikasi Peralatan

Prarancangan Pabrik *Precipitated Calcium Carbonate* dari Batu Kapur kapasitas 50.000 ton/tahun

Berdasarkan Perry,s tabel 18-12 hal. 112 untuk *throughput* liquid sebanyak 6,3682 gal/menit diperoleh spesifikasi *centrifuge* sebagai berikut :

Type = *Disk bowl centrifuge*

Bowl Diameter = 7 in

Speed = 12.000 rpm

Max centrifugal force = 14.300

Throughput = 0,1 – 10 gpm

Power = 0,73 hp

Tabel C.46. Spesifikasi *Centrifuge* (H-320):

Alat	<i>Centrifuge</i>
Kode	H-320
Fungsi	memisahkan PCC dari air.
Jenis	<i>Disk bowl centrifuge</i>
Kondisi Operasi	Temperatur : 38 °C Tekanan : 1 atm
Bahan Konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Kapasitas	17,6355m ³ /jam
Diameter <i>bowl</i>	7 in
Power	0,73 hp
Kecepatan	12.000 rpm
Jumlah	1 buah

33. Pompa Proses (L-330)

Perhitungan yang sama dilakukan untuk pompa proses 330 seperti pada pompa proses 210, hingga didapatkan spesifikasi L-330 sebagai berikut

*Lampiran C. Spesifikasi Peralatan
Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari Batu Kapur kapasitas
50.000 ton/tahun*

Tabel C.47. Spesifikasi Pompa Proses (L-330)

Alat	Pompa
Kode	L-330
Fungsi	Mengalirkan air keluaran Centrifuge menuju Mixing Point
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel (austenitic)</i> AISI tipe 316
Kapasitas	70,07 gal/min
Dimensi	NPS = 2 in ID = 2,067 in = 0,0508 m OD = 2,38 in = 0,0525 m <i>Flow Area</i> = 3,35 in ² = 0,0022 m ² Sch No = 40
Power	1 hp
NPSH	1,7497 m
Jumlah	2 buah (1 cadangan)

34. Screw Conveyor (J-310)

Dengan perhitungan seperti pada J-130 maka didapat spesifikasi sebagai berikut:

Tabel C.48. Spesifikasi screw conveyor (J-310)

Alat	Screw conveyor
Kode	J-310
Fungsi	Mengangkut padatan dari centrifuge (H-320) ke Rotary Dryer (B-310)
Kapasitas <i>screw</i>	10 ton/jam
Diameter pipa	2,5 in
Panjang <i>screw</i>	15 ft
Daya motor	0,85 hp
Jumlah	1 buah

35. Blower (G-310)

Dengan perhitungan seperti pada G-110 didapatkan spesifikasi blower G-310:

Tabel C.49. Spesifikasi blower (G-310)

Alat	Blower
Kode	G-310
Fungsi	Mengalirkan udara menuju E-310
Tipe	<i>Centrifugal Blower</i>
Kapasitas	12564,7512 ft ³ /menit
Power motor	12,3292 hp
Jumlah	1 buah

36. Heater (E-310)

Dengan mekanisme perhitungan seperti pada E-210, didapat spesifikasi E-310:

Tabel C.50. Spesifikasi Heater (E-310)

Alat	Heater
Kode	E-310
Fungsi	Memanaskan udara pengering yang akan masuk ke Rotary Dryer
Tipe	<i>Shell and Tube</i>
Dimensi	Luas perpindahan panas = 521,3728 ft ² OD <i>tube</i> = 0,75 in ID <i>shell</i> = 17,25 in <i>Baffle space</i> = 8,625 in L = 16 ft R _d perhitungan = 0,0006 ft ² .jam.°F/Btu Jumlah <i>tube</i> = 166 buah ΔP, <i>tube</i> = 0,6218 psi ΔP, <i>shell</i> = 0,1405 psi
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel (austenitic)</i> AISI tipe 316
Jumlah	1 buah

37. Blower (G-320)

Dengan perhitungan seperti pada G-310 didapatkan spesifikasi blower G-320 :

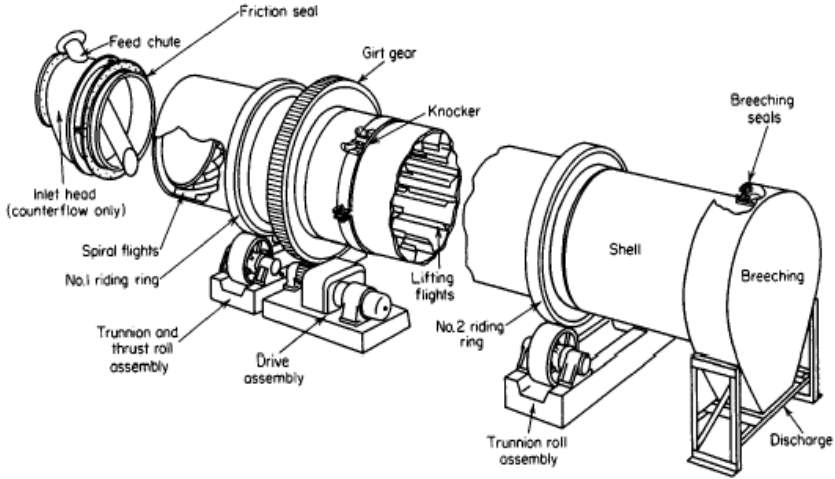
Tabel C.51. Spesifikasi blower (G-320)

Alat	Blower
Kode	G-320
Fungsi	Mengalirkan udara panas keluar E-310
Tipe	<i>Centrifugal Blower</i>
Kapasitas	8306,2268 ft ³ /menit
Power motor	8,1505 hp
Jumlah	1 buah

38. Rotary Dryer (B-310)

Fungsi : Menguapkan air yang terkandung dalam produk PCC
hingga mencapai kadar air yang diinginkan

Bahan konstruksi : *Stainless steel* AISI 304 C



Gambar C.22. Rotary Dryer

Data :

$$T_1 = \text{Temperatur umpan}$$
$$= 38 \text{ }^\circ\text{C} = 100,4 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} T_2 &= \text{Temperatur produk} \\ &= 84,4731 \text{ }^\circ\text{C} = 184,0516 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{G1} &= \text{Temperatur udara masuk} \\ &= 298 \text{ }^\circ\text{C} = 568,4 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{G2} &= \text{Temperatur udara keluar} \\ &= 104,4731 \text{ }^\circ\text{C} = 220,0516 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_w &= \text{Temperatur bola basah di dalam } dryer \\ &= 48,8889 \text{ }^\circ\text{C} = 120 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa produk yang akan dikeringkan, } S_s &= 7129,5770 \text{ kg/jam} \\ &= 15718,0081 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa udara yang dibutuhkan, } G_s &= 13195,3525 \text{ kg/jam} \\ &= 29090,7380 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

1. Menentukan luas penampang dan diameter *rotary dryer*

$$\text{Jumlah udara masuk (} G_s \text{)} = 29090,7380 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Kecepatan } superficial \text{ udara (} G_G \text{)} = 369 \text{ lb/jam.ft}^2$$

(Range kecepatan *superficial* 369 – 3687 $\frac{\text{lb}}{\text{jam.ft}^2}$, Perry's 7^{ed}, hal 12-55)

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang } rotary \text{ dryer (S)} &= \frac{G_s}{G_G} \\ &= \frac{29090,7380}{369} \\ &= 35,7598 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Diketahui bahwa hubungan antara luas penampang *rotary dryer* dengan diameter *rotary dryer* adalah sebagai berikut :

$$S = \frac{\pi}{4} \times D^2$$

$$\text{Maka, } D = \sqrt{\frac{4 \times S}{\pi}}$$

$$= 6,7494 \text{ ft} = 2,0572 \text{ m}$$

2. Menentukan koefisien perpindahan panas *volumetric*

$$U_a = \frac{0,5 \times G_G^{0,67}}{D} \quad (\text{Mc.Cabe 5}^{\text{th}} \text{ ed, Pers. 24-28, page 796})$$

Keterangan :

U_a = Koefisien perpindahan panas *volumetric*, Btu/ ft³.hr.°F

G_G = Kecepatan *superficial* udara, lb/hr.ft²

D = Diameter *rotary dryer*, ft

Maka,

$$\begin{aligned} U_a &= \frac{0,5 \times 369^{0,67}}{6,7494} \\ &= 3,8870 \text{ btu/ft}^3 \cdot \text{hr.}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

3. Menentukan Panjang *Rotary dryer*

$$\text{LMTD } (\Delta T)_m = \frac{(T_{G1} - T_w) - (T_{G2} - T_w)}{\ln \frac{(T_{G1} - T_w)}{(T_{G2} - T_w)}}$$

(Mc.Cabe 5th ed, Pers. 24-7, page 773)

$$= 232,2323 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{NTU} = \frac{T_{G1} - T_{G2}}{(\Delta T)_m} \quad (\text{Perry's 7}^{\text{ed}}, \text{ pers 12-54, hal 12-54})$$

$$\text{Syarat NTU untuk rotary dryer} = 1,5 - 2,5 \quad (\text{Perry's 7}^{\text{ed}}, \text{ hal 12-54})$$

$$\text{NTU} = \frac{347 - 170,6505}{117,5663} = 1,5 \text{ (memenuhi)}$$

$$L = \text{NTU} \times \frac{G'_{G} s}{U_a}, \quad (\text{Pers 10-18, Banchemo, hal 506})$$

Keterangan:

$$L = \text{Panjang rotary dryer, ft}$$

$$G'_{G} = \text{Kecepatan superficial udara, } \frac{\text{lb}}{\text{jam.ft}^2}$$

$$s = \text{Panas kelembaban, } \frac{\text{BTU}}{^\circ\text{F} \cdot \text{lb}}$$

$$U_a = \text{Koefisien perpindahan panas volumetrik, } \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^3 \cdot \text{jam.}^\circ\text{F}}$$

Sehingga,

$$L = 1,5 \times \frac{369 \times 0,2479}{3,8870}$$

$$= 35,3003 \text{ ft} = 10,7595 \text{ m}$$

$$\text{Syarat L/D untuk Rotary Dryer} : 4 - 10 \quad (\text{Perry's 7ed, hal 12-54})$$

$$L/D = 35,3003 / 6,7494 = 5,2302 \text{ (memenuhi)}$$

4. Menentukan Putaran *Rotary Dryer* (N)

Untuk putaran *rotary dryer* $N = 25/D - 35/D$ (Wallas, hal 247)

Diambil nilai untuk putaran sebesar $N = 30/D$

$$N = 30 / 6,7494 = 4,44 \text{ rpm} \approx 5 \text{ rpm}$$

5. Menentukan waktu tinggal (θ)

$$\theta = 0,23 \left(\frac{L}{S \times N^{0,9} \times D} \right) + 0,6 \left(\frac{B \times L \times G}{F} \right)$$

(Perry's 7^{ed}, pers 12-55, hal 12-55)

Keterangan:

θ = Waktu tinggal, menit

L = Panjang *rotary dryer*, ft

S = *Slope*/kemiringan *rotary dryer*, ft/ft dipilih nilai S = 0,8

(S = 0 – 0,08 cm/m, Perry's 7^{ed}, hal 12-56)

N = Putaran *rotary dryer*, rpm

D = Diameter *rotary dryer*, ft

B = Konstanta = $5 \times D_p^{-0,5}$

D_p = Diameter rata-rata partikel, μm (mikronmeter)

Diameter partikel, $D_p = 2 \mu\text{m}$

G = Kecepatan *superficial* gas, $\frac{lb}{jam.ft^2}$

M = Massa umpan masuk *rotary dryer*, $\frac{lb}{jam}$

A = Luas penampang *rotary dryer*, ft^2

$$\begin{aligned}
 F &= \frac{M}{A}, \frac{lb}{jam.ft^2} \\
 &= 439,5445 \frac{lb}{jam.ft^2} \\
 \theta &= 0,23 \left(\frac{35,3003}{0,8 \times 5^{0,9} \times 6,7494} \right) + 0,6 \left(\frac{3,5355 \times 35,3003 \times 369}{439,5445} \right) \\
 &= 63,2182 \text{ menit (1,05 jam)}
 \end{aligned}$$

6. Menentukan jumlah *flight* dan tinggi *flight*

Jenis *flight* = *radial flight*

Jumlah *flight* = 2,4 D – 3 D (Perry's 7ed, hal 12-54)

Jumlah *flight* = 2,5 x D

$$= 2,5 \times 6,7494 = 16,8734 \text{ (17 flight)}$$

(dalam 1 bagian keliling lingkaran)

Berdasarkan Perry's ed.7th, hal.12-56, tinggi *flight* berkisar antara

(D/12) – (D/8), dengan D = meter. Pada perhitungan ini diambil D/8,

$$\text{sehingga tinggi flight} = \frac{2,0572}{8} = 0,1714 \text{ m}$$

$$= 0,5624 \text{ ft}$$

Jarak antar *flight* = Keliling lingkaran / jumlah *flight*

$$= 3,14 \times 6,7494 / 17$$

$$= 1,2466 \text{ ft}$$

7. Menentukan Daya *Rotary Dryer*

Berdasarkan Perry's 7ed hal 12-56, jumlah total daya untuk *fan*, penggerak *dryer* dan *conveyor* umpan maupun produk berkisar antara $0,5 D^2 - 1,0 D^2$ (kW). Pada perhitungan ini diambil total daya :

$$\begin{aligned} \text{Sebesar } 0,5 D^2 \text{ sehingga } P &= 0,5 \times 6,7494^2 \\ &= 22,7769 \text{ kW} = 30,5443 \text{ hp} \end{aligned}$$

8. Menentukan tebal *rotary dryer*

Diketahui bahwa tekanan operasi di dalam *rotary dryer* adalah 1 atm.

Diambil faktor keamanan 20 %, sehingga

Tekanan desain *rotary dryer* = $1,2 \times 1 \text{ atm}$

$$= 1,2 \text{ atm} = 17,64 \text{ psi}$$

Untuk menghitung tebal *rotary dryer* digunakan persamaan :

$$t = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + C \quad (\text{Tabel 4, Timmerhhaus, hal.537})$$

Keterangan:

f : Nilai tegangan material, psi digunakan material *Stainless steel*

AISI 304 C (table 28-11 Perry's)

: 545 MPa (79045,536 psia)

E : *Welded Joint Efficiency* (Dipilih *Double welded butt joint maximum efficiency*) berdasarkan Table 13.2 Brownell and Young = 80 %

P : Tekanan desain, psi

r : Jari-jari *rotary dryer* = $6,7494/2 \text{ ft} = 3,3747 \text{ ft} = 40,4961 \text{ in}$

C : Korosi yang dipakai adalah faktor korosi terhadap udara luar,

yaitu = 0,125 inci/10 tahun (Peters dan Timmerhaus, hal 542)

$$\begin{aligned} \text{sehingga } t &= \frac{17,64 \times 40,4961}{79045,536 \times 0,8 - 0,6 \times 17,64} + 0,125 \\ &= 0,1363 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Brownell dan Young, Tabel 5.7, dipilih tebal *rotary dryer* yang mendekati nilai dari hasil perhitungan, yaitu 3/16 in.

9. Menentukan tebal *flight*

Tebal *flight* = tebal *rotary dryer*, sehingga tebal *flight* = 3/16 in.

Tabel C.52. Spesifikasi Rotary dryer (B-310)

Alat	Rotary Dryer
Kode	B-310
Fungsi	Menguapkan air yang ada didalam PCC hingga mencapai kadar air yang diinginkan
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel</i> AISI 304
Dimensi	Diameter = 6,7494 ft Panjang = 35,3003 ft Tebal shell = 3/16 in Putaran = 5 rpm Waktu tinggal = 1,05 jam Kemiringan = 0,8 ft/ft Jumlah <i>radial flight</i> = 17 buah Tinggi <i>flight</i> = 0,5624 ft <i>Daya Rotary</i> = 30,5443 Hp
Kondisi Operasi	T. Udara masuk = 298 °C T. Udara keluar = 104,4731 °C T. Umpan masuk = 38 °C T. Produk keluar = 84,4731 °C T. Bola basah = 48,8889 °C
Jumlah	1 buah

39. Screw Conveyor (J-320)

Dari perhitungan yang dilakukan seperti pada J-130 maka didapat spesifikasi

J-320 sebagai berikut :

Tabel C.53. Spesifikasi Screw Conveyor (J-320)

Alat	Screw Conveyor
Kode	J-320
Fungsi	mengangkut dan mendinginkan produk <i>precipitated calcium carbonate</i> (PCC) dari Rotary Dryer
Kapasitas <i>screw</i>	10 ton/jam
Kecepatan <i>screw</i>	55 rpm
Diameter <i>flights</i>	10 in
Diameter pipa	2,5 in
Diameter <i>shaft</i>	2 in
Max. kapasitas <i>torque</i>	7600 in-lb
Daya motor	0,85 hp
Panjang <i>screw</i>	15 ft
Jumlah	1 buah

40. Bucket Elevator (J-330)

Dengan menggunakan mekanisme perhitungan seperti J-120 didapat spesifikasi

J-330 seperti dibawah ini :

Tabel C.54. Spesifikasi Bucket Elevator (J-330)

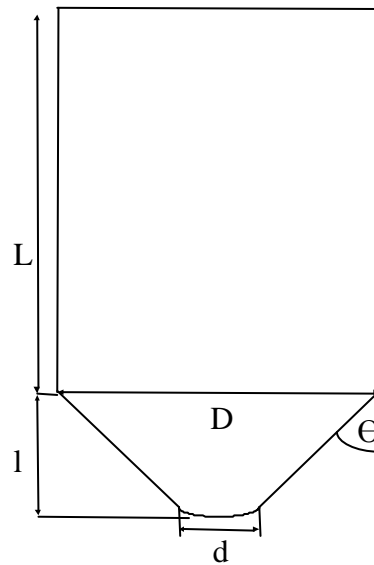
Alat	Bucket Elevator
Kode	J-330
Fungsi	Mengangkut PCC menuju silo
Tipe	<i>Spaced – Bucket Centrifugal- Discharge Elevator</i>
Kapasitas	7575,7576 kg/jam
Dimensi	<i>Width</i> = 6 in <i>Projection</i> = 4 in <i>Depth</i> = 4 ¼ in
<i>Bucket speed</i>	122 rpm
<i>Power motor</i>	1 hp
Jumlah	1 buah

41. Silo Produk (F-410)

Fungsi : Menampung produk PCC untuk kapasitas produksi selama 7 hari

Tipe Alat : Silinder tegak dengan *Conical Bottom Head*.

Pemilihan : 1. Kondisi Operasi pada tekanan 1 atm dan temperatur 40°C
2. Konstruksi lebih sederhana sehingga lebih ekonomis
3. Cocok sebagai tempat penyimpanan material padat.



Gambar C.23. Silo Produk

a. Menentukan kapasitas Silo

Diketahui

$$\text{Laju alir produk} = 6313,1313 \text{ kg/jam}$$

$$P \text{ campuran} = 2683,7029 \text{ kg/m}^3$$

$$= 167,4397 \text{ lbm/ft}^3$$

Sehingga kapasitas Silo selama 7 hari :

$$Q = 6313,1313 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam} \times 7 \text{ hari}$$

$$= 1.060.606,0606 \text{ kg/jam}$$

$$= 30.015,1515 \text{ lb/jam}$$

Maka volume yang dibutuhkan :

$$\text{Volume Silo} = \frac{30.015,1515 \text{ lb/jam}}{167,4397 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 179,2594 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Over design factor = 10 %

$$\begin{aligned}\text{Volume desain} &= 1,1 \times 179,2594 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 197,1854 \text{ ft}^3/\text{jam}\end{aligned}$$

b. Menentukan dimensi Silo

$$V_{\text{tot}} = V_{\text{shell}} + V_{\text{konis terpancung}}$$

$$V_{\text{shell}} = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

$$\begin{aligned}V_{\text{konis}} &= \pi h/12 (D^2 + D.d + d^2) && (\text{Wallas, 1988: 627}) \\ &= 0,262.h(D^2 + D.d + d^2)\end{aligned}$$

Keterangan :

D = diameter *shell*, ft

d = diameter ujung konis, ft

H = tinggi *shell*, ft

H = tinggi konis, ft

β = sudut konis 45°

$$h = \frac{\text{tg } \theta (D-d)}{2} \quad (\text{Hesse, pers 4-17, hal 92})$$

$$h = \frac{\text{tg } 45 (D-d)}{2}$$

$$h = 0,5 (D + d)$$

$$\begin{aligned}V_{\text{konis}} &= 0,262 h (D^2 + D.d + d^2) \\ &= 0,262 \times (0,5(D-d) (D^2 + D.d + d^2)) \\ &= 0,1308 (D^3 - d^3)\end{aligned}$$

Diameter efektif keluaran silo (d_{eff}) dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$G = \frac{\pi}{4} \rho_s d_{\text{eff}}^{2.5} g^{0.5} \left(\frac{1 - \cos \beta}{2 \sin^3 \beta} \right)^{0.5} \quad (\text{Coulson Vol. 2, 2002})$$

Dengan :

G = laju alir massa, kg/s

$$= 6313,1313 \text{ Kg/jam}$$

$$= 1,7537 \text{ Kg/s}$$

ρ_{mix} = densitas padatan, kg/m^3

$$= 2683,7029 \text{ kg/m}^3$$

d_{eff} = diameter efektif keluaran Silo, m

g = percepatan gravitasi, m/s^2 (10 m/s^2)

β = sudut antara dinding Silo dengan horizontal (45°)

Sehingga diperoleh:

$$1,7537 = \frac{\pi}{4} (2683,7029) d_{\text{eff}}^{2.5} (10)^{0.5} \left(\frac{1 - \cos 45}{2 \sin^3 45} \right)^{0.5}$$

$$d_{\text{eff}}^{2.5} = 0,0001446 \text{ m}$$

$$d_{\text{eff}} = 0,029 \text{ m}$$

$$= 0,095 \text{ ft}$$

$$d_{\text{eff}} = d = 0,029 \text{ m}$$

$$= 0,095 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{tot}} &= V_{\text{shell}} + V_{\text{konis}} \\
 V_{\text{tot}} &= \frac{1}{4} \pi D^2 H + 0,1308 (D^3 - d^3) \\
 197,1854 &= 1,5700 D^3 + 0,1308 (D^3 - 0,095^3) \\
 197,1854 &= 1,5700 D^3 + 0,1308 D^3 - 0,0124 \\
 D^3 &= 115,9442 \\
 D &= 4,87 \text{ ft} \\
 &= 1,4844 \text{ m} \\
 &= 191,7319 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Digunakan perbandingan $H/D = 2$ (Tabel 4.27. Ulrich, 1984:248)

$$\begin{aligned}
 H &= 2 \times 4,87 \text{ ft} \\
 &= 9,74 \text{ ft} \\
 &= 2,9688 \text{ m} \\
 &= 383,4638 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk h konis diperoleh:

$$\begin{aligned}
 h &= 0,5(D - d) \\
 h &= 0,5 \times (4,87 - 0,095) \\
 &= 2,3875 \text{ ft} \\
 &= 0,7277 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{konis}} &= 0,1308 (D^3 - d^3) \\
 &= 0,1308 \times (4,87^3 - 0,095^3) \\
 &= 15,1075 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{shell}} &= V_{\text{total}} - V_{\text{konis}} \\
 &= 197,1854 \text{ ft}^3 - 15,1075 \text{ ft}^3 \\
 &= 182,0779 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

Tinggi Silo adalah:

$$\begin{aligned}
 H_t &= H + h \\
 &= 4,87 \text{ ft} + 2,3875 \text{ ft} \\
 &= 7,2575 \text{ ft} \\
 &= 2,2121 \text{ m}
 \end{aligned}$$

c. Menentukan tekanan desain

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,6960 \text{ psi}$$

Tekanan over desain yang digunakan 5 -10 % dari kerja normal/absolut

(Rules of thumb. Walas,1988:xviii)

Tekanan over desain dipilih 5 % dari tekanan total Silo.

$$P_D = (P_{\text{operasi}}) \times 1,05$$

$$P_D = (14,696 \text{ psi}) \times 1,05$$

$$P_D = 15,4308 \text{ psi}$$

d. Menentukan tebal silinder (ts)

Material yang digunakan adalah *low alloy steel SA 203 C*

Berdasarkan Brownell, 1959 hal 224 persamaan 13.1

$$t_s = \frac{P \times r}{f \times E - 0,6P} + C$$

Keterangan :

f : 18.750 psia (Brownell and Young, Tabel 13.1, hal 251)

E : *Welded Joint Efficiency*

Dipilih *Single welded butt joint maximum efficiency*,
berdasarkan Tabel 13.2 Brownell and Young = 80 %

P : Tekanan desain, psia

r : Jari-jari silinder = 1/2 D, in

C : Korosi yang dipakai(faktor korosi terhadap udara luar)

C : 0,125 inci/10 tahun (Peters & Timmerhaus, hal 542)

Berdasarkan nilai-nilai yang didapat tersebut, maka dapat dihitung nilai tebal silinder, yaitu:

$$t_s = \frac{15,4308 \text{ psi} \times 95,8660 \text{ in}}{18.750 \text{ psia} \times 0,8 - (0,6 \times 15,4308 \text{ psi})} + 0,125$$

$$t_s = 0,224 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young, dipilih tebal standar Silo yang mendekati nilai dari hasil perhitungan, yaitu: $t_s = 1/4 \text{ in}$ (0,25 in)

e. Menentukan tebal *conical*

Berdasarkan persamaan 6.154, hal 118, Brownell and Young,

$$t_c = \frac{P \times D}{2 \cos \alpha (f \times E - 0,6P)} + C$$

Keterangan :

f : 18.750 psia (Brownell and Young, Tabel 13.1, hal 251)

E : *Welded Joint Efficiency*

Dipilih *Single welded butt joint maximum efficiency*

berdasarkan Table 13.2 Brownell and Young = 80 %

P : Tekanan desain, psia

D : Diameter silinder, in

C : Korosi (faktor korosi terhadap udara luar)

C : 0,125 inci/10 tahun (Peters&Timmerhaus, hal 542)

α : $\square\square$ *Wall angle conical* (45°C)

Berdasarkan nilai-nilai yang didapat tersebut, maka dapat dihitung nilai tebal *conical*, yaitu:

$$t_c = \frac{15,4308 \text{ psi} \times 191,7319 \text{ in}}{2 \cos 45 (18.750 \text{ psia} \times 0,8 - (0,6 \times 15,4308 \text{ psi}))} + 0,125$$

$$t_c = 0,2646 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young, dipilih tebal standar Silo yang mendekati nilai dari hasil perhitungan, yaitu: $t_s = 5/16 \text{ in}$

Tabel C. 55. Spesifikasi Silo (F-410)

Alat	Silo
Kode	F-410
Fungsi	Menampung produk PCC untuk produksi selama 7 hari
Tipe	Silinder tegak dengan <i>Conical Bottom Head</i> .
Kapasitas	197,1854 ft ³
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D) = 4,87 ft Diameter konis bawah (d) = 0,095 ft Tebal <i>shell</i> (t _s) = 1/4 in (0,25 in) Tinggi storage (Ht) = 7,2575 ft
Tekanan	15,4308 psi
Bahan Kontruksi	<i>Low Alloy Stell SA-203 Grade C</i>
Jumlah	1 buah

42. Gudang Produk (F-420)

Fungsi : Menyimpan produk precipitated calcium carbonate (PCC) selama 7 hari operasi

Kondisi Operasi : Tekanan (P_{ops}) = 1atm
Temperatur (T_{ops}) = 30 °C (300 K)

Jenis : Bangunan Tertutup

Kapasitas penyimpanan dalam waktu 7 hari:

$$= 6313,1303 \text{ kg/jam} \times 7 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}$$

$$= 1060606,0606 \text{ kg}$$

Tabel C.56. Komponen Bahan di dalam gudang

Komponen	Massa (kg)	n (kmol)	Fraksi (Xi)	Densitas (kg/m ³)	Xi/ρi
CaCO ₃	6250,0000	62,5	0,99	1000	0,0010
MgO	12,6263	0,3157	0,002	3580	5,6E-07
Fe ₂ O ₃	6,3131	0,0395	0,001	5250	1,9E-07
Al ₂ O ₃	6,3131	0,0619	0,001	3965	2,5E-07
SiO ₂	6,3131	0,1052	0,001	2530	4E-07
H ₂ O liq	31,5657	1,7537	0,005	997	5E-06
Total	6313,1313	64,7759	1		0,0010

$$\begin{aligned}\rho \text{ campuran} &= \frac{1}{\sum \frac{X_i}{\rho_i}} \\ &= 1003,6013 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

Kemasan *precipitated calcium carbonate* (PCC) berupa *packing* dengan kapasitas 25 kg, maka:

$$\begin{aligned}\text{Volume 1 packing} &= \frac{25 \text{ kg}}{\rho} \\ &= 0,0249 \text{ m}^3 \\ &= 24910,2911 \text{ cm}^3\end{aligned}$$

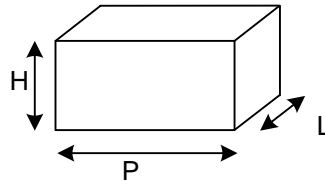
Dalam 1 group, tinggi maksimum tumpukan adalah 15 tumpukan

Bila tebal tumpukan diambil 15 cm, maka :

$$\text{Tinggi tumpukan} = 15 \times 15 = 225 \text{ cm} = 2,25 \text{ m}$$

Diambil panjang dan lebar packing (sack) dengan perbandingan P : L = 2:1

Sehingga :



Gambar C.24.Packing PCC

$$V = P \times L \times 15 \text{ cm}$$

$$24910,2911 = P \times L \times 15 \text{ cm}$$

$$24910,2911 = 2L \times L \times 15 \text{ cm}$$

$$24910,2911 = 2L^2 \times 15 \text{ cm}$$

$$L = 28,8157 \text{ cm}$$

$$P = 57,6313 \text{ cm}$$

Maka diperoleh ukuran *sack (packing)* yang digunakan :

$$P \text{ (panjang)} = 57,6313 \text{ cm}$$

$$L \text{ (lebar)} = 28,8157 \text{ cm}$$

$$H \text{ (tebal)} = 15 \text{ cm}$$

Dipilih ukuran standar :

$$P \text{ (panjang)} = 58 \text{ cm}$$

$$L \text{ (lebar)} = 29 \text{ cm}$$

Perhitungan volume total bahan yang disimpan :

$$\begin{aligned} V_t &= \frac{\text{kapasitas}}{\rho} \\ &= \frac{1060606,0606}{1003,6013} \end{aligned}$$

$$= 1056,8002 \text{ m}^3$$

Maka jumlah packing:

$$\begin{aligned} N &= \frac{\text{volume total}}{\text{volume packing}} \\ &= \frac{1056,8002}{0,0249} \\ &= 42424 \text{ sack} \end{aligned}$$

Misalkan susunan *packing* dibagi menjadi 4 group.

Maka jumlah *packing* per satu group:

$$\begin{aligned} N_g &= \frac{N}{4} \\ &= 10606 \text{ sack} \end{aligned}$$

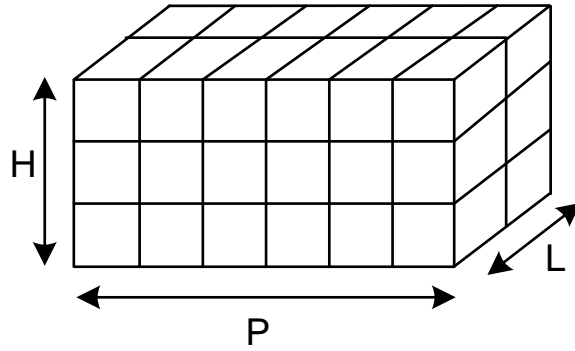
Volume satu group:

$$\begin{aligned} V_g &= N_g \times V_p \\ &= 264,1985 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tinggi satu group = 2,25 m

Luas satu group:

$$\begin{aligned} A &= \frac{V_g}{2,25} \\ &= 117,4216 \text{ m}^2 \end{aligned}$$



Gambar C.25.Satu group tumpukan kemasan PCC

Diambil kembali perbandingan $P : L = 2 : 1$

Didapat:

$$V_g = P \times L \times 2,25$$

$$264,1985 = 2L \times L \times 2,25$$

$$L^2 = 58,7108$$

$$L = 7,6623 \text{ m}$$

$$P = 2 \times 7,6623$$

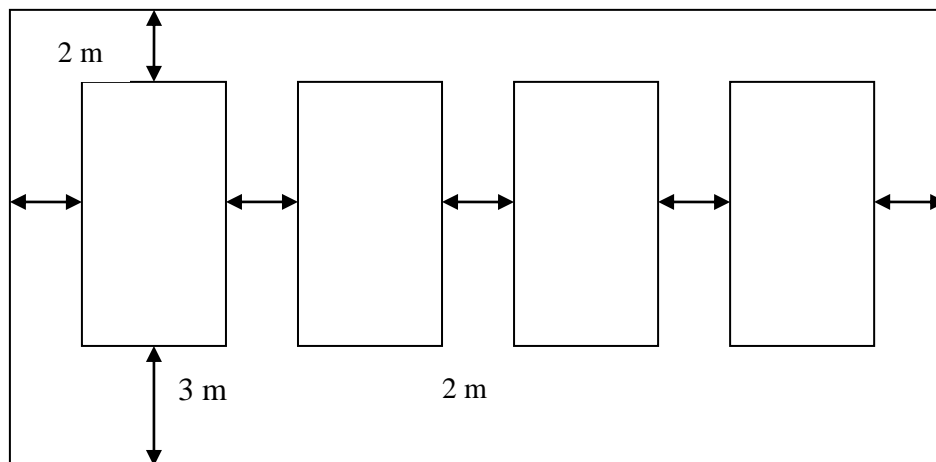
$$= 15,3246 \text{ m}$$

Maka diperoleh ukuran satu group yang digunakan:

$$P \text{ (panjang)} = 15,3246 \text{ m}$$

$$L \text{ (lebar)} = 7,6623 \text{ m}$$

$$H \text{ (tinggi)} = 2,25 \text{ m}$$



Gambar C.26. Tata letak penempatan kemasan PCC

Ukuran gudang secara keseluruhan:

$$P = (4 \times L_{\text{satu group}}) + (5 \times 2)$$

$$= (4 \times 7,6623) + 10$$

$$= 40,6492 \approx 41 \text{ m}$$

$$L = P_{\text{satu group}} + (3 + 2)$$

$$= 15,3246 + 5$$

$$= 20,3246 \approx 21 \text{ m}$$

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

Tabel C.57. Spesifikasi Gudang Produk (F-420)

Alat	Gudang
Kode	F-420
Fungsi	Menyimpan produk PCC selama 7 hari operasi
Bentuk	Bangunan tertutup
Dimensi	P = 41 m
	L = 21 m
	H = 5 m
Jumlah	1 buah

43. Screw Conveyor (J-340)

Perhitungan yang sama dilakukan untuk J-340 seperti pada mekanisme J-140, sehingga didapat spesifikasi sebagai berikut :

Tabel C.58. Spesifikasi Screw Conveyor (J-340)

Alat	Screw Conveyor
Kode	J-340
Fungsi	Mengalirkan slurry $\text{Ca}(\text{OH})_2$ keluaran H-310 menuju J-350
Jenis	Ribbon Conveyor
Kapasitas <i>screw</i>	5 ton/jam
Kecepatan <i>screw</i>	40 rpm
Diameter <i>flight</i>	9 in
Panjang screw	13,72 m (45 ft)
Daya	1,27 hp
Jumlah	1 buah

44. Bucket Elevator (J-350)

Perhitungan yang sama dilakukan untuk J-350 seperti pada mekanisme J-120, sehingga didapat spesifikasi sebagai berikut :

Tabel C.59. Spesifikasi Bucket Elevator (J-350)

Alat	Bucket Elevator
Kode	J-350
Fungsi	Mengalirkan slurry $\text{Ca}(\text{OH})_2$ keluaran J-340 menuju F-430
Jenis	Continuous discharge bucket elevator
Laju alir massa	0,5 ton/jam
Daya	1,86 hp
Jumlah	1 buah

45. Tangki Ca(OH)₂ (F-440)

Fungsi : Menyimpan slurry Ca(OH)₂ yang selanjutnya akan dijual.

Tipe : Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (*flat bottom*) dan atap (*head*) berbentuk kerucut (*conical*).

Kondisi Operasi :

- Temperatur : 28 °C
- Tekanan : 1 atm

a. Menghitung Kapasitas Tangki

Waktu tinggal 7 hari.

$$\rho \text{ slurry Ca(OH)}_2 = 1430,9068 \text{ kg/m}^3$$

Banyaknya slurry Ca(OH)₂ yang akan disimpan dalam 7 hari (168 jam):

$$\begin{aligned} &= 243,4211 \text{ kg/jam} \times 168 \text{ jam} \\ &= 40.894,7448 \text{ kg} / 1430,9068 \text{ kg/m}^3 \\ &= 28,5796 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Safety factor = 20% (Peter and Timmerhaus,1991,hal. 37)

$$\begin{aligned} V_{\text{tangki}} &= 1,2 \times V \\ &= 1,2 \times 28,5796 \text{ m}^3 \\ &= 34,2955 \text{ m}^3 = 1211,0907 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

b. Menentukan Diameter Tangki

Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 1984, dimana:

$$\frac{H_s}{D} < 2 \quad (\text{Ulrich, 1984 hal 248})$$

Rasio $\frac{H_s}{D}$ yang dipilih = 1, sehingga $H_s = D$

$$V_{\text{tangki}} = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

$$D^3 = \frac{V_{\text{tan gki}}}{1/4 \times \pi}$$

$$D = 11,5550 \text{ ft}$$

$$H = 11,5550 \text{ ft}$$

Dari Appendix E Brownell, 1959 diambil standar

$$\text{maka } D = 12 \text{ ft} = 3,52 \text{ m} = 138,5824 \text{ in}$$

$$H_s = 12 \text{ ft} = 3,52 \text{ m} = 138,5824 \text{ in}$$

Digunakan 3 course.

Lebar plate standar = 6 ft

c. Menghitung Tekanan Desain

Ketebalan shell akan berbeda dari dasar tangki sampai puncak. Hal ini karena tekanan zat cair akan semakin tinggi dengan bertambahnya jarak titik dari permukaan zat cair tersebut ke dasar tangki. Sehingga tekanan paling besar adalah tekanan paling bawah. Tekanan desain dihitung dengan :

$$\begin{aligned} P_{\text{abs}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ &= 14,7 \text{ psi} + \frac{\rho \left(\frac{g}{g_c} \right) H \text{ L}}{144} \\ &= 14,7 \text{ psi} + \frac{146,0811 \text{ lb/ft}^3 \left(\frac{9,81}{9,81} \right) 12 \text{ ft}}{144} = 24,8445 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan desain 5 -10 % di atas tekanan kerja normal/absolut (Coulson, 1988 hal. 637). Tekanan desain yang dipilih 10 % di atasnya.

*Lampiran C. Spesifikasi Peralatan
Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari Batu Kapur kapasitas
50.000 ton/tahun*

Tekanan desain pada plat ke-1 (plat paling bawah) adalah :

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{abs}} \\ &= 1,1 \times 24,8445 \text{ psi} \\ &= 27,3290 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tekanan desain pada plat berikutnya terdapat pada tabel berikut ini.

Course ke-	H _L (ft)	P _{desain} (psi)
1	10	27,3290
2	4	19,7723
3	-2	14,7

d. Menentukan Tebal *Shell*

Untuk menentukan tebal *shell*, persamaan yang digunakan adalah :

$$t_s = \frac{P \cdot d}{2 \cdot (f \cdot E - 0,6 P)} + c \quad (\text{Brownell \& Young, 1959, hal.256})$$

Dimana : t_s = Tebal *shell*, in

P = Tekanan dalam tangki, psi

f = *Allowable stress*, psi

d = Diameter *shell*, in

E = Efisiensi pengelasan

c = Faktor korosi, in

Material yang direkomendasikan adalah *Carbon Steel SA-216* .

f = 18750 psi (Peters & Timmerhause, 1991, Tabel 4, hal 538)

E = 80% (Brownell and Young, 1959, tabel 13.2)

C = 0,125 in

Menghitung ketebalan shell (t_s) pada plat 1, H_L = 10 ft. :

$$t_s = 0,2344 \text{ in}$$

diambil ukuran standar ketebalan shell (t_s) = 5/16 in

Ketebalan *shell* untuk plat berikutnya tercantum pada tabel berikut ini.

Course	H _L (ft)	P _{desain} (psi)	t _s (in)	ts standar (in)
1	10	27,2390	0,2344	1/4
2	5	19,7723	0,2042	1/4
3	0	14,7	0,1838	3/16

e. Desain *Head* (Desain Atap)

Bentuk atap yang digunakan adalah *conical* (konis). Diameter tangki 10 ft (≤ 60 ft), oleh karena itu dapat digunakan atap tanpa penyangga (*self supporting conical roof*). Untuk *self supporting conical roof*, digunakan plat dengan tebal 1/4 in dengan pengelasan jenis *double weld full-fillet joint*. Selanjutnya diperiksa besar sudut elemen konis dengan horizontal.

Besar sudut tersebut dihitung dengan persamaan:

$$\min \sin \theta = \frac{D}{430 t} \quad (\text{Brownell and Young, 1959, hal. 64})$$

Dengan:

θ = sudut elemen konis dengan horizontal

D = diameter tangki, ft

t = tebal konis, in

digunakan tebal konis 1/4 in = 0,25 in

$$\sin \theta = \frac{12 \text{ ft}}{430 \times 0,25 \text{ in}} = 0,0930$$

$$\theta = 5,3376^\circ$$

Pemeriksaan *compressive stress* yang diijinkan:

Lampiran C. Spesifikasi Peralatan

Prarancangan Pabrik Precipitated Calcium Carbonate dari Batu Kapur kapasitas 50.000 ton/tahun

$$f_{\text{allowable}} = 1,5 \times 10^6 t/r \leq 1/3 \text{ yield point (Brownell and Young, 1959, hal. 63)}$$

Keterangan:

$f_{\text{allowable}}$ = compressive stress yang diijinkan, psi

t = tebal konis, in

r = jari-jari lekukan, in

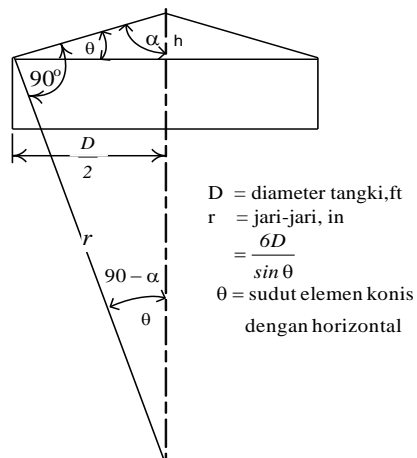
$$r = \frac{6D}{\sin \theta} \quad (\text{Brownell and Young, 1959, hal. 63})$$

$$r = \frac{6 \times 10}{0,093} = 806,25 \text{ in}$$

$$\text{Yield point} = 30000 \text{ psi} \quad (\text{Brownell and Young, 1959, hal. 37})$$

$$f_{\text{allowable}} = 581,3953 \text{ psi} < 30000 \text{ psi}$$

sehingga tebal 1/4 in dapat digunakan.



Gambar D.27. Jari-jari lekukan untuk atap konis

Tinggi head dapat dihitung dengan korelasi sudut pada gambar 2.

$$\tan \theta = \frac{h}{D/2}$$

$$h = 0,4671 \text{ ft}$$

maka tinggi total = $H_s + H \text{ head} = 10 \text{ ft} + 0,4671 \text{ ft} = 10,4671 \text{ ft}$

f. Desain Lantai

Untuk memudahkan pengelasan dan memperhitungkan terjadinya korosi, maka pada lantai (*bottom*) dipakai plat dengan tebal minimal $\frac{1}{2}$ in. Tegangan yang bekerja pada plat yang digunakan pada lantai harus diperiksa agar diketahui apakah plat yang digunakan memenuhi persyaratan atau tidak (Brownell and Young, 1959).

- **Tegangan kerja pada bottom :**

a. *Compressive stress* yang dihasilkan oleh H_2O .

$$S_1 = \frac{w}{\frac{1}{4}\pi D_i^2} \quad (\text{Brownell and Young, 1959.hal.156})$$

Keterangan :

S_1 = *Compressive stress* (psi)

w = Jumlah $Ca(OH)_2$ (lbm)

D_i = Diameter dalam *shell* (in)

π = konstanta (= 3,14)

Diketahui :

Jumlah $Ca(OH)_2$ (w) = 18549,7346 lbm

D_i = 138,5824 in

$$S_1 = \frac{18549,7346 \text{ lb}}{\frac{1}{4}(3,14)(138,5824 \text{ in})^2} = 1,6410 \text{ psia}$$

b. *Compressive stress* yang dihasilkan oleh berat *shell*.

$$S_2 = \frac{X \rho_s}{144} \quad (\text{Brownell and Young, 1959. hal. 156})$$

Keterangan :

S_2 = *Compressive stress* (psi)

X = Tinggi tangki (ft)

ρ_s = Densitas *shell* (lbm/ft³)

π = konstanta (= 3,14)

X = tinggi *shell* (Hs) + Tinggi *head*

= 10,4671 ft

ρ_s = 490 lbm/ft³ untuk material *steel* (Brownell and Young, 1959)

π = konstanta (= 3,14)

Maka :

$$S_2 = \frac{10,4671 \times 490}{144} = 35,6172 \text{ psi}$$

Tegangan total yang bekerja pada lantai :

$$S_t = S_1 + S_2$$

$$= 1,6410 \text{ psi} + 35,6172 \text{ psi} = 37,2582 \text{ psi}$$

Batas tegangan lantai yang diizinkan :

$$S_t < \text{tegangan bahan plat (f)} \times \text{efisiensi pengelasan (E)}$$

$$37,2582 \text{ psi} < (12650 \text{ psi}) \times (0,8)$$

$$37,2582 \text{ psi} < 10.120 \text{ psi} \text{ (memenuhi)}$$

Tabel D.60. Spesifikasi Tangki $\text{Ca}(\text{OH})_2$ (F – 430)

Alat	Tangki $\text{Ca}(\text{OH})_2$
Kode	F-430
Fungsi	Menyimpan slurry $\text{Ca}(\text{OH})_2$ yang selanjutnya akan dijual
Bentuk	Silinder tegak (vertikal) dengan dasar datar (<i>flat bottom</i>) dan atap (<i>head</i>) berbentuk <i>conical</i>
Kapasitas	34,2955 m ³
Dimensi	Diameter <i>shell</i> (D) = 3,52 m Tinggi <i>shell</i> (Hs) = 3,52 m Tebal <i>shell</i> (t_s) = 1/4 in Tinggi atap = 0,1137 m Tebal lantai = 1/4 in, bentuk <i>plate</i> Tebal head = 5/16 in
Tutup atas	Bentuk <i>conical</i>
Tekanan Desain	27,3290 psi
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-216</i>
Jumlah	1 buah