

BAB IX

KESIMPULAN

Pabrik ferrosulfat heptahidrat secara kontinyu dengan kapasitas 30.000 ton/tahun setelah dilakukan perancangan awal, baik dari segi teknik maupun segi ekonomi, dapat disimpulkan bahwa pabrik ini memiliki resiko yang sedang serta layak dan menarik untuk didirikan, karena memiliki indikator perekonomian yang relative baik yaitu :

Tabel 53. Analisis kelayakan ekonomi

No	Analisis kelayakan	Kriteria	Hasil Perhitungan
1	Laba sebelum pajak		Rp 64.259.586.476
	Laba sesudah pajak		Rp 44.981.710.533
2	ROI sebelum pajak	Minimum 11%	14,661 %
	ROI sesudah pajak		10,263 %
3	POT sebelum pajak	Max 5 tahun	4,0550 tahun
	POT sesudah pajak		4,9350 tahun
4	BEP	40%-60%	44,192 %
5	SDP		10,334 %
6	DCF	1,5-2 kali bunga bank	7,875 %

DAFTAR PUSTAKA

- Anang Suko Wahyudi. 2010. Prarancangan Pabrik Ferrousulfat Heptahidrat Dari *Pickling Liquor* dan Asam Sulfat Kapasitas 16.000 ton/tahun. Surakarta: Fakultas Teknik Universitas Sebelas Maret.
- Austin, G.T. 1984. *Shreve's Chemical Process industries*. Mc Graw Hill Inc. new York.
- Badan Pusat Statistik "Data Ekspor – Impor", www.bps.go.id. Diakses tanggal 8 Mei 2019.
- Brownell, E.L and Edwin H.Young. *Equipment Design*. New York: John Willet and Son's,inc.
- Coulson and Richardson's.1999. *Chemical Engineering Design*. Vol 6.New York: R.K. Sinnott Faith, Keyes and Clark.1957. *Industrial Chemicals*. John Wiley and Son's.
- Dedy Oktrianto Effendi, 2017, Penentuan Lokasi Pengumpulan Limbah B3 di Jawa Timur Dengan Menggunakan Metode *Center Of Gravity*, Tesis, Surabaya: Departemen Manajemen Teknologi, Bidang Keahlian Manajemen Industri, Fakultas Bisnis dan Manajemen Teknologi, Institut Teknologi Sepuluh November.
- Foust, S. Leonard A. Wenzel, dkk. "*Principles of Unit Operation*". 2nd edition. Wiley and Son's Inc. New York.
- Himmelblau, D. M. 1974. "*Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering*. 3rd. Prentice Hall Inc. New Jersey.
- https://www.alibaba.com/productdetail/FerrousSulphateHeptahydrateFerrousSulfate_60523612440.html?spm=a2700.7724838.2017115.70.7262376b5eUTff&s=p. Diakses tanggal 25 Agustus 2019.
- <https://www.gmdu.net/>. Diakses tanggal 13 Juni 2019.
- <https://www.icis.com/explore/>. Diakses tanggal 13 Agustus 2019.

<https://www.made-in-china.com/manufacturers/5.html>. Diakses 3 Agustus 2019.

<http://www.matche.com/equipcost/EquipmentIndex.html#anchor8>. Diakses 8 Juni 2020.

Ja'far Salim, 2009, Model Pengelolaan Limbah Industri Baja Sebagai Upaya Untuk Mempertahankan Kelestarian Wilayah Pesisir Kawasan Industri Kratatau Cilegon, Bogor: Sekolah Pasca Sarjana, Institut Pertanian Bogor.

Kementrian Perindustrian RI. 2016. *Direktorat Jendral Basis Industri*. www.kemenperin.go.id. Indonesia.

Kern, D.Q. 1950. *Process heat Transfer*. New York. Mc Graw Hill International Book Company Inc.

Kirk, R.E. & Othmer, D.F. 1983. *Encyclopedia of Chemical Technology*. 3rd edition. A Wiley Inter Science Publisher Inc. New York.

Levenspiel, O. 1976. *Chemical Reaction Engineering*. 2nd edition, John Wiley and Son's Inc, new York.

Ludwig, E.E. 1965. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical*. Vol 1. Gulf Publishing Co. Houston.

Othmer, D.F. and Kirk, R.E. 1997. *Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*. Volume 18. John Wiley and Sons Inc. New York.

Perry, R.H., Don. W. G., and James.O.M. 1997. *Perry's Chemical Engineers Handbook*. Edisi 7. Mc Graw Hill Book Company. London.

Perry, R.H., Don. W. G., and James.O.M. 1999. *Perry's Chemical Engineers Handbook*. Edisi 7. Mc Graw Hill Book Company. Singapore.

Perry, R.H., Don. W. G., and James.O.M. 2008. *Perry's Chemical Engineers Handbook*. Edisi 8. Mc Graw Hill Book Company. London.

Peters, M., and Timmerhausm K. 2003. *Plant Design and Economic for Chemical Engineering 5th edition*. New York: Mc Graw Hill International Book Company Inc. Rase, H.F., and Holmes, J.R. 1977. *Chemical Reactor*

Design for process Plant. Vol 1. Principles and Techniques. New York:
John Wiley and Son's Inc.

PT Gunawan Dian Jaya, <https://www.gunawansteel.com/en/home/>. Diakses
tanggal 13 Agustus 2019.

PT Petrokimia Gresik, <https://petrokimia-gresik.com/>. Diakses tanggal 13 Agustus
2019.

PT Smelting, <http://www.ptsmelting.com/>. Diakses tanggal 13 Agustus 2019.

Shreve, R.H. 1956. *The Chemical Process Industries*. 5th edition. Mc.Graw Hill
Book Company, LDT. Tokyo.

Smith, J.M and Van Ness, H.H.1975. *Introduction to Engineering Thermodynamic*
3th edition. Mc Graw Hill International Book co. Tokyo.

Stocchi, E. 1990. *Industrial Chemistry Volume 1*. Ellis Horwood. England.

Treyball,R.E. 1981. *Mass Transfer Operation*. 3rd Edition. Mc Graw Hill Book
Company Inc. Singapore.

Undata. *A World of Information*. 2016. www.data.un.org. Diakses pada 6 Mei
2020.

United States. Patent Application Publication. Kehrman. Pub. No. US
2005/0281732 AI. Pub Date, Dec 22, 2005.

United States. Kehrman. Patent.No. US 7,097,816 B2. Date of Patent, Aug 29,
2006.

Walas, S.M. 1988. "*Chemical process Equipment*" . Butterworth Publisher,
Stoneham.MA.USA.

www.alibaba.com.

www.Engineeringtoolbox.com.

www.kursdollar.com.

Yaws, C.L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. Mc Graw Hill Company. New
York.

LAMPIRAN

1. Perancangan Mixer

Fungsi : Melarutkan H_2SO_4 dengan penambahan air *mother liquor*

Type : *Silinder vertical* dengan *head* dan *bottom* berbentuk *torispherical*

Bahan konstruksi : *Stainless steel SA-167 type 304*

Kondisi operasi : $T = 30\text{ }^\circ\text{C}$ dan $P = 1\text{ atm}$

Menghitung viskositas

$$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2$$

Komponen	A	B	C	D	Viskositas (cp)
H_2SO_4	-18,7045	3496,2	0,03308	-1,7018E-05	19,6179
$FeCl_2$	-1,7013	1912,5	9,626E-13	-2,871E-16	40500,2814
H_2O	-10,2158	1792,50	0,0177	-1,263 10^{-5}	0,8150
$FeSO_4$					0,6810

Viskositas dari Yaws (1999)

Arus 2 :

p campuran : 1,8237 kg/L

C_p campuran : 700,4090 J/molK = 7,1638 J/kgK

F_v campuran : 3019,9362 L/jam

Arus 10 :

p campuran : 1,0129 kg/L

C_p campuran : 467,0081 J/molK = 11,5808 J/kgK

F_v campuran : 1698,7454 L/jam

Arus 3 :

p campuran : 1,0229 kg/L

C_p campuran : 377,4864 J/molK = 20,9537 J/kgK

Fv campuran : 3317,4036 L/jam

Total rate volumetrik (Fv) = 7131,5040 L/jam

Perancangan Dimensi Tangki

Total rate volumetrik : 7131,5040 L/jam

p campuran : 1,4894 kg/L = 0,0015 kg/m³

waktu tinggal : 1 jam (ditentukan)

direncanakan digunakan 1 tangki, sehingga volume tangki 7131,5040 L/jam

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

Over design 20%

Volume tangki = Total Fv / 80%

Volume tangki = 8914,3800 L/jam = 8,9144 m³/jam

Bentuk tangki adalah tangki silinder tegak tertutup dengan pertimbangan :

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

Perhitungan Dimensi Tangki

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

Jenis : Silinder tegak dengan alas dan tutup berbentuk *torispherical*

$$\text{Volume tangki} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H = \frac{\pi}{4} \times D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times V_{\text{tangki}}}{\pi}}$$

$$V_{\text{tangki}} = 8,9144 \text{ m}^3$$

$$D = H = 2,2477 \text{ m} = 88,4926 \text{ in}$$

$$V_{\text{head}} = 2 \times (V_{\text{dish}} + V_{\text{sf}}) \text{ dimana } V_{\text{sf}} = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{\text{sf}}{144}$$

$$V_{\text{dish}} = 0,000049 D^3 \text{ (brownell halaman 88)}$$

$$\text{Sf} = 2 \text{ (straight flange)}$$

$$D = 88,4926 \text{ in}, \pi = 3,14, sf = 2 \text{ dihitung } V_{\text{head}} = 1,2241 \text{ ft}^3 = 0,0347 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{mixer}} = V_{\text{shell}} + V_{\text{head}} = 8,9144 + 0,0347 = 8,9490 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume bottom} = 0,5 \times \text{volume head}$$

$$\text{Volume bottom,} = 0,0173 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume cairan dalam shell} = \text{volume shell} - \text{volume bottom} = 8,8970 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi cairan dalam shell } h = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot D^2} =$$

$$= (4 \times 8,9144) / (3,14 \times 2,2477^2) = 2,2433 \text{ m} = 7,3600 \text{ ft}$$

Dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{Diameter shell} : 2,2477 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi shell} : 2,2477 \text{ m}$$

$$\text{Volume shell} : 8,9144 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume head} : 0,0347 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume mixer} : 8,9490 \text{ m}^3$$

Menentukan Tebal Shell

Dirancang menggunakan *stainless steel SA-240 type 405*

$$t_s = \frac{P \cdot r}{(f \cdot E - 0,6 \cdot P)} + C \quad (\text{Pers 13.1 Brownell and Young 1959})$$

Dengan :

t_s = tebal shell (in)

$$r = \text{jari - jari} = 0,5 \text{ Diameter} = 0,5 \times 7,3714 \text{ in} = 3,6857 \text{ in}$$

$$E = \text{efisiensi pengelasan} = 0,8500$$

$$C = \text{faktor korosi} = 0,1250$$

$$F = \text{tegangan yang diijinkan} = 18750 \text{ psi} \quad (\text{Brownell halaman 342})$$

$$P_{\text{operasi}} = 14,7 \text{ psi}$$

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times P_{\text{operasi}} = 16,17 \text{ psi}$$

$$P_{\text{dalam mixer}} = 16,17 \text{ psi}$$

$$T_s = 0,1287 \text{ in}$$

Tebal standart *Brownell* halaman 350 dipakai 3/16 in atau 0,1875 in

Menentukan Tebal Head (th) dan Tebal Bottom

Jenis head yang dipilih adalah : *Torispherical* dengan alasan cocok untuk tangki silinder dan horizontal dan tekanan 15-200 psi sangat cocok.

$$P = P \text{ desain} - P \text{ udara luar} = 1,47 \text{ psi}$$

$$OD = ID + 2 \text{ ts} = 88,4926 + (2 \times 0,1875) \text{ dari tabel 5-7 Brownell halaman 90}$$

$$OD = 90 \text{ in dan } icr = 5,5 \text{ in dan } r = 90 \text{ in}$$

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right) = 1,7613 \text{ in}$$

$$th = \frac{P \cdot r \cdot w}{(2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot P)} + C \text{ (Pers 7.77 Brownell n Young 1959), dengan :}$$

$$P = 1,47 \text{ psi}$$

$$r = 90 \text{ in}$$

$$w = 1,7613 \text{ in}$$

$$f = 18750 \text{ psi}$$

$$E = 0,85$$

$$C = 0,125$$

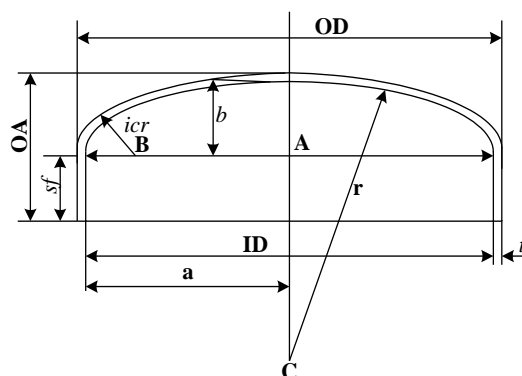
$$th = 0,1323 \text{ in jadi dipakai tebal standar menurut Brownell hal 350 adalah}$$

$$3/16 \text{ in} = 0,0048 \text{ m}$$

Menentukan Tinggi Mixer Total

$$\text{Untuk } th = 3/16 \text{ dari Tabel 5.6 Brownell n Young hal 88 sf} = 1,5-2$$

$$\text{Diambil sf} = 2$$



Keterangan :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

th = tebal head

r = jari - jari dish

icr = jari jari dalam sudut dish

b = tinggi head

sf = straight flange

$$ID = OD - (2 \times ts) = 90 - (2 \times 0,0048) = 89,63 \text{ in}$$

$$r = 44,87 \text{ in (jari - jari dalam shell)}$$

$$AB = a - icr = 44,87 - 5,5 = 39,37 \text{ in}$$

$$BC = OD - icr = 90 - 5,5 = 84,5 \text{ in}$$

$$AC = \text{akar dari } (BC^2 - AB^2) = 74,77 \text{ in}$$

$$b = OD - AC = 90 - 74,77 = 15,23 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi total head total (OA)} = sf + b + th = 17,42 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi mixer total} = 2 \times \text{tinggi head total} + \text{tinggi shell}$$

$$\text{Tinggi mixer total} = 0,8849 + 2,2477 = 3,1327 \text{ m} = 123,3329 \text{ in}$$

Menentukan Jumlah dan Jenis Pengaduk

Dipilih : Turbin karena

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

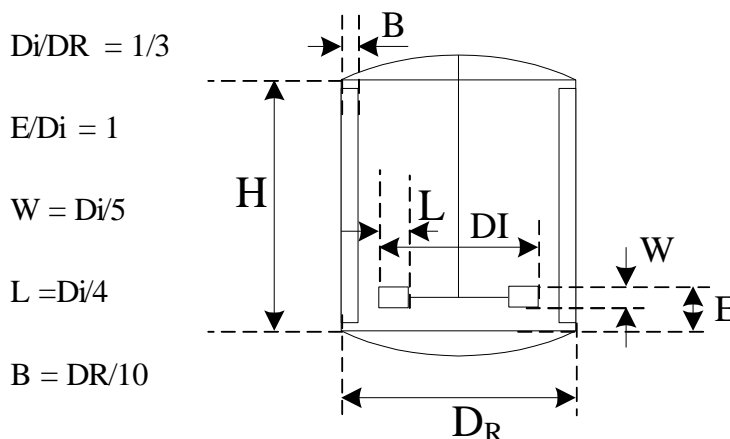
(Ludwig,1991 Volume I)

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

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

(Ludwig, 1991 Volume I)

Perbandingan ukuran secara umum



$$\text{Diameter mixer (DR)} : 2,2477 \text{ m}$$

$$\text{Diameter pengaduk (Di)} : 1/3 \times 2,2477 = 0,7492 \text{ m}$$

$$\text{Pengaduk dari dasar (E)} : 0,7492 \text{ m}$$

Tinggi pengaduk (W) : $0,7492/5 = 0,1498$ m
 Lebar pengaduk (L) : $0,7492/4 = 0,1873$ m
 Lebar Baffle (B) : $2,2477/10 = 0,2248$ m

Menghitung jumlah impeller (pengaduk)

WELH adalah *Water Equivalen Liquid High*

$$WELH = \text{tinggi bahan} \times \frac{\rho_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{air}}} = 2,2433 \text{ m} \times (1489,3550/995,68) = 3,3556 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah impeller} = WELH / D = 3,3556 / 2,2477 = 1,2002 = 1$$

$$\text{Putaran pengaduk} = \frac{WELH}{2 \cdot DI} = \left(\frac{\pi \cdot DI \cdot N}{600} \right)^2 \quad (\text{Rase, 1977 hal 345})$$

$$N = \frac{600}{\pi \cdot DI / 0,3048} \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot DI}}$$

Dimana :

$$\pi = 3,14$$

$$DI = 0,742 \text{ m}$$

$$WELH = 3,3556 \text{ m}$$

$$\text{Dihitung } N = 116,33 \text{ rpm} = 1,9388 \text{ rps}$$

$$\rho = 1489,3550 \text{ kg/m}^3 = 92,9790 \text{ lbm/cuft}$$

$$g_c = 32,2 \text{ ft/s}^2$$

$$\mu = 70,83 \text{ cp} = 0,04776 \text{ lb/ft s}$$

$$DI = 0,7492 \text{ m} = 2,4581 \text{ ft} = 29,4975 \text{ in}$$

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot N \cdot DI^2}{\mu_m}$$

$N_{re} = 248145$ Dari grafik 8.8 Rase HF menghasilkan $N_p = P_o = 0,25$

$$P = \frac{N^3 \cdot DI^5 \cdot \rho \cdot N_p}{550 \cdot g_c}$$

$P = 0,8585 \text{ hp}$ (Efisiensi motor = 81% (Fig 14.38 Peters hal 521))

$$\text{Daya motor} = \frac{P}{\eta} = 0,9755 \text{ HP}$$

Over design 10% = 1,0730 HP

Dipilih power standart NEMA 1 HP

Kriteria

Diameter shell : 2,2477 m

Tinggi shell : 2,2477 m

Vollume shell : 8,9144 m³

Volume head : 0,0347 m³

Volume mixer : 8,9490 m³

Tinggi mixer total : 3,1327 m

Jenis pengaduk : Turbin dengan 6 blade disk standart

Jumlah pengaduk : 1

Putaran pengaduk : 116,33 rpm

Power : 1 HP

Tebal shell : 3/16 in = 0,1875 in

2. Perancangan Tangki 1

Fungsi : Menyimpan bahan baku *Pickling Liquor*

Tujuan perancangan :

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

Memilih tipe tangki : Tipe tangki silinder tegak tertutup dengan pertimbangan

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

Memilih bahan konstruksi :

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless steel 304* dengan alasan :

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

Menentukan kapasitas tangki

Penyimpanan 7 hari. Diketahui kebutuhan *pickling liquor* 4046,1980 kg/jam

$Pickling Liquor = \text{kebutuhan} \times 7 \times 24 = 679761,2660 \text{ kg}$

Menghitung volume larutan yang masuk kedalam tangki, diketahui :

$$\rho \text{ H}_2\text{O} = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ Pickling liquor} = 929,0703 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} v \text{ larutan} &= \frac{\text{massa}}{\rho \text{ campuran}} = \frac{679761,266 \text{ kg}}{929,0703 \text{ kg/m}^3} = 731,6575 \text{ m}^3 \\ &= 25838,2440 \text{ ft}^3 = 731657,5226 \text{ liter} \end{aligned}$$

Dirancang larutan mengisi 80% volume tangki, sehingga volume tangki :

$$V \text{ tangki} = \frac{v \text{ larutan}}{0,8} = \frac{731,6575}{0,8} = 914,5719 \text{ m}^3$$

Menghitung dimensi tangki

1. Menghitung tinggi dan diameter

Untuk tangki berukuran besar dan tertutup digunakan persamaan berikut :

$$D = \frac{8}{3} H \text{ (pers.3.12.Brownell,hal 43)}$$

$$V = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4} = \frac{3,14 \times D^2 \times \frac{3}{8} D}{4} \text{ (pers.3.1.Brownell,hal 41)}$$

$$914,572 = \frac{9,42 D^3}{32}$$

$$D^3 = 3106,8260$$

$$D = \sqrt[3]{3106,8260}$$

$$= 14,5917 \text{ m}$$

$$= 47,8730 \text{ ft}$$

$$= 574,4764 \text{ in}$$

$$D = \frac{8}{3} H$$

$$H = \frac{3}{8} D$$

$$= 5,4719 \text{ m}$$

$$= 17,9524 \text{ ft}$$

$$= 215,4286 \text{ in}$$

Untuk standarisasi diameter, tinggi dan kapasitas tangki mengikuti ukuran standart berdasarkan Appendix E item 1 Brownell, dengan ukuran :

$$D = 40 \text{ ft}$$

$$H = 18 \text{ ft}$$

$$V = 4,030 \text{ Bbl}$$

2. Menentukan tinggi cairan

Karena bagian tutup bawah berupa plate, tinggi larutan dapat dihitung sebelum menghitung volume tutup.

$$H \text{ larutan} = \frac{\text{Volume larutan dalam tangki}}{\frac{1}{4} \times \pi \times D^2} = \frac{25838,2440}{\frac{1}{4} \times 3,14 \times 1600} = 20,5719 \text{ ft}$$

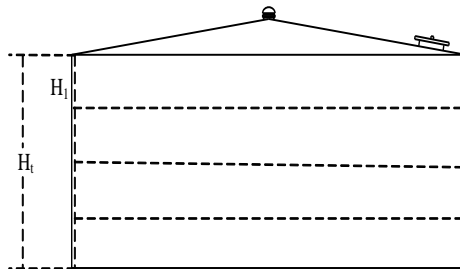
3. Menghitung tebal plate silinder tangki

Dari Appendix E item 1 Brownell menggunakan 72 in atau 6 ft *butt welded course*, sehingga :

$$\text{Jumlah plat ke atas} = \frac{H}{\text{butt welded course}} = \frac{18 \text{ ft}}{6 \text{ ft}} = 3 \text{ plat}$$

$$\text{Jumlah plat kesamping} = \frac{D}{10} = \frac{40}{10} = 4 \text{ plat}$$

Maka tangki dirancang terdiri dari 4 plat/in melingkar, 3 plat tersusun vertical dengan tebal berbeda dan tebal sambungan yang diijinkan adalah 3/16 in.



Tebal dinding tangki dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$ts = \frac{p \times d}{2f \times E} + C \quad (\text{pers.3.16, Brownell, hal 45})$$

Dimana :

ts = Tebal *shell*

f = Tekanan yang diijinkan untuk bahan konstruksi *stainless steel type* 304 sebesar 18750 Psi (App.D, Brownell, hal 342)

E = Effisiensi pengelasan, dipilih *double welded butt joint* dengan efisiensi 80%

D = Diameter tangki

C = Faktor korosi sebesar 0,125 in

P = Tekanan operasi dengan $P = \frac{P(H-1)}{144}$ (Brownell, hal 46)

Sehingga diperoleh persamaan :

$$ts = \frac{p(H-1)x D}{288 x f x E} + C$$

$$= \frac{62,16 x (18-1)x 40}{288 x 18750 x 80\%} + 0,125 \text{ in} = 0,2424 \text{ in}$$

Tebal shell distandarisasi dari Appendix E item 2 brownell untuk plat dengan 72 in atau 6 ft *butt welded course* menjadi $ts1 = 4/16$ in.

direncanakan menggunakan 3 plat untuk tiap *course* dan *allowance* untuk *vertical welded joint* = $5/13$ in atau 0,15625 in

$$L = \frac{\pi d - \text{weld length}}{12 n}$$

Dimana :

L = Panjang tiap alat

d = Diameter dalam tangki + tebal *shell*

n = jumlah plat

$$L = \frac{3,14 x \left((40 x 12) + \frac{4}{16} \right) - (4 x 0,156)}{12 x 4} = 31,3922 \text{ ft}$$

Course 2

$$ts = \frac{p(H-1)x D}{288 x f x E} + C$$

$$= \frac{62,16 x (12-1)x 40}{288 x 18750 x 80\%} + 0,125 \text{ in} = 0,2010 \text{ in}$$

Tebal shell = 0,25

$$OD = ID + 2 ts$$

$$= 574,4764 \text{ in} + (2 x (4/16)) \text{ in}$$

$$= 479,5 \text{ in} = 12,1793 \text{ m} = 39,9583 \text{ ft}$$

Dari App. E item 1 Brownell, hal 346. Standar ID,OD = 40 ft = 480 in

$$ID = OD - 2ts$$

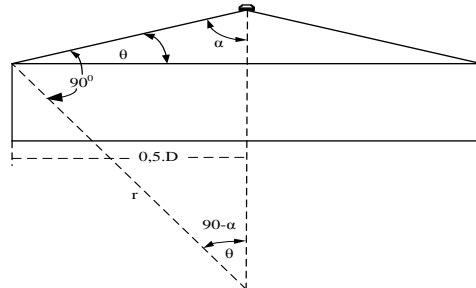
$$= 480 - 2(4/16)$$

$$= 479,5 \text{ in} = 12,1793 \text{ m} = 39,9583 \text{ ft}$$

$$Hs = \frac{3}{8} ID$$

$$= 179,8125 \text{ in} = 4,5672 \text{ m} = 14,9844 \text{ ft}$$

4. Menentukan top angel untuk conical roof



$$\sin \theta = \frac{D}{430 \times t} = \frac{40}{430 \times 1/4} = 0,3721$$

$$= 0,3813 \text{ rad}$$

$$= 21,84^\circ$$

5. Menghitung tinggi dan tebal head tangki

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm} = 14 \text{ psi}$$

$$P \text{ hidrostatik} = p \times \frac{g}{gc} \times H \text{ cairan}$$

$$= 1/144 \times 58 \times 1 \times 20,5719$$

$$= 8,2859 \text{ Psig}$$

Jika diambil factor keamanan 20% maka,

$$P \text{ design} = 1,2 \times (14,7 + 8,2859) = 27,5831 \text{ Psia}$$

$$th = \frac{pd \times D}{2 \cos \theta ((f \times E) \times (0,6 \times Pd))} + C$$

$$= \frac{28 \times 40}{2 \cos 0,3813 ((18750 \times 80\%) - (1 \times 27,58))} + 0,125$$

$$= 0,1647 \text{ in}$$

Dipilih tebal standart $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$

Tinggi *conical head* dapat dihitung menggunakan rumus aturan tangensial.

$$\tan \theta = \frac{Hh}{0,5 D}$$

$$0,4009 = \frac{Hh}{0,5 \times 40}$$

$$Hh = 8,0176 \text{ ft} = 2,4438 \text{ m}$$

Jadi tinggi *conical head* adalah 8,0176 ft

6. Menghitung tinggi tangki

$$\begin{aligned} \text{Jadi tinggi total tangki} &= H \text{ tutup} + \text{tangki} \\ &= 8,0176 + 17,9524 \\ &= 25,9699 \text{ ft} \\ &= 7,9156 \text{ m} \end{aligned}$$

Spesifikasi :

Volume	: 914,5719 m ³
Diameter	: 39,9583 ft
Tinggi	: 25,9699 ft
Tebal shell	: 0,25 in
Tebal tutup	: 0,1817 in
Konstruksi	: <i>Stainless steel 304</i>
Jumlah	: 2

7. Perancangan tangki 2

Fungsi : Menyimpan bahan baku asam sulfat

Tujuan perancangan :

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

Memilih tipe tangki : Tipe tangki silinder tegak tertutup dengan pertimbangan

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

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless steel 304* dengan alasan :

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

Menentukan kapasitas tangki

Penyimpanan 7 hari. Diketahui kebutuhan *pickling liquor* 5507,4260 kg/jam

$$\text{Pickling Liquor} = \text{kebutuhan} \times 7 \times 24 = 925247,5733 \text{ kg}$$

Menghitung volume larutan yang masuk kedalam tangki, diketahui :

$$\rho \text{ H}_2\text{O} = 995,68 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ asam sulfat} = 1826,1 \text{ kg/m}^3$$

$$v \text{ larutan} = \frac{\text{massa}}{\rho \text{ campuran}} = \frac{925247,5733 \text{ kg}}{1826,1 \text{ kg/m}^3} = 506,6796 \text{ m}^3$$

$$= 17893,2221 \text{ ft}^3 = 506679,5757 \text{ liter}$$

Dirancang larutan mengisi 80% volume tangki, sehingga volume tangki :

$$V \text{ tangki} = \frac{V \text{ larutan}}{0,8} = \frac{506,6796}{0,8} = 633,3495 \text{ m}^3$$

Menghitung dimensi tangki

1. Menghitung tinggi dan diameter

Untuk tangki berukuran besar dan tertutup digunakan persamaan berikut :

$$D = \frac{8}{3} H \text{ (pers.3.12.Brownell,hal 43)}$$

$$V = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4} = \frac{3,14 \times D^2 \times \frac{3}{8} D}{4} \text{ (pers.3.1.Brownell,hal 41)}$$

$$633,349 = \frac{9,42 D^3}{32}$$

$$D^3 = 2151,5056$$

$$D = \sqrt[3]{2151,5056}$$

$$= 12,9096 \text{ m}$$

$$= 42,3545 \text{ ft}$$

$$= 508,2339 \text{ in}$$

$$D = \frac{8}{3} H$$

$$H = \frac{3}{8} D$$

$$= 4,8411 \text{ m}$$

$$= 15,8829 \text{ ft}$$

$$= 190,5952 \text{ in}$$

Untuk standarisasi diameter, tinggi dan kapasitas tangki mengikuti ukuran standart berdasarkan Appendix E item 1 Brownell, dengan ukuran :

$$D = 40 \text{ ft}$$

$$H = 18 \text{ ft}$$

$$V = 4,030 \text{ Bbl}$$

2. Menentukan tinggi cairan

Karena bagian tutup bawah berupa plate, tinggi larutan dapat dihitung sebelum menghitung volume tutup.

$$H \text{ larutan} = \frac{\text{Volume larutan dalam tangki}}{\frac{1}{4} \times \pi \times D^2} = \frac{17893,2221}{\frac{1}{4} \times 3,14 \times 1600} = 14,2462 \text{ ft}$$

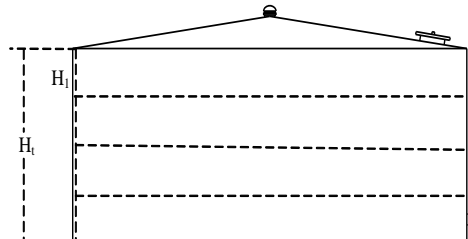
3. Menghitung tebal plate silinder tangki

Dari Appendix E item 1 Brownell menggunakan 72 in atau 6 ft *butt welded course*, sehingga :

$$\text{Jumlah plat ke atas} = \frac{H}{\text{butt welded course}} = \frac{18 \text{ ft}}{6 \text{ ft}} = 3 \text{ plat}$$

$$\text{Jumlah plat kesamping} = \frac{D}{10} = \frac{40}{10} = 4 \text{ plat}$$

Maka tangki dirancang terdiri dari 4 plat/in melingkar, 3 plat tersusun vertical dengan tebal berbeda dan tebal sambungan yang diijinkan adalah 3/16 in.



Tebal dinding tangki dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$ts = \frac{p \times d}{2f \times E} + C \quad (\text{pers.3.16, Brownell, hal 45})$$

Dimana :

ts = Tebal *shell*

f = Tekanan yang diijinkan untuk bahan konstruksi *stainless steel type*
304 sebesar 18750 Psi (App.D, Brownell, hal 342)

E = Effisiensi pengelasan, dipilih *double welded butt joint* dengan
effisiensi 80%

D = Diameter tangki

C = Faktor korosi sebesar 0,125 in

$$P = \text{Tekanan operasi dengan } P = \frac{P(H-1)}{144} \quad (\text{Brownell, hal 46})$$

Sehingga diperoleh persamaan :

$$\begin{aligned} ts &= \frac{p(H-1)x D}{288 x f x E} + C \\ &= \frac{62,37 x (18-1)x 40}{288 x 18750 x 80\%} + 0,125 \text{ in} = 0,2428 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal shell distandarisasi dari Appendix E item 2 brownell untuk plat dengan 72 in atau 6 ft *butt welded course* menjadi $ts_1 = 4/16$ in.

direncanakan menggunakan 3 plat untuk tiap *course* dan *allowance* untuk *vertical welded joint* = $5/13$ in atau 0,15625 in

$$L = \frac{\pi d - \text{weld length}}{12 n}$$

Dimana :

L = Panjang tiap alat

d = Diameter dalam tangki + tebal *shell*

n = jumlah plat

$$L = \frac{3,14 x \left((40 x 12) + \frac{4}{16} \right) - (4 x 0,156)}{12 x 4} = 31,3922 \text{ ft}$$

Course 2

$$\begin{aligned} ts &= \frac{p(H-1)x D}{288 x f x E} + C \\ &= \frac{62,37 x (12-1)x 40}{288 x 18750 x 80\%} + 0,125 \text{ in} = 0,2012 \text{ in} \end{aligned}$$

Tebal shell = 0,25

OD = ID + 2 ts

$$\begin{aligned} &= 508,2539 \text{ in} + (2 x (4/16)) \text{ in} \\ &= 508,7539 \text{ in} = 12,9223 \text{ m} = 42,3962 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dari App. E item 1 Brownell, hal 346. Standar ID,OD = 40 ft = 480 in

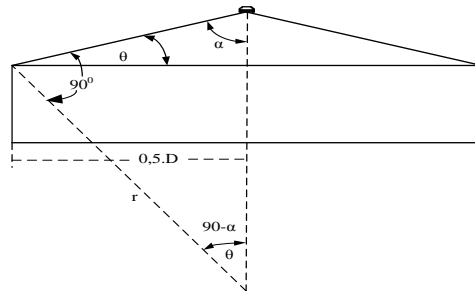
ID = OD - 2ts

$$\begin{aligned} &= 480 - 2(4/16) \\ &= 479,5 \text{ in} = 12,1793 \text{ m} = 39,9583 \text{ ft} \end{aligned}$$

Hs = $\frac{3}{8}$ ID

$$= 179,8125 \text{ in} = 4,5672 \text{ m} = 14,9844 \text{ ft}$$

4. Menentukan top angel untuk conical roof



$$\begin{aligned} \sin \theta &= \frac{D}{430 \times t} = \frac{40}{430 \times 1/4} = 0,3721 \\ &= 0,3813 \text{ rad} \\ &= 21,84^\circ \end{aligned}$$

5. Menghitung tinggi dan tebal head tangki

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm} = 14 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= p \times \frac{g}{gc} \times H \text{ cairan} \\ &= 1/144 \times 113,9998 \times 1 \times 14,25 \\ &= 11,2782 \text{ Psig} \end{aligned}$$

Jika diambil factor keamanan 20% maka,

$$P \text{ design} = 1,2 \times (14,7 + 11,2782) = 31,1739 \text{ Psia}$$

$$\begin{aligned} th &= \frac{pd \times D}{2 \cos \theta ((f \times E) \times (0,6 \times Pd))} + C \\ &= \frac{28 \times 40}{2 \cos 0,3813 ((18750 \times 80\%) - (1 \times 31,17))} + 0,125 \\ &= 0,1698 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal standart $3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$

Tinggi *conical head* dapat dihitung menggunakan rumus aturan tangensial.

$$\tan \theta = \frac{Hh}{0,5 D}$$

$$0,4009 = \frac{Hh}{0,5 \times 40}$$

$$Hh = 8,0176 \text{ ft} = 2,4438 \text{ m}$$

Jadi tinggi *conical head* adalah 8,0176 ft

6. Menghitung tinggi tangki

$$\begin{aligned}\text{Jadi tinggi total tangki} &= H \text{ tutup} + \text{tangki} \\ &= 8,0176 + 15,8829 \\ &= 23,9005 \text{ ft} \\ &= 7,2849 \text{ m}\end{aligned}$$

Spesifikasi :

Volume	: 633,3495 m ³
Diameter	: 39,9583 ft
Tinggi	: 23,9005 ft
Tebal shell	: 0,25 in
Tebal tutup	: 0,1817 in
Konstruksi	: <i>Stainless steel 304</i>
Jumlah	: 2

4. Perancangan Silo

Fungsi : Menyimpan produk ferrosulfat heptahidrat

Tujuan perancangan :

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

Tipe tangki silinder tegak tertutup dengan pertimbangan :

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

Bahan konstruksi yang dipilih adalah *Stainless steel 304* dengan alasan :

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

Produk masuk diketahui :

$$p \text{ campuran} = 1796,5811 \text{ kg/m}^3 = 112,1570 \text{ lb/cuft}$$

$$Fv \text{ campuran} = 2,1106 \text{ m}^3/\text{jam} = 74,5353 \text{ cuft/jam}$$

- Menentukan kapasitas tangki

Penyimpanan 7 hari dengan jumlah 2 tangki

Volume tangki Over Design 20% = $F_v \times 7 \times 24 : 2 = 7513,1623$ cuft

Kurang dari 71354 cuft berarti masuk small tank

- Menghitung dimensi tangki

Menghitung tinggi dan diameter

Untuk small $H=D$

$$\text{Rumus small tank} = D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

Volume = 7513,1623 cuft

Diameter = 21,2317 ft = 254,7802 in = 6,4714 m

$D = H$

Menghitung tebal Plat Shell

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

(Brownell pers 13-1)

Dengan :

P cairan = 1796,5811 kg/m³ = 112,1749 lb/cuft

Efisiensi pengelasan = 0,85

Faktor korosi = 0,125

Tegangan diijinkan = 36000 psi

$D = 254,7802$ in

$r = 127,3901$ in

Menentukan tekanan dulu pada design tangki

Mc.Cabe pers 26-24

Penentuan tekanan design pada tangki :

$$P_B = \frac{r \rho_B (g/gc)}{2 \mu' k'} [1 - e^{-2 \mu' k' Z_T / r}] \quad [\text{Mc.Cabe, pers 26-24}]$$

$Z_T = H \times 80\% = 16,9853$ ft

Miu = 0,45

$k = (1 - \sin \alpha) / (1 + \sin \alpha)$ dengan $\alpha = 30^\circ = 0,334$

konversi ft² ke in² = 144

psi = lb/in²

$$p_b = 1685,3692 \text{ lb/ft}^2 = 11,7040 \text{ psi}$$

Tekanan Lateral, $p_L = k' p_B$

$$p_L = 3,9091 \text{ psi}$$

$$p \text{ operasi} = p_B + p_L = 15,6131 \text{ psi}$$

$$p \text{ desain } 10\% = 17,1744 \text{ psi}$$

Bisa menghitung t_s , sehingga $t_s = 0,1965 \text{ in}$ dirancang $1/4 \text{ in} = 0,25 \text{ in} = 0,0648 \text{ m}$

Tutup bawah conis dengan pers Brownell hal 118

$$\text{Tebal conical} = \frac{P \cdot D}{2 \cos \alpha (fE - 0,6P)} + C \quad [\text{Brownell, hal.118; ASME Code}]$$

$$P = 17,1744 \text{ psi}$$

$$D = 254,7802 \text{ in}$$

$$2 \cos \alpha = 0,3085 \text{ dengan } \alpha = 30^\circ$$

$$F = 36000$$

$$E = 0,85$$

$$T_c = 0,5887 \text{ in} \text{ dirancang } 5/8 \text{ in} = 0,625 \text{ in} = 0,0159 \text{ m}$$

Tinggi conical pers 4-17 Hesse

$$h = \frac{\tan \alpha \times (D - m)}{2} \quad [\text{Hesse, pers.4-17}]$$

Keterangan : α = $1/2$ sudut conis ; 15°
 D = diameter tangki ; ft
 m = flat spot center ; $12 \text{ in} = 1 \text{ ft}$

$$\text{Tangen } 15^\circ = 0,2681$$

$$D = 21,2317 \text{ ft}$$

$$\text{Sehingga } h = 2,7111 \text{ ft} = 0,8263 \text{ m}$$

Spesifikasi :

Volume : 7513,1623 cuft

Diameter : 6,4714 m

Tinggi : 6,4714 m

Tebal shell : 0,25 in

Tebal tutup atas : 0,625 in

Tebal tutup bawah : 0,625 in

Tinggi conical : 0,8263 m
Kontruksi : *Stainless steel 304*
Jumlah : 2

5. Evaporator

Fungsi : memekatkan larutan ferrosulfat

Tipe : standart vertical tube evaporator

Dasar pemilihan : sesuai untuk proses pemekatan larutan

Perhitungan dari neraca panas $Q = 1257553 \text{ kJ/jam} = 1191930 \text{ BTU/jam}$

Suhu masuk 85°C (185°F) dan keluar suhu 105°C (221°F)

Delta $T = 36^\circ\text{F}$

$UD = 250 \text{ BTU/jam ft}^2\text{F}$ (Kern)

Digunakan 1 buah evaporator sehingga luas perpindahan panas evaporator

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T} = 132,4367 \text{ ft}^2 = 12,3038 \text{ m}^2$$

Luas perpindahan panas maksimum 300 m^2 (Ulrich T-47)

Kondisi tube berdasarkan Badger halmana 146 :

Ukuran tube = 8 in = 0,6667 ft

Dipilih pipa standart ukuran 8 in IPS schedule 40 (Kern tabel 11)

OD = 8,625 in

ID = 7,981 in = 0,6651 ft

$a't = 50 \text{ in}^2 = 0,3472 \text{ ft}^2$

Jumlah tube = $Nt = \frac{A'}{a'_t \times L}$

Jumlah tube = $132,4367 \text{ ft}^2 / (0,3472 \text{ ft}^2 \times 0,6667 \text{ ft}) = 572,1630$ buah

Dimensi evaporator

Luas penampang = $A = Nt \times a't = 0,3472 \text{ ft}^2 \times 572,1630 = 198,6550 \text{ ft}^2$

Diameter evaporator = $D_{\text{evap}} = \sqrt{4 \times \frac{A}{\pi}} = 15,9080 \text{ ft} = 4,8488 \text{ m} = 58,1850 \text{ in}$

Tinggi evaporator asumsi $H = 2D = 31,8160 \text{ ft} = 9,6975 \text{ m}$

Menentukan tebal shell (ts)

Persamaan 13-1 Brownell n Young 1959

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

Dimana :

r = jari jari = $0,5 \times 58,1850 = 29,0925$ in

E = 0,85

C = faktor korosi = 0,125

f = tegangan yang diijinkan = 18750 psi

mencari P dalam mixer

P operasi = 14,7 psi

P desain = $1,2 \times 14,7 = 17,64$ psi

P dalam alat = 17,64 psi

Jadi, t_s bisa dihitung $t_s = 0,1572$ in digunakan standar $3/16$ in = 0,1875 in

(Brownell halaman 50)

Tebal conical bawah

Tebal conical (Brownell hal 118)

$$Tebal\ conical = \frac{P \cdot D}{2 \cos \alpha (fE - 0,6P)} + C$$

Dengan alfa = 30°

f = 18750 psi (Brownell n Young tabel 13.1)

$t_c = 0,8692$ digunakan tebal 1 in (Brownell hal 50)

Spesifikasi :

Bagian shell

Diameter evaporator : 4,8488 m

Tinggi shell : 9,6975 m

Tebal shell : 0,1875 in

Tebal tutup : 1 in

Tube calandria

Ukuran : 8 in sch 40 standart IPS

OD : 8,625 in

ID : 7,981 in

Panjang tube : 0,667 ft

Jumlah tube : 572
 Bahan konstruksi : *Stainless steel 304*
 Jumlah evaporator : 1 buah

6. Kristalizer

Tipe : *Swenson Walker Cooling Crystalizer*
 Dasar pemilihan : Umum digunakan untuk kristalisasi pendinginan
 Dari arus 7 didapatkan
 p campuran : 1,8503 kg/L = 115,5125 lb/cuft
 Cp campuran : 509,7336 J/molK = 5,7590 J/kgK
 Fv campuran : 6144,9820 L/jam = 217,0082 cuft/jam

Waktu kristalisasi = 4 jam

Volume bahan = 868,0328 cuft/jam

Volume Overdesign 20% = 1041,6393 cuft/jam = 29,4959 m³

Perhitungan dimensi kristalizer

Digunakan ratio $m = L/D = 3,3$ (Hugot halaman 697)

$$\text{Volume kristalizer} = \frac{m \times D^3}{2} \times \left(1 + \frac{\pi}{4}\right) \quad (\text{Pers 35.5 Hugot})$$

$$(m \times D^3) / 2 = 583,5515 \text{ ft}$$

$$m \times D^3 = 1167,1029 \text{ ft}$$

$$D^3 = 350,4814 \text{ ft}$$

$$D = 7,0505 \text{ ft} = 1,2406 \text{ m}$$

$$L = D \times 3,33 = 23,4783 \text{ ft} = 7,1562 \text{ m}$$

Luas cooling area pada *Crystalizer*

$$S = V \times \frac{(2 + 4m)}{mD} = 679,6890 \text{ ft}^2 / \text{cuft}$$

Power pengaduk pada *Swenson walker Crystalizer* =

Power pengaduk yang digunakan adalah 16 hp tiap 1000 cuft bahan
 (Hugot;694)

Volume bahan = 1041,6393 cuft

Power kristalisasi = 16,6662 HP diambil 17 HP

Spesifikasi

Kapasitas	: 29,50 m ³
Diameter	: 2,1490 m
Panjang	: 7,1562 m
Luas <i>cooling area</i>	: 679,6890 ft ² / cuft
Power	: 17 HP

7. Centrifuge

Fungsi	: Memisahkan ferrosulfat dengan filtrate
Dasar pemilihan	: sesuai dengan jenis bahan dan efisiensi tinggi
Arus 9 keluar 30°C didapatkan	
p campuran	: 1,79 kg/L = 111,7036 lb/cuft
Cp campuran	: 1991 J/molK = 7,2322 J/kgK
Fv campuran	: 2139,4599 L/jam = 53,4865 cuft/jam = 6,6684 galon/menit
Arus 10 keluar 30°C didapatkan	
p campuran	: 1,36 kg/L = 84,7534 lb/cuft
Cp campuran	: 535 J/molK = 9,3843 J/kgK
Fv campuran	: 5555,3741 L/jam = 138,8844 cuft/jam = 17,3154 galon/menit
Arus 8 masuk 30°C didapatkan	
p campuran	: 1,503 kg/L = 93,8271 lb/cuft
Cp campuran	: 1026 J/molK = 7,8560 J/kgK
Fv campuran	: 7565,2164 L/jam = 189,1304 cuft/jam = 23,5798 galon/menit

Perhitungan :

$$\begin{aligned}\text{Beban masuk} &= 11370,2583 \text{ kg/jam} = 25067,1270 \text{ lb/jam} \\ \text{p campuran} &= 93,8271 \text{ lb/cuft} \\ \text{Volume bahan} &= \text{bahan masuk (lb/jam)} / \text{p campuran (lb/cuft)} \\ &= 25067,1270 / 93,8271 \\ &= 267,1631 \text{ cuft/jam} = 33,3086 \text{ gpm}\end{aligned}$$

Dari tabel 18-12 Perry halaman 1734 berdasarkan *rate volumetric*, dipilih spesifikasi :

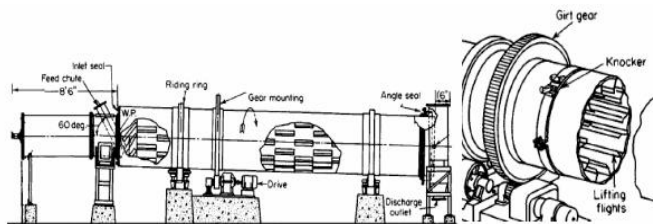
Bahan	: <i>Stainless Steel 304</i>
Kapasitas maksimum	: 50 gpm
Diameter <i>bowl</i>	: 13 in
Speed	: 7500 rpm
Centrifugal force	: 10400 lbf/ft ²
Power motor	: 6 HP
Jumlah	: 1

8. Rotary Dryer

Fungsi : Mengeringkan produk dengan bantuan udara panas

Dasar pemilihan : sesuai untuk pengeringan padatan

Waktu proses : waktu melewati



Perhitungan :

Dari neraca massa dan neraca panas :

Feed masuk = 3828,1778 kg/jam = 8439,6875 lb/jam

Total panas $Q = 434280,9046$ kJ/jam = 411618,8189 BTU/jam

Kebutuhan udara = 15885,7064 kg/jam = 35021,9876 lb/jam

Allowed mass velocity (G) = 200 - 1000 lb/ft² jam

Diambil = 1000 lb/ft²jam

$A = \text{udara masuk}/G = 35021,9876 / 250 = 35,0220$ ft²

Diameter (D) = akar (4 x A /3,14)

Diameter = 1,0782 m = 3,5467 ft

Suhu bahan masuk = 30 °C = 86 °F

Suhu bahan keluar = 100°C = 212 °F

Suhu udara masuk = 120 °C = 248 °F

Suhu udara keluar = 100 °C = 212 °F

LMTD =

dt 1 = 36°F (dt udara)

dt 2 = 126°F (dt bahan)

LMTD = $(dt_2 - dt_1) / \ln(dt_2 / dt_1)$

dt₂-dt₁ = 90°F

dt₂/dt₁ = 3,5°F

ln dt₂/dt₁ = 1,2528

LMTD = 71,8412°F = 22,1340°C = 295,1340 K

Panjang (L) = $Qt / (0,125 \times 3,14 \times G^{0,67} \times LMTD) = 42,4400 \text{ ft} = 12,9430 \text{ m}$

Kecepatan putaran rotary dryer

Kecepatan linier batasi 0,25 – 0,5 m/detik diambil v = 0,5 m/detik

Putaran rotary dryer = $N = \frac{V}{\pi \cdot D} = 0,1477 \text{ rps} = 8,86 \text{ rpm}$

Diambil putaran 10 rpm = 0,1667 rps

Flight

Perhitungan berdasarkan Perry 7^{ed} 12-56 ketentuan :

Tinggi flight = 1/12 – 1/8 D

Panjang flight = 0,6 – 2 m

Jumlah flight 1 circle = 2,4 D – 3 D

D = 1,0782 m

L = 12,9430 m

Pengambilan data

Tinggi flight : 1/8 D = 0,1348 m

Panjang flight : 2 m

Jumlah flight 1 circle : 3 D = 3,2346 = 3 buah

Total circle = panjang drum / panjang flight

Total circle = 12,9430 / 2 = 6,4715 buah = 6 buah

Hold up padatan

Volume dryer yang ditempati oleh padatan pada setiap saat berkisar antara 10

– 15%. Volume dryer (Treyball pers 6-92) diambil 15% volume dryer

$$\text{Hold up} = 0,15 \times (\pi/4) \times D^2 \times L$$

$$\text{Hold up} = 1,1811 \text{ m}^3$$

Waktu rerata padatan dalam dryer :

$$\text{Feed} = 3828,1778 \text{ kg/jam}$$

$$P \text{ campuran} = 1789,3198 \text{ kg/m}^3$$

$$t = (\text{hold up} \times p \text{ campuran})/\text{feed} = 0,55 \text{ jam} = 33,12 \text{ menit} = 1987,45 \text{ sekon}$$

Perhitungan tebal shell drum :

Rotary ini dibuat dengan *Stainless stell 304* dengan stress allowable 18750 psi untuk las dipakai double welded butt joint dengan efisiensi 80% dengan faktor korosi $C = 1/8$ dengan perbandingan tinggi bahan dan diameter drum $H/D = 0,16$ (Perry tabel 6-52)

$$D = 1,0782 \text{ m} = 3,5374 \text{ ft}$$

$$H = 0,16D = 0,1725 \text{ m} = 0,5660 \text{ ft}$$

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

$$P \text{ desain} = 1,1 \times P \text{ operasi} = 16,17 \text{ psi}$$

$$P \text{ dalam rotary} = 16,17 \text{ psi}$$

$$= ts = \frac{P \cdot D}{2 \cdot f \cdot e - P} + C = 0,125 \text{ in} \text{ dirancang } 3/16 \text{ in} = 0,0048 \text{ m}$$

Isolasi :

Batu isolasi dipakai setebal 4 in (Perry 7ed 12-42)

$$\text{Diameter dalam rotary} = 3,5374 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter luar rotary} = 3,5686 \text{ ft}$$

Maka diameter rotary terisolasi = diameter luar + 2 x tebal isolasi

$$\text{Diameter terisolasi} = 3,5686 + 2 \times (4/12) = 4,2353 \text{ ft}$$

Perhitungan Power Rotary

$$\text{Perry}^{6ed}, \text{ persamaan } 20-44 = \text{hp} = \frac{N \times (4,75dw + 0,1925DW + 0,33W)}{100000}$$

Dimana :

$$N = \text{putaran rotary} = 8,8612 \text{ rpm}$$

$$d = \text{diameter shell} = 3,5374 \text{ ft}$$

$$w = \text{berat bahan} = 8439,6875 \text{ lb}$$

$$D = d + 2 = 5,5374 \text{ ft}$$

W = berat total (lb) dicari dulu

Berat *shell* dicari dengan

$$W_e = \frac{\pi}{4} \times (D_o^2 - D_i^2) \times L \times \rho$$

D_o = diameter luar *shell* = 3,5686 ft

D_i = diameter dalam *shell* = 3,5374 ft

L = panjang drum = 42,4359 ft

ρ = density *steel* = 482 lb/cuft

$$W_e = 3565,5532 \text{ lb}$$

Berat isolasi dicari dengan

$$W_e = \frac{\pi}{4} \times (D_o^2 - D_i^2) \times L \times \rho$$

D_o = diameter luar isolasi = 4,2353 ft

D_i = diameter dalam isolasi = 3,5374 ft

L = panjang isolasi = 42,4359 ft

ρ = density isolasi = 19 lb/cuft

$$W_e = 3433,4582 \text{ lb}$$

Berat bahan dalam drum

Untuk solid hold up 15% (Ulrich T-4.110)

Rate massa = 8439,6875 lb/jam

Berat bahan = 9705,6406 lb/jam

Berat total (W) = 9705,6406 lb/jam

Berat lain diasumsikan 15%, maka berat total = 11161,4867 lb/jam

Maka hp dihitung = 13,9466 HP

Dengan efisiensi motor 75% (Perry 6ed 20-37) maka P = 18,6 HP diambil 20

HP (Standar NEMA)

Spesifikasi :

Kapasitas : 3828,1778 kg/jam

Diameter : 1,0782 m

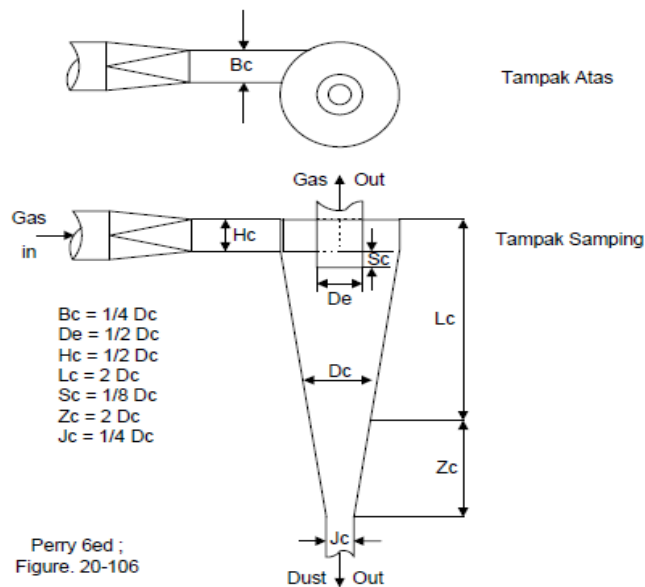
Panjang : 12,9430 m

Tebal shell : 3/16 in

Tinggi bahan : 0,1617 m
 Sudut rotary : 1°
 Waktu : 1987,4499 detik
 Jumlah flight : 13 buah
 Power : 20 HP
 Jumlah : 1

9. Cyclone

Fungsi : untuk memisahkan padatan yang terikut di udara
 Tipe : Van Toneren Cyclone
 Dasar pemilihan : Efektif dan sesuai dengan jenis bahan



Asumsi time pass = 2 detik

Rate udara = 15885,7064 kg/jam = 35021,9853 lb/jam

BM udara = 29 kg/kgmol

p campuran pada 1 atm T 100°C = 672 R udara standar 492 R

$p = 0,05914$ lb/cuft (Himmelblau hal 249)

rate volumetric udara $35021,9853 / (0,05914 \times 3600) = 164,4898$ cuft/jam

Berat solid = 37,8826 kg/jam = 83,5168 lb/jam

Dari panas masuk arus 12 diketahui

F_v solid = 21,0764 L/jam = 0,0002049 cuft/detik

F_v air = 37,5971 L/jam = 0,0003655 cuft/detik

Total Volumetrik bahan = 164,4903 cuft/detik

Volume bahan = 328,9807 cuft = 9,3157m²

Berdasarkan Ulrich Tabel 4-23 H/D = 4 – 6 diambil H/D = 6

Volume shell = 0,25 x pi x D² x H

328,9807 = 0,25 x pi x D² x H

D = 4,1183 ft = 1,2553 m = 49,4194 in

H = 7,5315 m

Dc = 49,4194 in

Bc = ¼ Dc = 12,3549 in

De = ½ Dc = 24,7097 in

Hc = 2 Bc = 24,7097 in

Lc = 2 Dc = 98,8389 in

Sc = 1/8 Dc = 6,1774 in

Zc = 2 Dc = 98,8389 in

Jc = ¼ Dc = 12,3549 in

Miu udara = 0,00002 lb/cuft

$$D_{pmin} = \left(\frac{9 \cdot \mu \cdot Bc}{\pi \cdot Ntc \cdot Vc \cdot (\rho_s - \rho)} \right)^{0,5} \text{ Perry 6ed. ; pers.20-63}$$

p solid = 0,9225 kg/L = 57,5894 lb/cuft

p udara = 0,059 lb/cuft

Bc = 12,3549 in = 1,0296 ft

Area cyclone = 2 x Bc² = 2,1200 ft² = 0,1970 m²

Rate volumetric bahan = 164,4903 cuft/detik

Kecepatan bahan volumetric = 77,5885 ft/detik

Nt (number of turn made by gas stream in cyclone separator) = 10 (Perry 6 ed hal 20-86)

Dp min = 0,0002968 ft

Perancangan tebal shell dan tutup

Bahan dipilih Carbon stell

f allowance = 12650 psi (Brownel n Young tabel 13.1)

Faktor korosi © = 0,125

Tebal shell :

Tekanan = 1 atm = 14,7 psi Tebal shell rumusnya :

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{fE - 0,6P} + C \quad [B\&Y, \text{pers.13-1, hal.254}]$$

Dimana dipakai double welded butt joint $E = 0,8$

$T_s = 0,1609$ in dirancang $3/16$ in = 0,0048 m

Tebal tutup atas

Tebal tutup atas diamankan dengan tutup bawah

Tebal tutup bawah:

$$\text{Tebal conical} = \frac{P.D}{2 \cos \alpha (fE - 0,6P)} + C \quad [B\&Y, \text{hal.118; ASME Code}]$$

Alfa = 15°

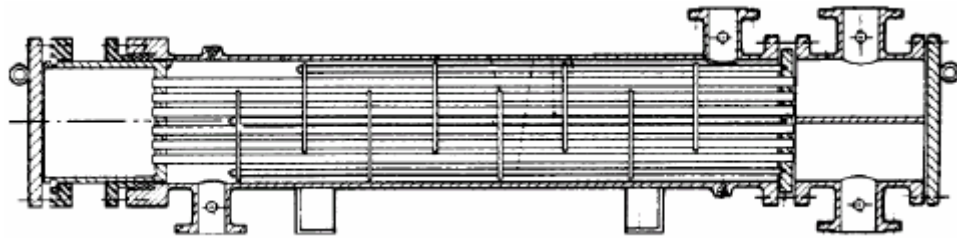
Total conical (tc) = 0,0778 dirancang $3/16$ in = 0,0048 m

Spesifikasi :

Fungsi	: untuk memisahkan padatan yang terikut dalam udara
Tipe	: Van Tongeren Cyclone
Kapasitas	: 328,9807cuft/jam
Diameter partikel	: 0,0002968 ft
Tebal shell	: $3/16$ in
Tebal tutup shell	: $3/16$ in
Tebal tutup bawah	: $3/16$ in
Jumlah	: 1 buah

10. Heater Udara

Fungsi	: memanaskan udara dari 30°C menjadi 120°C
Tipe	: 2 - 4 shell and tube heat exchanger
Dasar pemilihan	: umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar
Kondisi operasi	: $P = 1$ atm dan T steam masuk 200°C
Waktu	: continuous



Perhitungan :

Dari neraca panas dan massa diperoleh massa udara dari Rotary dryer
15885,7064 kg/jam = 35021,9853 lb/jam

Q dibutuhkan = 555060,8561 kJ/jam = 526096,1087 BTU/jam

Log Mean Temperature Difference

Suhu udara masuk : 30°C = 86°F

Suhu udara keluar : 120°C = 248°F

Suhu steam masuk : 200°C = 392°F

dT_1 = suhu steam masuk – suhu steam keluar = 144 °F

dT_2 = suhu steam masuk – suhu udara masuk = 306°F

dT_2/dT_1 = 2,1250

di ln kan = 0,7538

LMTD = 214,9192°F

dT = $FT \times LMTD$ (untuk 2-4 shell and tube , $FT = 0,8$ Kern;225)

dT = 171,9353°F

T_c dan t_c : dipakai temperature rata – rata

T_c = T_{av} media = 392°F

T_c = t_{av} bahan = 167°F

Dipilih pipa ukuran 1 in OD, 16 BWG, 16 ft 1 1/4-in square pitch

a = 0,1963 ft²

Asumsi UD = 5 BTU/jam ft²°F (Kern tabel 9)

A = $Q/(UD \times dT)$

A = 611,9698 ft²

N_t = $A / (L \times a)$

N_t = 194,8452 buah

Digunakan N_t = 204 (Kern tabel 9)

Tube passes = 4

ID shell = 19 1/4 in

Pitch = 1 in²

A baru = $N_t \times a \times 16 = 640,7232 \text{ ft}^2$

UD baru = $Q / (UD \times dT) = 4,78 \text{ BTU /jam ft}^2\text{°F}$

Shell pass = 2

Spesifikasi

Fungsi : Memanaskan udara dari 30°C ke 120°C

Tipe : 2-4 shell and tube heat exchanger

Tube

OD : 3/4 in ; 16 BWG

Panjang : 16 ft

Pitch : 1 in square

Jumlah tube : $N_t = 204$ buah

Passes : 4

Shell

ID : 19,250 in

Passes : 2

Bahan konstruksi : *Stainless stell*

Heat exchanger area : 611,9698 ft²

Jumlah exchanger : 1

11. Cooler

Fungsi : Mendinginkan suhu dari 105°C ke suhu 30°C

Alat : 2-4 shell dan tube heat exchanger

Letak : Setelah evaporator

Shell : Bahan

Tube : Air

Perancangan alat cooler 1

Fluida panas

Suhu masuk : 105 °C

Suhu keluar : 30 °C

Massa masuk : 11370,2583 kg/jam = 25066,7070 lb/jam

Fluida dingin : kebutuhan pendingin 364,6273 kg/jam

Beban pendingin 1817664,2730 kJ/jam

Suhu pendingin masuk : 27°C = 80,6 °F

Suhu pendingin keluar : 60°C = 140 °F

dT = 59,4°F

Menentukan spesifikasi alat

Fluida panas (°F)		Fluida dingin	dT
221 (T1)	Higher temp	140 (t2)	81
86 (T2)	Lower temp	80,6 (t1)	5,4

dt 1 = 5,4°F

dt 2 = 81°F

dt2 – dt 1 = 75,6°F

Menghitung temperature caloric

$R = (T1 - T2) / (t2 - t1) = 2,2727$

$S = (t2 - t1) / (T1 - t1) = 0,4231$

Dari Kern halaman 828

Fig 18 HE 2-4 didapatkan Ft = 0,875

dTLMTD = dT x Ft = 24,4546

dTc/dth = dt1/dt2 = 0,0667

$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2.3 \log \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} x = 27,9481^\circ F$

ta = (t1+t2)/2 = 110,3°F

Ta = (T1+T2)/2 = 153,5°F

Dengan menggunakan fig 17 (Kern hal 827) diperoleh bilangan API gravity untuk slurry biasanya 30 – 35 dan perbedaan suhu shell adalah 66,6°F diperoleh :

Kc = 0,15 dan Fc = 0,285

Tc = T2+ Fc(T1-T2)

Tc = 124,475°F

$$t_c = t_1 + F_c(t_2 - t_1) = 97,529^\circ\text{F}$$

$$\text{densitas tube} = 1,0104 \text{ kg/L}$$

$$\text{densitas shell} = 0,8779 \text{ kg/L}$$

Menghitung viskositas fluida panas

$$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2 \text{ suhu masuk fluida } 67,50^\circ\text{C} = 340,65 \text{ K}$$

Komponen	A	B	C	D	Miu (cp)	
H ₂ SO ₄	-18,7045	3,5E+03	3,31E-02	-1,7E-05	7,1238	Yaws
FeCl ₂	-1,7013	1,91E+03	9,63E-13	-2,87E-16	8184,0230	Yaws
H ₂ O	-10,2158	1729.5	0,01773	-0,00001	0,4171	Yaws
Total					8191,5639	

Menghitung viskositas fluida dingin

$$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2 \text{ suhu masuk fluida } 43,5^\circ\text{C} = 316,65 \text{ K}$$

Komponen	A	B	C	D	Miu (cp)	
H ₂ O	-10,2158	1729.5	0,01773	-0,00001	0,6115	Yaws

Harga konduktivitas thermal : k (BTU/jam ft²°F)

Fluida panas

Komp	A	B	C	k (W/m K)	k (BTU/jam ft ² °F)	k . x (BTU/jam ft ² °F)
H ₂ SO ₄	0,1553	1,07E-03	-1,29E-06	0,3706	0,2141	0,0793
H ₂ O	-0,2758	0,00461	-5,539 10 ⁻⁶	0,6217	0,3592	0,1111
Total						0,1904

(Yaws,1991)

Fluida dingin

$$k = A + BT + CT^2$$

$$T = 316,65 \text{ K}$$

Komp	A	B	C	k (W/m K)	k (BTU/jam ft °F)	k . x (BTU/jam ft°F)
H ₂ O	-0,2758	0,00461	-5,539 10 ⁻⁶	0,6292	0,3636	0,3636

(Yaws, 1991)

Specific heats : c (BTU/lb°F) fluida panas 67,5°C

Komponen	c (BTU/lb °F)	Cp (J/mol K)	BM
H ₂ SO ₄	14,2466	6075	98,079
FeSO ₄	5,9231	3912	151,908
FeCl ₂	12,2772	6766	126,751
H ₂ O	40,8200	3197	18,0153
Total	73,2669		

Fluida dingin 43,5 °C

Komponen	c (BTU/lb °F)	Cp (J/mol K)	BM
H ₂ O	17,8014	1394,3408	18,0153

Specific gravity (s)

Fluida panas

	S	X	s x
H ₂ SO ₄	1,842	0,2946	0,5426
FeSO ₄	1,899	0,3332	0,6327
FeCl ₂	2,7	0,0212	0,0571
H ₂ O	1	0,3511	0,3511
Total			1,5835

Fluida dingin

	S	X	s x
H ₂ O	1	1	1

	Fluida Panas	Fluida Dingin
p campuran, (lb/ft ³)	54,7818	63,048
$\mu \cdot x$ (cp)	8191,5639	0,6115
k (Btu/jam.ft.oF)	0,1904	0,3635
c (Btu/lb.oF)	73,2669	17,8014
s x	1,5835	1,0000

Untuk cooler pendingin air dan fluida panas adalah bahan (aq) Kern hal-840 :

$$UD = 250 - 300 \text{ BTU/ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Diambil } UD = 300 \text{ BTU/ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}$$

$$A = Q / (Ud \times LMTD) = 1817664,27 / (300 \times 27,9481) = 216,7901 \text{ft}^2$$

$$a'' = 0,3925 \text{ ft}^2 / \text{lin ft (Kern hal 843)}$$

$$L = 7 \text{ ft} = 1,0668 \text{ m (ditentukan)}$$

Jumlah tube :

$$N_t = 78,9045$$

Standart = 86 dan 4 pass (kern)

Parameter design dari Tabel 9 Kern halaman 842 :

Pipa = 1,5 in OD tubes

Pitch = 1 7/8 square pitch

Shell side :

$$ID = 25 \text{ in (Kern hal 842)}$$

Baffle = 3

Pass (pasang) = 2

Tube side :

Number and length = 86

OD = 1,5

BWG = 14

Pitch = 1 7/8 square pitch

Passes = 4

Tabel 10 kern halaman 843

	in	Ft	m
OD pipe =	1,5000	0,1250	0,0381
ID pipe =	1,3300	0,1108	0,0338
Pitch, PT =	1,8800	0,1563	0,0476
Panjang pipa, Lt =		7,0000	2,1336
	in ²	ft ² /ft	m ²
Surface per lin ft, a''t =		0,3925	0,0365
Flow area per tube, a't =	0,3925	0,0027	0,0003

Koreksi Ud

$$A = a'' \times Nt \times L = 236,2850 \text{ ft}^2$$

$$Ud = Q / (A \times LMTD) = 275,2483 \text{ BTU/jam ft}^2\text{°F}$$

Fluida panas : Shell side

Flow area (a_s), dimana :

$$C' = \text{clearance beetwen tube} = \text{pitch} - \text{OD tube} = 0,3750 \text{ in}$$

$$B = \text{buffel space} = 2 \text{ in}$$

$$PT = \text{tube pitch} = 1,8750 \text{ in}$$

$$ID = 1 \frac{1}{3} \text{ in}$$

$$a_s = 0,0037 \text{ ft}^2$$

Fluks massa melalui shell (G_s) = $G_s = \frac{w}{a_s}$ dimana :

$$w = 25066,7070 \text{ lb/jam}$$

$$a_s = 0,0037 \text{ ft}^2 \text{ bisa dihitung } G_s = 6784973,32 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$$

Menentukan bilangan Reynold

$$G_s = 6784973,32 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$$

$$D = 0,1250 \text{ ft (fig 28 Kern 838)}$$

$$\text{Miu} = 8191,5639 \text{ lb/ft jam}$$

$$\text{Re}_s = \frac{G_s \cdot D}{\mu} = 103,54$$

Menentukan $jH = 5,4$ (fig 28 Kern 838)

Menentukan k dan c pada $t_a = 153,50^\circ\text{F}$

$$k = 0,1904 \text{ BTU/jam ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

$$c = 73,2669 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\text{miu} = 8191,5639 \text{ lb/ft jam}$$

$$k \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 27,9157 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Menentukan h_o

$$h_o = jH \cdot \frac{k}{D_e} \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \cdot \phi_s = 1205,96 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluida dingin : Tube side

$$\text{Flow area } a_t = N_t \frac{a' \cdot t}{144 \cdot n}$$

Dimana :

$$N_t = 86$$

$$a' = 0,3925 \text{ in}^2$$

$$n = 4$$

$$a_t = 0,0586 \text{ ft}^2$$

Fluks massa melalui tube (Gt)

$$G_t = w / a_t$$

$$w = 803,85 \text{ lb/jam}$$

$$a_t = 0,0586 \text{ ft}^2$$

$$G_t = 13717 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$$

$\text{Re}_t = G_t \times D / \text{miu}$ dimana

$$Gt = 13717 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$$

$$D = 0,1250 \text{ ft (Tabel 10 Kern halaman 843)}$$

$$\text{Miu} = 0,6115 \text{ lb/ft jam}$$

$$\text{Ret} = 2804,20$$

Menentukan $jH = 7$ (Fig 28 kern hal 838)

Menentukan k dan c pada $t_a = 110,30^\circ\text{F}$

$$k = 0,3635 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$c = 17,8014 \text{ BTU/lb }^\circ\text{F}$$

$$\text{miu} = 1 \text{ lb/ft jam}$$

$$k \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 1,3300 \text{ BTU/jam ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

Menentukan h_i

$$h_i = jH \cdot \frac{k}{D_e} \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \cdot \phi = 66,0397 \text{ BTU/jam ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

Menentukan tube wall temperature

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_i \phi}{\phi_s} + \frac{h_o}{\phi_s}} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 117,2345 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$t_w = 320,3525 \text{ K}$$

$$t_w = 47,2025 \text{ }^\circ\text{C}$$

Miu suhu $47,2025 \text{ }^\circ\text{C}$

Fluida Panas :

$$\text{Total} = 396,3106 \text{ cp} = 959,0717 \text{ lb/ft jam}$$

Fluida dingin :

$$\text{H}_2\text{O} = 0,5712 \text{ cp} = 1,2238 \text{ lb/ft jam}$$

$$\phi_t = (\text{miu bahan masuk/miu bahan keluar})^{0,14}$$

$$\phi_t = 1,3502 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Menentukan corrected coefficient

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s = 1628,3403 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\phi_s = \left(\mu / \mu_w \right)^{0.14} = 0,8921$$

Clean Overall coefecient U_c

$$U_c = (h_{io} \cdot h_o) / (h_{io} + h_o) = 56,8566$$

$$\text{Design overall coefecient } U_d = 275,2483 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Faktor kotor (Kern hal 846)

$$R_D = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = 0,0140 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$$

Menghitung Pressure Drop

Fluida panas : shell side

$$Re_s = 103,54$$

$$f \text{ (faktor friksi)} = 0,006 \text{ ft}^2 / \text{in}^2 \text{ (fig 29 Kern hal 839)}$$

$$s = 1,5835$$

$$D_e = 2,0833 \text{ ft}$$

$$N+1 = L/B = 12 \times \text{BWG} / \text{Buffel} = 12 \times 14 / 3 = 56$$

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_e s \phi_s} = 2,7887 \text{ psi}$$

Tube side (fluida dingin) :

$$Re_t = 2804,20$$

$$f = 0,0027 \text{ ft}^2 / \text{in}^2 \text{ (fig 29 Kern hal 839)}$$

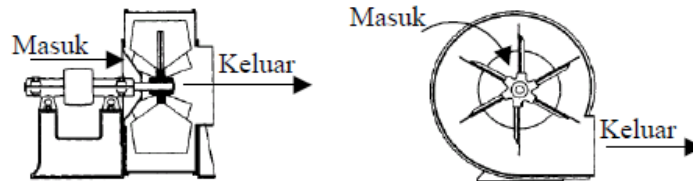
$$s = 1$$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \cdot 10^{10} D_t \cdot \phi_t} = 0,0024 \text{ psi}$$

1628,3403	h outside	58,9137
U_c	Calculated	56,8566
U_d	Trial	300,0000
U_d	Calculated	275,2483
R_d	Calculated	0,0140
R_d	Required	0,0126
Delta Ps	Calculated	2,7887
Delta PT	Calculated	0,0024

12. Blower

- Tugas : Menghembuskan udara ke dalam Rotary Dryer
 Fungsi : Memindahkan udara dari udara bebas ke Rotary Dryer
 Tipe : *Centrifugal Blower*
 Dasar pemilihan : Sesuai dengan jenis bahan dan efisiensi tinggi



Perhitungan rate udara :

$$\text{Massa udara} = 15885,7064 \text{ kg/jam} = 35021,9853 \text{ lb/jam}$$

$$p \text{ campuran pada } P = 1 \text{ atm dan } T=30^\circ\text{C} = 546\text{R} = \text{udara standar } 492 \text{ R}$$

$$\text{BM udara} = 29 \text{ kg/kgmol}$$

$$P = 0,07279 \text{ lb/cuft (Himmelblau;249)}$$

$$\text{Rate volumetric} = 35021,9853 \text{ lb/jam}$$

Asumsi aliran turbulen :

Dipilih pipa 12 in sch 40 (Foust, App.c6A)

$$\text{OD} : 12,75 \text{ in}$$

$$\text{ID} : 12,09 \text{ in}$$

$$A : 115 \text{ in}^2$$

Menghitung faktor kompresibilitas gas masuk blower (Z)

Komponen	Tc (K)	Pc (atm)	W	Tr	Pr
H ₂ O	647,1	217,6	0,345	0,4682	0,0046
O ₂	154,6	49,78	0,022	1,9599	0,0201
N ₂	126,2	33,56	0,038	2,401	0,02978

Sumber : Smth dan Van Ness eds 7

Komponen	B ^o	B'	B (Pc/RTc)	Pr/Tr	Z
H ₂ O	-1,3381	-4,027	-2,7224	0,0098	0,9733
O ₂	-0,0608	0,1288	-0,058	0,0103	0,9994

N₂ -0,0209 0,1347 -0,0158 0,0124 0,9998

Menghitung tenaga blower

$$W = \frac{Z \cdot R \cdot T}{M} \times \frac{n}{n-1} \left\{ \left[\frac{P2}{P1} \right]^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right\}$$

W = 768,9702 kJ/kmol

Hp = 159,1 Hp

Efisiensi blower = 80%

Tenaga blower = 159,1 / 80% = 1,9888 Hp = 2 HP

Spesifikasi

Fungsi : memindahkan udara dari udara bebas ke rotary dryer

Tipe : centrifugal blower

Bahan : Comersial steel

Rate volumetric : 481133 cuft/menit

Adiabatic head : 995 ft lbf/lbm gas

Efisiensi motor : 80%

Power : 1,9888 HP = 2 HP

Jumlah : 1

13. Bucket Elevator

Fungsi : Memindahkan produk ferrosulfat heptahidrat ke silo

Tipe : *Countinous Discharge Bucket Elevator*

Dasar pemilihan : Untuk memindahkan bahan dengan ketinggian tertentu

Perhitungan

Rate massa : 3791,8708 kg/jam = 3,7919 ton/jam

Tinggi bucket : tinggi mixer+ jarak dari dasar = 6,4714 + 1 m = 7,4714 m
= 24,5125 ft

Pemilihan power (Perry 7ed tabel 21-8)

Kapasitas maksimum : 14 ton/jam

Power pada head shaft : 1,6 HP

Power tambahan : 0,02 HP tiap hari

Power tambahan : 0,49025 HP

Power total = 2,0903 HP

Efisiensi motor 80%

Power total = 2,6128 HP

Dari Pery 7ed tabel 21-8 sesuai kapasitas dipilih spesifikasi sebagai berikut :

Spesifikasi :

Fungsi : Memindahkan produk dari *cooling conveyer* ke silo

Tipe : *Continuous Discharge bucket Elevator*

Kapasitas maksimum : 14 ton/jam

Ukuran : 6 in x 4 in x 4,25 in

Bucket spacing : 12 in

Pusat elevator : 25 ft

Tinggi elevator : 7,4714 m

Ukuran feed (maks) : 0,75 m

Bucket speed : 60,9408 ft/menit

Putaran head shaft : 8 rpm

Lebar belt : 7 in

Power total : 2,6128 HP = 3 HP

14. Screw Conveyor

Fungsi : Memindahkan bahan dari kristalizer ke centrifuge

Tipe : *Plain spouts or chutes*

Dasar pemilihan : Umum digunakan untuk slurry dengan sistem tertutup

Kondisi operasi : $T = 30^{\circ}\text{C}$ dan $P = 1 \text{ atm}$

Dari neraca massa dan panas didapatkan laju alir dan densitas

F_v : 11370,2583 kg/jam = 25067,1270 lb/jam

ρ bahan : 1850,3322 kg/m³ = 115,5125 lb/cuft

Volumetrik bahan : 217,0078 cuft/jam = 3,6168 cuft/menit

ρ bahan 115,5125 lb/cuft termasuk kelas D (Badger, Tabel 16-6) dengan

$F = 3$

Power motor = $(C \times L \times W \times F) / 33000$ (Badger, persamaan 16-5) dengan

C = kapasitas, cuft/menit

L = panjang, ft asumsi panjang screw 4 m = 13,1233 ft

W = densitas bahan, lb/cuft

F = faktor bahan

Power motor = 0,4984 HP untuk power < 2HP maka dikalikan 2 (Badger;713)

Power = 0,9969 HP

Jika efisiensi motor 80% ,maka power menjadi 1,2461HP

Dari fig 16-20 Badger untuk kapasitas 217,0078 cuft/jam digunakan ukuran :

Diameter : 10 in

Kecepatan putaran : 13 rpm

Spesifikasi

Fungsi : Memindahkan bahan dari kristalizer ke centrifuge

Tipe : *Plain spouts or chutes*

Kapasitas : 166,9895 cuft/jam

Panjang : 4 m

Diameter : 0,2540 m

Kecepatan putaran : 13 rpm

Power : 1,2461 HP = 1,5 HP

15. Heater Mixer

Fungsi : Memanaskan suhu dari 30°C ke suhu 85°C

Alat : 1-2 shell dan tube heat exchanger

Letak : Setelah silo penyimpanan asam nitrat

Shell : Bahan

Tube : Steam

Kebutuhan pemanas adalah 217,1296 kg/jam

Perancangan alat heater asam sulfat

Fluida dingin :

Suhu masuk : 26,881°C = 80,39°F

Suhu keluar : 85°C = 358°F

Massa masuk : 10621,3413 kg/jam = 23415,6554 lb/jam

Fluida panas : Kebutuhan pemanas 217,1296 kg/jam

Beban pemanas 1727413,283 kJ/jam

Suhu pemanas masuk : 120°C

Suhu pemanas keluar : 100°C

Menentukan spesifikasi alat

Fluida panas (°F)		Fluida dingin	dT
185 (T1)	Higher temp	248 (t2)	63
80,39 (T2)	Lower temp	212 (t1)	131,61

$$dt\ 1 = 131,61^{\circ}\text{F}$$

$$dt\ 2 = 63^{\circ}\text{F}$$

$$dt2 - dt\ 1 = 68,61^{\circ}\text{F}$$

Menghitung temperature caloric

$$R = (T1-T2)/(t2-t1) = 0,3441$$

$$S = (t2-t1)/(T1-t1) = 0,6241$$

Dari Kern halaman 828

Fig 18 HE 1-2 didapatkan $F_t = 0,935$

$$dTLMTD = dT \times F_t = 87,18$$

$$dte/dth = dt1/dt2 = 2,0891$$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2.3 \log \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} \times x = 93,2368^{\circ}\text{F}$$

$$t_a = (t1+t2)/2 = 132,6929^{\circ}\text{F}$$

$$T_a = (T1+T2)/2 = 230^{\circ}\text{F}$$

dengan menggunakan fig 17 (Kern hal 827) diperoleh bilangan API gravity untuk slurry biasanya 30 – 35 dan perbedaan suhu shell adalah 90°F diperoleh:

$$K_c = 0,15 \text{ dan } F_c = 0,49$$

$$T_c = T2 + F_c (T1 - T2)$$

$$T_c = 229,64^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = t1 + F_c(t2 - t1) = 131,6468^{\circ}\text{F}$$

$$\text{densitas tube} = 945,439 \text{ kg/m}^3 = 59,0229 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{densitas shell} = 1336,8044 \text{ kg/m}^3 = 83,4555 \text{ lb/cuft}$$

Menghitung viskositas fluida dingin 30°C

$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2$ suhu masuk fluida $55,94^\circ\text{C} = 329,09 \text{ K}$

Komponen	A	B	C	D	Miu (cp)	(w/w)
H ₂ SO ₄	-18,7045	3496,2	0,03308	-1,702E-5	9,1745	0,5329
FeCl ₂	-1,7013	1912,5	9,63E-13	-2,871E-16	12887,6	0,0015
H ₂ O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,2631E-5	0,4987	0,4459
$\mu \text{ cam} =$			1			
	<u>0,4459</u>	+		<u>0,0015</u>	+	<u>0,5329</u>
	0,4987			12887,5782		9,1745

$$\begin{aligned} \mu \text{ cam} &= 1,05019381 \text{ cP} \\ &= 2,541469021 \text{ lb/ft.h} \end{aligned}$$

Menghitung viskositas steam masuk

$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2$ suhu masuk fluida $110^\circ\text{C} = 383,15 \text{ K}$

Komponen	A	B	C	D	Miu (cp)	(w/w)
H ₂ O	-10,2158	1729.5	0,01773	-1,2631E-5	18,0208	1
$\mu \text{ cam} =$	18,02079374				cP	
						1,125021303 lb/ft.h

Harga konduktivitas thermal : k (BTU/jam ft[°]F) Fluida dingin

Komp	A	B	C	k (W/m K)	k (BTU/jam ft °F)	(w/w)
H ₂ SO ₄	0,1553	1,07E-3	-1,29E-6	0,3681	0,2127	0,5329
H ₂ O	-0,2758	4,61E-3	-5,54E-6	0,6421	0,3710	0,4459

(Yaws,1991)

$$\begin{aligned} k \text{ cam} &= 1 \\ &= \frac{\underline{0,5329} + \underline{0,4459}}{0,2127 + 0,3710} \end{aligned}$$

$$k \text{ cam} = 1,601133027 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

Fluida panas

$$k = A + BT + CT^2$$

$$T = 393 \text{ K}$$

Komp	A	B	C	k (W/m K)	k (BTU/jam ft °F)
H ₂ O	-0,2758	4,61E-3	-5,54E-6	0,6781	0,3918

(Yaws, 1991)

Specific heats : c (BTU/lb°F) fluida dingin 30°C

Komponen	c (BTU/lb °F)	Cp (J/mol K)	BM
H ₂ SO ₄	10,3160	4399	98,079
FeCl ₂	8,9918	4955	126,715
FeSO ₄	4,3120	2848	151,908
H ₂ O	29,7276	2329	18,0153
Total	23,6197		

Fluida panas 110°C

Komponen	c (BTU/lb °F)	Cp (J/mol K)	BM
H ₂ O	81,7068	6399,8821	18,0153

Specific gravity (s)

Fluida panas

	x	S	(w/w)				
H ₂ SO ₄	0,5329	1,842	0,5329				
FeCl ₂	0,0015	2,7	0,0015				
FeSO ₄	0,0197	1,899	0,0197				
H ₂ O	0,4459	1	0,4459				
s =	1						
	<u>0,5329</u>	+	<u>0,0015</u>	+	<u>0,0197</u>	+	<u>0,4459</u>
	1,8420		2,7000		1,8990		1,0000
s =	1,340219612						

Fluida dingin

	x	s	s.x
H ₂ O	1	1	1

	Fluida Dingin	Fluida Panas
ρ campuran, (lb/ft ³)	83,4555	59,0229
μ .x (cp)	2,5415	1,1250
k (Btu/jam.ft.oF)	1,6011	0,3918
c (Btu/lb.oF)	23,6197	81,7068
s x	1,3402	1

Untuk heater pemanas steam dan fluida dingin adalah bahan (aq) Kern dalam 840

$$UD = 200 - 700 \text{ BTU/ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}$$

Diambil UD = 200 BTU/ft² jam °F

$$A = Q / (Ud \times LMTD) = 104,5249 \text{ ft}^2$$

$$A = 104,5249 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0,3271 \text{ ft}^2 / \text{lin ft (Kern hal 843)}$$

$$L = 3,5 \text{ ft} = 1,0668 \text{ m (ditentukan)}$$

Jumlah tube :

$$N_t = 91,3001$$

Standart = 112 dan 2 pass (kern)

Parameter design dari Tabel 9 Kern halaman 842

Pipa = 1,25 in OD tubes

Pitch = 1,5625 square pitch

Shell side

ID = 23,25 in (Kern hal 842)

Baffle = 3

Pass (pasang) = 1

Tube side

Number and length = 112

$$OD = 1,25$$

$$BWG = 14$$

$$Pitch = 1,5625 \text{ square pitch}$$

$$Passes = 2$$

Tabel 10 kern halaman 843

	In	ft	m
OD pipe=	1,2500	0,1042	0,0318
ID pipe =	1,0800	0,0900	0,0274
Pitch, PT =	1,5625	0,1302	0,0397
Panjang pipa, Lt =		3,5000	1,0668
	in ²	ft ² /ft	m ²
Surface per lin ft, a't =		0,3271	0,0304
Flow area per tube, a't =	0,9230	0,0064	0,0006

Koreksi Ud

$$A = a' \times N_t \times L = 128,2232 \text{ ft}^2$$

$$U_d = Q / (A \times \text{LMTD}) = 163,0358 \text{ BTU/jam ft}^2\text{°F}$$

Fluida panas : Shell side

$$\text{Flow area } (a_s) = a_s = \frac{ID \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_T} \text{ dimana}$$

$$C' = \text{clearance beetwen tube} = \text{pitch} - \text{OD tube} = 0,3125 \text{ in}$$

$$B = \text{buffel space} = 3 \text{ in}$$

$$P_T = \text{tube pitch} = 1,5625 \text{ in}$$

$$ID = 23,25 \text{ in}$$

$$a_s = 0,0969 \text{ ft}^2$$

$$\text{Fluks massa melalui shell } (G_s) = G_s = \frac{w}{a_s} \text{ dimana}$$

$$w = 478,68 \text{ lb/jam}$$

$$a_s = 0,0969 \text{ ft}^2 \text{ bisa dihitung } G_s = 4941,22 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$$

Menentukan bilangan Reynold

$$G_s = 4941,22 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$$

$$D = 0,1042 \text{ ft (fig 28 Kern 838)}$$

$$\text{Miu} = 2,5415 \text{ lb/ft jam}$$

$$\text{Re}_s = \frac{G_s \cdot D}{\mu} = 202,5248$$

$$jH = 7 \text{ (fig 28 Kern 838)}$$

Menentukan k dan c pada $t_a = 132,6929^\circ\text{F}$

$$k = 1,6011 \text{ BTU/jam ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

$$c = 23,6197 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 2,5415 \text{ lb/ft jam}$$

$$k \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 5,3589 \text{ BTU/jam ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

Menentukan h_o

$$h_o = jH \cdot \frac{k}{D_e} \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \cdot \phi_s = 360,1147 \text{ BTU/jam ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

Fluida dingin : Tube side

$$\text{Flow area } a_t = N_t \frac{a' \cdot t}{144 \cdot n}$$

Dimana :

$$N_t = 112$$

$$a' = 0,923 \text{ in}^2$$

$$n = 2$$

$$a_t = 0,3589 \text{ ft}^2$$

Fluks massa melalui tube (Gt)

$$G_t = w / a_t$$

$$w = 478,68 \text{ lb/jam}$$

$$a_t = 0,3589 \text{ ft}^2$$

$$G_t = 1333,58 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$$

$Re_s = G_t \times D / \mu$ dimana

$$G_t = 1333,58 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$$

$$D = 0,09 \text{ ft (Tabel 10 Kern halaman 843)}$$

$$\mu = 1,1250 \text{ lb/ft jam}$$

$$Re_t = 106,6843$$

$$jH = 2,5 \text{ (Fig 28 kern hal 838)}$$

Menentukan k dan c pada $t_a = 230^\circ\text{F}$

$$k = 0,3918 \text{ BTU/jam ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

$$c = 81,7068 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 1,1250 \text{ lb/ft jam}$$

$$k \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 2,4165 \text{ BTU/jam ft}^2\text{ } ^\circ\text{F}$$

Menentukan hio

$$hi = jH \cdot \frac{k}{D_e} \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \cdot \phi_t = 57,9968 \text{ BTU/jam ft}^2\text{ } ^\circ\text{F}$$

Menentukan tube wall temperature

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_c}{\phi_s}}{\frac{h_{io}}{\phi_t} + \frac{h_c}{\phi_s}} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 214,2438^\circ\text{F}$$

$$t_w = 374,2465 \text{ K}$$

$$t_w = 101,0965^\circ\text{C}$$

$$\text{Miu suhu } 55,94^\circ\text{C}$$

Fluida Dingin :

$$\text{Total} = 23,9824 \text{ cp} = 58,0373 \text{ lb/ft jam}$$

Fluida Panas :

$$\text{H}_2\text{O} = 18,0208 \text{ cp} = 43,6103 \text{ lb/ft jam}$$

$$\phi_t = (\text{miu bahan masuk/miu bahan keluar})^{0,14}$$

$$\phi_t = 0,5993$$

Menentukan corrected coefficient

$$h_c = \frac{h_c}{\phi_s} \times \phi_s = 232,3987 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 0,6454$$

Menentukan corrected coefesient

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \times \phi_t = 40,2263 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Clean Overall coefecient U_c

$$U_c = (h_{io} \cdot h_o)/(h_{io} + h_o) = 34,2909 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Design overall coefecient } U_d = 163,0358 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Faktor kotor (Kern hal 846)

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} = 0,0230 \text{ jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/Btu}$$

Menghitung Pressure Drop

Fluida dingin : shell side

$$Re_s = 202,5248$$

$$f \text{ (faktor friksi)} = 0,0046 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \text{ (fig 29 Kern hal 839)}$$

$$s = 1,3402$$

$$D_e = 1,9375 \text{ ft}$$

$$N+1 = L/B = 12 \times \text{BWG} / \text{Buffel} = 12 \times 14 / 3 = 56$$

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_e s \phi_s} = 0,0026 \text{ psi}$$

Tube side ;fluida panas

$$Re_t = 106,6843$$

$$f = 0,006 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \text{ (fig 29 Kern hal 839)}$$

$$s = 1$$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \cdot 10^{10} D_t \cdot \phi_t} = 0,0313 \text{ psi}$$

232,40	h outside	40,23
Uc	Calculated	34,29
Ud	Trial	200
Ud	Calculated	163
Rd	Calculated	0,0230
Rd	Required	0,0100
Delta Ps	Calculated	0,0026
Delta PT	Calculated	0,0313

16. Heater *Pickling Liquor*

Fungsi : Memanaskan bahan baku *pickling liquor* dari 30°C ke suhu 85°C

Alat : 1-2 shell dan tube heat exchanger

Letak : Setelah silo penyimpanan *pickling liquor*

Shell : Bahan

Tube : Steam

Kebutuhan pemanas adalah 54,0542 kg/jam

Perancangan alat heater *pickling liquor*

Fluida dingin :

Suhu masuk : 30°C = 86°F

Suhu keluar : 85°C = 185°F

Massa masuk : 4046,1980 kg/jam = 8920,1896 lb/jam

Fluida panas : Kebutuhan pemanas 54,0542 kg/jam

Beban pemanas 430037,9053 kJ/jam

Suhu pemanas masuk : 120°C

Suhu pemanas keluar : 100°C

Menentukan spesifikasi alat

Fluida dingin (°F)		Fluida panas (°F)	dt
185 (T1)	Highter temp	248 (t2)	63
86 (T2)	Lower temp	212 (t1)	126

$$dt\ 1 = 63\ ^\circ\text{F}$$

$$dt\ 2 = 126\ ^\circ\text{F}$$

$$dt2 - dt1 = 63\ ^\circ\text{F}$$

Menghitung temperature caloric

$$R = (T1 - T2) / (t2 - t1) = 0,3636$$

$$S = (t2 - t1) / (T1 - t1) = 0,6111$$

Dari Kern halaman 828. Fig 18 HE 4-8 didapatkan $F_t = 0,92$

$$dTLMTD = dT \times F_t = 83,71$$

$$d_{tc}/d_{th} = dt1/dt2 = 2$$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2.3 \log \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} \times x = 90,9919\ ^\circ\text{F}$$

$$t_a = (t_1+t_2)/2 = 135,5^\circ\text{F}$$

$$T_a = (T_1+T_2)/2 = 230^\circ\text{F}$$

dengan menggunakan fig 17 (Kern hal 827) diperoleh bilangan API gravity untuk slurry biasanya 30 – 35 dan perbedaan suhu shell adalah 45 °F diperoleh:

$$K_c = 0,15 \text{ dan } F_c = 0,545$$

$$T_c = T_2 + F_c(T_1 - T_2)$$

$$T_c = 231,62^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_1 + F_c(t_2 - t_1) = 139,955^\circ\text{F}$$

$$\text{densitas tube} = 59,0229 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{densitas shell} = 23,2130 \text{ lb/cuft}$$

Menghitung viskositas fluida dingin 57,50°C

$$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2 \text{ suhu masuk fluida } 57,50^\circ\text{C} = 330,65 \text{ K}$$

Komponen	A	B	C	D	Miu (cp)	(w/w)	
FeCl ₂	-1,7013	1,91 10 ³	9,63 10 ⁻¹³	-2,87 10 ⁻¹⁶	12099,3404	0,7937	
HCl	-1,515	194,6	0,003067	-1,38 10 ⁻⁵	0,0383	0,0114	
H ₂ O	-10,2158	1792,5	0,01770	-1,26 10 ⁻⁵	0,4862	0,1949	
$\mu_{\text{cam}} =$			1				
	<u>0,2283</u>	+	<u>0,1203</u>	+	<u>0,0164</u>	+	<u>0,376674066</u>
	4,6137		0,0190		3115,9708		0,2941
$\mu_{\text{cam}} =$	0,1303						cP
	0,3153						lb/ft.h

Menghitung viskositas steam masuk

$$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2 \text{ suhu masuk fluida } 110^\circ\text{C} = 383,15 \text{ K}$$

Komponen	A	B	C	D	Miu (cp)	(w/w)	
H ₂ O	-10,2158	1729,5	0,01773	-0,00001	18,0208	1	
$\mu_{\text{cam}} =$	18,0208						Cp
	1,1250						lb/ft.h

Harga konduktivitas thermal : k (BTU/jam ft°F)

Fluida dingin

Komp	A	B	C	k (W/m K)	k (BTU/jam ft °F)	(w/w)
H ₂ SO ₄	0,1553	1,07 10 ⁻³	-1,29 10 ⁻⁶	0,3749	0,2166	0,2283
HCl	0,8045	-2,1 10 ⁻³	-2,32 10 ⁻¹⁶	0,0306	0,0177	0,1203
H ₂ O	-0,2758	4,61 10 ⁻³	-5,54 10 ⁻⁶	0,6714	0,3879	0,3767

(Yaws,1991)

$$k_{cam} = \frac{1}{\frac{0,1203}{0,0177} + \frac{0,3767}{0,3879} + \frac{0,228337956}{0,21662091}}$$

$$k_{cam} = 0,1134 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

Fluida panas

$$k = A + BT + CT^2$$

$$T = 382,65 \text{ K}$$

Komp	A	B	C	k (W/m K)	k (BTU/jam ft °F)	(w/w)
H ₂ O	-0,2758	0,00461	-5,539 10 ⁻⁶	0,6779	0,3917	1

Specific heats : c (BTU/lb°F) fluida dingin 57,50°C

Komponen	c (BTU/lb °F)	Cp (J/mol K)	BM
HCl	22,0942	3502	36,4609
FeCl ₂	9,4374	5201	126,751
H ₂ O	31,2334	2446	18,0153
Total	62,7650		

Fluida panas 110°C

Komponen	c (BTU/lb °F)	Cp (J/mol K)	BM
H ₂ O	81,7068	6399,8821	18,0153

Specific gravity (s)

Fluida dingin

Komponen	s	x
HCl	1,18	0,0114
FeCl ₂	2,7	0,7937
H ₂ O	1	0,1949
s =	1	
	<u>0,0114</u>	+ <u>0,7937</u> + <u>0,1949</u>
	1,1800	2,7000 1,0000
s =	2,0059	

Fluida panas

Komponen	s	x
H ₂ O	1	1

	Fluida Dingin	Fluida Panas
pcampuran, (lb/ft ³)	23,2130	59,0229
μ.x (cp)	3,4624	1,1250
k (Btu/jam.ft.oF)	1,4192	0,3918
c (Btu/lb.oF)	62,7650	81,7068
s x	2,0059	1

Untuk heater pemanas steam dan fluida dingin (aq) Kern, hal 840

$$UD = 200 - 700 \text{ BTU/ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}$$

Diambil UD = 200 BTU/ft² jam °F

$$A = Q / (Ud \times LMTD) = 27,0981 \text{ ft}^2$$

$$A = 27,0981 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0,3271 \text{ ft}^2 / \text{lin ft (Kern hal 843)}$$

$$L = 3,5 \text{ ft} = 1,0668 \text{ m (ditentukan)}$$

Jumlah tube :

$$N_t = 23,6695$$

Standart = 24 dan 2 pass (kern)

Parameter design dari Tabel 9 Kern halaman 842

Pipa = 1,25 in OD tubes

Pitch = 1,5625 square pitch

Shell side

ID = 12 in (Kern hal 842)

Baffel = 3

Pass (pasang) = 1

Tube side

Number and length = 24

OD = 1,25

BWG = 14

Pitch = 1,5625 square pitch

Passes = 2

Tabel 10 kern halaman 843

		in	ft	m
OD pipe	=	1,2500	0,1042	0,0318
ID pipe	=	1,0800	0,0858	0,0274
Pitch, PT	=	1,5625	0,1302	0,0397
Panjang pipa, Lt	=		3,5000	1,0668
		in ²	ft ² /ft	m ²
Surface per lin ft, a"t	=		0,3271	0,0304
Flow area per tube, a't =		0,923	0,0064	0,0006

Koreksi Ud

$$A = a'' \times N_t \times L = 27,4764 \text{ ft}^2$$

$$U_d = Q / (A \times \text{LMTD}) = 197,2462 \text{ BTU/jam ft}^2\text{°F}$$

Fluida dingin : Shell side

$$a_s = \frac{ID \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_T}$$

Flow area (a_s) dimana :

$C' = \text{clearance beetwen tube} = \text{pitch} - \text{OD tube} = 0,3125 \text{ in}$

$B = \text{buffel space} = 3 \text{ in}$

$PT = \text{tube pitch} = 1,5625 \text{ in}$

$ID = 12 \text{ in}$

$a_s = 0,05 \text{ ft}^2$

Fluks massa melalui shell (G_s) = $G_s = \frac{w}{a_s}$ dimana :

$w = 119,17 \text{ lb/jam}$

$a_s = 0,05 \text{ ft}^2$ bisa dihitung $G_s = 2383,34 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$

Menentukan bilangan Reynold

$G_s = 2383,34 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$

$D = 0,10417 \text{ ft}$ (fig 28 Kern 838)

$Miu = 3,4624 \text{ lb/ft jam}$

$$Re_s = \frac{G_s \cdot D}{\mu} = 71,7029$$

$jH = 4,6$ (fig 28 Kern 838)

Menentukan k dan c pada $t_a = 135,5^\circ\text{F}$

$k = 1,4192 \text{ BTU/jam ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$

$c = 62,7650 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$

$miu = 3,4624 \text{ lb/ft jam}$

$$k \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 7,5927 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Menentukan h_o

$$h_o = jH \cdot \frac{k}{D_e} \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \cdot \phi_s = 335,2913 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Fluida panas : Tube side

$$\text{Flow area } a_t = N_t \cdot \frac{a' \cdot t}{144 \cdot n}$$

Dimana :

$N_t = 24$

$a' \cdot t = 0,923 \text{ in}^2$

$n = 2$

$$a_t = 0,0769 \text{ ft}^2$$

Fluks massa melalui tube (Gt)

$$G_t = w / a_t$$

$$w = 119,17 \text{ lb/jam}$$

$$a_t = 0,0769 \text{ ft}^2$$

$$G_t = 1549,30 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$$

Re s = Gt x D / miu dimana

$$G_t = 1549,30 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$$

$$D = 0,0858 \text{ ft (Tabel 10 Kern halaman 843)}$$

$$\text{Miu} = 1,1250 \text{ lb/ft jam}$$

$$\text{Ret} = 123,9418$$

$$jH = 2,5 \text{ (Fig 28 kern hal 838)}$$

Menentukan k dan c pada $t_a = 230^\circ\text{F}$

$$k = 0,3918 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$c = 81,7068 \text{ BTU/lb }^\circ\text{F}$$

$$\text{miu} = 1,1250 \text{ lb/ft jam}$$

$$k \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 2,4165 \text{ BTU/jam ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

Menentukan hio

$$h_i = jH \cdot \frac{k}{D_e} \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \cdot \phi_t = 57,9968 \text{ BTU/jam ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

Menentukan tube wall temperature

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_{io}}{\phi_t} + \frac{h_o}{\phi_s}} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 216,3297^\circ\text{F}$$

$$t_w = 375,4054 \text{ K}$$

$$t_w = 102,2554^\circ\text{C}$$

$$\text{Miu suhu } 57,50^\circ\text{C}$$

Fluida Dingin :

$$\text{Total} = 9602,9991 \text{ cp} = 23239,2579 \text{ lb/ft jam}$$

Fluida dingin

$$\text{H}_2\text{O} = 18,0208 \text{ cp} = 43,6103 \text{ lb/ft j am}$$

$$\phi_t = (\text{miu bahan masuk/miu bahan keluar})^{0,14}$$

$$\phi_t = 0,5993$$

Menentukan corrected coefficient

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s = 97,6482 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\phi_s = (\mu / \mu_w)^{0,14} = 0,2912$$

Menentukan corrected coefesient

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \times \phi_t = 40,2263 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Clean Overall coefecient U_c

$$U_c = (h_{io} \cdot h_o) / (h_{io} + h_o) = 28,4899 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Design overall coefecient } U_d = 197,2462 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Faktor kotor (Kern hal 846)

$$R_D = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,0300 \text{ jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/Btu}$$

Menghitung Pressure Drop

Fluida dingin : shell side

$$\text{Res} = 71,7029$$

$$f \text{ (faktor friksi)} = 0,0076 \text{ ft}^2 / \text{in}^2 \text{ (fig 29 Kern hal 839)}$$

$$s = 2,0059$$

$$D_e = 1 \text{ ft}$$

$$N+1 = L/B = 12 \times \text{BWG} / \text{Buffel} = 12 \times 14 / 4 = 56$$

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e s \phi_s} = 7,6108 \times 10^{-4} \text{ psi}$$

Tube side ;fluida panas

$$\text{Ret} = 123,9418$$

$$f = 0,006 \text{ ft}^2 / \text{in}^2 \text{ (fig 29 Kern hal 839)}$$

$$s = 1$$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \cdot 10^{10} D_t \cdot \phi_t} = 3,125 \times 10^{-2} \text{ psi}$$

97,65	h outside	40,23
Uc	Calculated	28,49
Ud	Trial	200
Ud	Calculated	197
Rd	Calculated	0,0300
Rd	Required	0,0300
Delta Ps	Calculated	$7,6107 \cdot 10^{-4}$
Delta PT	Calculated	$3,1286 \cdot 10^{-2}$

17. Heater-03

Fungsi : Memanaskan keluaran dari reaktor 85°C ke suhu 105°C

Alat : 1-2 shell dan tube heat exchanger

Letak : Setelah reaktor

Shell : Bahan

Tube : Steam

Kebutuhan pemanas adalah 95,6022 kg/jam

Perancangan alat heater-03

Fluida dingin :

Suhu masuk : 85°C = 185°F

Suhu keluar : 105°C = 221°F

Massa masuk : 14667,5346 kg/jam = 32335,8347 lb/jam

Fluida panas : Kebutuhan pemanas 95,6022 kg/jam

Beban pemanas 798609,3397 kJ/jam

Suhu pemanas masuk : 120°C

Suhu pemanas keluar : 100°C

Menentukan spesifikasi alat

Fluida dingin (°F)		Fluida panas (°F)	dt
221 (T1)	Higher temp	248 (t2)	27
185 (T2)	Lower temp	210,20 (t1)	25,20

$$dt\ 1 = 27^{\circ}\text{F}$$

$$dt\ 2 = 25,20^{\circ}\text{F}$$

$$dt2 - dt1 = 1,80^{\circ}\text{F}$$

Menghitung temperature caloric

$$R = (T1-T2)/(t2-t1) = 1,05$$

$$S = (t2-t1)/(T1-t1) = 0,5714$$

Dari Kern halaman 828. Fig 18 HE 4-8 didapatkan $F_t = 0,78$

$$dTLMTD = dT \times F_t = 20,37$$

$$dTC/dth = dt1/dt2 = 0,9333$$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2.3 \log \left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)} \times dTLMTD = 26,1190^{\circ}\text{F}$$

$$t_a = (t1+t2)/2 = 203^{\circ}\text{F}$$

$$T_a = (T1+T2)/2 = 229,1^{\circ}\text{F}$$

dengan menggunakan fig 17 (Kern hal 827) diperoleh bilangan API gravity untuk slurry biasanya 30 – 35 dan perbedaan suhu shell adalah 45 °F diperoleh:

$$K_c = 0,15 \text{ dan } F_c = 0,485$$

$$T_c = T2 + F_c(T1-T2)$$

$$T_c = 228,53^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = t1 + F_c(t2-t1) = 202,46^{\circ}\text{F}$$

$$\text{densitas tube} = 59,0549 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{densitas shell} = 72,4366 \text{ lb/cuft}$$

Menghitung viskositas fluida dingin 95°C

$$\log \mu = A + B/T + CT + DT^2 \text{ suhu masuk fluida } 95^{\circ}\text{C} = 368,15 \text{ K}$$

Komponen	A	B	C	D	Miu (cp)	(w/w)
H ₂ SO ₄	-18,7045	3496,2	3,31 10 ⁻²	-1,70 10 ⁻⁵	4,6137	0,2283
HCl	-1,515	194,6	0,003067	-1,38 10 ⁻⁵	0,0190	0,1203

FeCl ₂	-1,7013	1,91 10 ³	9,63 10 ⁻¹³	-2,87 10 ⁻¹⁶	3115,9708	0,0164
H ₂ O	-10,2158	1792,5	0,01770	-1,26 10 ⁻⁵	0,2941	0,3767

$$\mu \text{ cam} = \frac{0,2283}{4,6137} + \frac{0,1203}{0,0190} + \frac{0,0164}{3115,971} + \frac{0,3767}{0,2941}$$

$$\mu \text{ cam} = 0,1303 \text{ cP}$$

$$= 0,3153 \text{ lb/ft.h}$$

Menghitung viskositas steam masuk

$$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2 \text{ suhu masuk fluida } 109,5^\circ\text{C} = 382,65 \text{ K}$$

Komponen	A	B	C	D	Miu (cp)	(w/w)
H ₂ O	-10,2158	1729,5	0,01773	-0,00001	17,9070	1

$$\mu \text{ cam} = 17,9070 \text{ Cp}$$

$$= 1,1179 \text{ lb/ft.h}$$

Harga konduktivitas thermal : k (BTU/jam ft°F)

Fluida dingin

Komp	A	B	C	k (W/m K)	k (BTU/jam ft °F)	(w/w)
H ₂ SO ₄	0,1553	1,07 10 ⁻³	-1,29 10 ⁻⁶	0,3749	0,2166	0,2283
HCl	0,8045	-2,1 10 ⁻³	-2,32 10 ⁻¹⁶	0,0306	0,0177	0,1283
H ₂ O	-0,2758	4,61 10 ⁻³	-5,54 10 ⁻⁶	0,6714	0,3879	0,3767

$$k \text{ cam} = \frac{0,2283}{0,2166} + \frac{0,1283}{0,0177} + \frac{0,3767}{0,3879}$$

$$k \text{ cam} = 0,1134 \text{ Btu/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

Fluida panas

$$k = A + BT + CT^2$$

$$T = 383,15 \text{ K}$$

Komp	A	B	C	k (W/m K)	k (BTU/jam ft °F)	(w/w)
H ₂ O	-0,2758	0,00461	-5,539 10 ⁻⁶	0,6779	0,3917	1

Specific heats : c (BTU/lb°F) fluida dingin 95°C

Komponen	c (BTU/lb °F)	Cp (J/mol K)	BM
H ₂ SO ₄	23,7435	10124,9597	98,079
FeSO ₄	9,7557	6443,3600	151,908
HCl	53,3384	8455,4982	36,4609
FeCl ₂	19,9372	10987,2107	126,751
H ₂ O	67,2260	5265,6368	18,0153
Total	174,0008		

Fluida panas 110°C

Komponen	c (BTU/lb °F)	Cp (J/mol K)	BM
H ₂ O	81,7068	6399,8821	18,0153

Specific gravity (s)

Fluida dingin

Komponen	s	x
H ₂ SO ₄	1,842	0,2283
FeSO ₄	1,899	0,2583
HCl	1,18	0,1203
FeCl ₂	2,7	0,0164
H ₂ O	1	0,3767

$$s = \frac{0,2283}{1,842} + \frac{0,2583}{1,899} + \frac{0,1203}{1,18} + \frac{0,0164}{0,3767} + \frac{0,3767}{1}$$

$$s = 1,3429$$

Fluida panas

Komponen	s	x
H ₂ O	1	1

	Fluida Dingin	Fluida Panas
ρ campuran, (lb/ft ³)	72,4366	59,0548
μ .x (cp)	0,3153	1,1179
k (Btu/jam.ft.oF)	0,1134	0,3917
c (Btu/lb.oF)	174,0008	81,7068
s x	1,3429	1,0000

Untuk heater pemanas steam dan fluida dingin (aq) Kern, hal 840

$$UD = 200 - 700 \text{ BTU/ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Diambil } UD = 200 \text{ BTU/ft}^2 \text{ jam } ^\circ\text{F}$$

$$A = Q / (Ud \times LMTD) = 206,7788 \text{ ft}^2$$

$$A = 206,7788 \text{ ft}^2$$

$$a'' = 0,3271 \text{ ft}^2 / \text{ lin ft (Kern hal 843)}$$

$$L = 3,5 \text{ ft} = 1,0668 \text{ m (ditentukan)}$$

Jumlah tube :

$$N_t = 180,6165$$

Standart = 188 dan 2 pass (kern)

Parameter design dari Tabel 9 Kern halaman 842

Pipa = 1,25 in OD tubes

Pitch = 1,5625 square pitch

Shell side

ID = 29 in (Kern hal 842)

Baffel = 3

Pass (pasang) = 1

Tube side

Number and length = 188

OD = 1,25

BWG = 14

Pitch = 1,5625 square pitch

Passes = 2

Tabel 10 kern halaman 843

	in	ft	m
OD pipe =	1,2500	0,1042	0,0318
ID pipe =	1,0800	0,0858	0,0274
Pitch, PT =	1,5625	0,1302	0,0397
Panjang pipa, Lt =		3,5000	1,0668
	in ²	ft ² /ft	m ²
Surface per lin ft, a''t =		0,3271	0,0304
Flow area per tube, a't =	0,923	0,0064	0,0006

Koreksi Ud

$$A = a'' \times N_t \times L = 215,2318 \text{ ft}^2$$

$$Ud = Q / (A \times LMTD) = 192,1453 \text{ BTU/jam ft}^2\text{°F}$$

Fluida dingin : Shell side

$$a_s = \frac{ID \cdot C' \cdot B}{144 \cdot P_T}$$

Flow area (a_s) dimana :

$$C' = \text{clearance beetwen tube} = \text{pitch} - \text{OD tube} = 0,3125 \text{ in}$$

$$B = \text{buffel space} = 3 \text{ in}$$

$$P_T = \text{tube pitch} = 1,5625 \text{ in}$$

$$ID = 29 \text{ in}$$

$$a_s = 0,1208 \text{ ft}^2$$

$$\text{Fluks massa melalui shell (Gs)} = G_s = \frac{w}{a_s} \text{ dimana :}$$

$$w = 210,76 \text{ lb/jam}$$

$$a_s = 0,1208 \text{ ft}^2 \text{ bisa dihitung } G_s = 1744,25 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$$

Menentukan bilangan Reynold

$$G_s = 1744,25 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$$

$$D = 0,10417 \text{ ft (fig 28 Kern 838)}$$

$$\text{Miu} = 0,3153 \text{ lb/ft jam}$$

$$\text{Re}_s = \frac{G_s \cdot D}{\mu} = 576,3209$$

$$jH = 11 \text{ (fig 28 Kern 838)}$$

Menentukan k dan c pada $t_a = 203^\circ\text{F}$

$$k = 0,1134 \text{ BTU/jam ft}^2\text{°F}$$

$$c = 174,0008 \text{ BTU/lb °F}$$

$$\text{miu} = 0,3153 \text{ lb/ft jam}$$

$$k \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 0,8902 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F}$$

Menentukan h_o

$$h_o = jH \cdot \frac{k}{D_e} \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \cdot \phi_s = 94,0055 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F}$$

Fluida panas : Tube side

$$\text{Flow area } a_t = N_t \frac{a' t}{144 \cdot n}$$

Dimana :

$$N_t = 188$$

$$a' t = 0,923 \text{ in}^2$$

$$n = 2$$

$$a_t = 0,6025 \text{ ft}^2$$

Fluks massa melalui tube (Gt)

$$G_t = w / a_t$$

$$w = 210,76 \text{ lb/jam}$$

$$a_t = 0,6025 \text{ ft}^2$$

$$G_t = 349,81 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$$

Re s = Gt x D / miu dimana

$$G_t = 349,81 \text{ lb/ft}^2\text{jam}$$

$$D = 0,0858 \text{ ft (Tabel 10 Kern halaman 843)}$$

$$\text{Miu} = 1,1179 \text{ lb/ft jam}$$

$$\text{Ret} = 28,1619$$

$$jH = 1,5 \text{ (Fig 28 kern hal 838)}$$

Menentukan k dan c pada $t_a = 229,1\text{°F}$

$$k = 0,3917 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F}$$

$$c = 81,7068 \text{ BTU/lb °F}$$

$$\text{miu} = 1,1179 \text{ lb/ft jam}$$

$$k \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} = 2,4110 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Menentukan h_{io}

$$h_{io} = jH \cdot \frac{k}{D_e} \left(\frac{c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \cdot \phi_t = 34,7184 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Menentukan tube wall temperature

$$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_{io}}{\phi_t} + \frac{h_o}{\phi_s}} (T_c - t_c)$$

$$t_w = 220,7254 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_w = 377,9974 \text{ K}$$

$$t_w = 104,8474 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Miu suhu $95 \text{ } ^\circ\text{C}$

Fluida Dingin :

$$\text{Total} = 51,1010 \text{ cp} = 123,6645 \text{ lb/ft jam}$$

Fluida dingin

$$\text{H}_2\text{O} = 17,9070 \text{ cp} = 43,3349 \text{ lb/ft j am}$$

$$\phi_t = (\text{miu bahan masuk/miu bahan keluar})^{0,14}$$

$$\phi_t = 0,5993$$

Menentukan corrected coefficient

$$h_o = \frac{h_o}{\phi_s} \times \phi_s = 40,7430 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\phi_s = (\mu / \mu_w)^{0,14} = 0,4334$$

Menentukan corrected coefesient

$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} \times \phi_t = 24,0805 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Clean Overall coefecient U_c

$$U_c = (h_{io} \cdot h_o) / (h_{io} + h_o) = 15,1351 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Design overall coefecient } U_d = 192,1453 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Faktor kotor (Kern hal 846)

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} = 0,0609 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu}$$

Menghitung Pressure Drop

Fluida dingin : shell side

$$Re_s = 576,3209$$

$$f \text{ (faktor friksi)} = 0,004 \text{ ft}^2 / \text{in}^2 \text{ (fig 29 Kern hal 839)}$$

$$s = 1,3429$$

$$De = 2,4167 \text{ ft}$$

$$N+1 = L/B = 12 \times \text{BWG} / \text{Buffel} = 12 \times 14 / 4 = 56$$

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_e s \phi_s} = 5,2041 \times 10^{-4} \text{ psi}$$

Tube side ;fluida panas

$$Re_t = 28,1619$$

$$f = 0,015 \text{ ft}^2 / \text{in}^2 \text{ (fig 29 Kern hal 839)}$$

$$s = 1$$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5.22 \cdot 10^{10} D_t \cdot \phi_t} = 4,5636 \times 10^{-6} \text{ psi}$$

40,74	h outside	24,08
Uc	Calculated	15,14
Ud	Trial	200
Ud	Calculated	192
Rd	Calculated	0,0609
Rd	Required	0,0300
Delta Ps	Calculated	$5,2041 \cdot 10^{-4}$
Delta PT	Calculated	$4,5636 \cdot 10^{-6}$

18. Belt Conveyor

Fungsi : Mengangkut bahan dari centrifuge ke RD

Jenis : Horizontal Belt Conveyor

Bahan : Karet

Laju alir massa : 3828,1778 kg/jam
 Faktor kelonggaran : 0,2
 Kapasitas : 4593,8134 kg/jam = 4,5938 ton/jam
 Daya motor : 1 HP
 Kecepatan belt : 3 m / 35,64 sekon = 0,0842 m/s

Dipakai belt conveyor kapasitas 64000 ton/tahun

(Tabel 7-7 Perry 1999 hal 7-10)

- a. Lebar belt : 18 in
- b. Luas area : 0,18 ft²
- c. Kecepatan Belt Normal : 76 m/menit
- d. Kecepatan Belt maksimum : 107 m/menit
- e. Belt plies maksimum : 6
- f. Belt plies minimum : 4
- g. Kecepatan belt : 30,48 m/menit
- h. Asumsi panjang belt : 5 m
- i. Daya motor digunakan : 1 HP

19. Pompa-01

Fungsi : memompa bahan baku *pickling liquor* ke tangki penampungan

Dari Arus 1, didapatkan :

$$p = 29,0069 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{miu campuran} = 2,3428 \text{ cp} = 0,0016 \text{ lb/ft s}$$

Menentukan kapasitas pompa

$$Q_f = \frac{\text{Kapasitas}}{\rho} = 8,7081 \text{ m}^3 / \text{jam} = 0,0854 \text{ cuft /sekon} = 38,3157 \text{ gpm}$$

Diambil overdesign 20%

Faktor keamanan 20%

$$\text{Sehinga kapasitas pompa} = Q = 12,5397 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menghitung diameter optimum pipa aliran turbulen $N_{re} > 2100$

$$D_{opt} = 3,0 Q^{0,36} \mu^{0,18} \quad (\text{Walas, 1988})$$

$$D_{opt} = 1,6446 \text{ in} = 0,0418 \text{ m}$$

Digunakan pipa standart (Tabel 11 hal 844)

D nominal : 2 in

ID : 1,939 in

OD : 2,38 in

Sch : 80

Flow area perpipa (A) : $2,95 \text{ in}^2 = 0,0205 \text{ ft}^2$

Menghitung kecepatan linier fluida (v)

$V = Q / A$ dengan :

Q = Laju alir volumetric (cuft/s)

A = luas penampang (ft^2)

$v = 6,0040 \text{ ft/s} = 1,8300 \text{ m/s}$

Menghitung bilangan Reynold

$NRe = D \times v \times \rho / \mu$, dengan

$NRe = 21939,9803$ ($NRe > 2100$ jadi aliran Turbulen)

Neraca Tenaga

Tenaga mekanik teoritik dihitung dengan pers Bernauli

$$\frac{\Delta v^2}{2 \cdot g_c} + \frac{\Delta z \cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F = -W_f \quad (\text{Peters, hal 486})$$

Dimana :

Dv = beda kecepatan linier fluida

a = faktor koreksi terhadap tenaga kinetis s^2/lb

g_c = faktor koreksi – $32174 \text{ lb ft/ lbf s}^2$

Dz = beda elevasi

g = konstanta gravitasi m/s^2

ρ = densitas fluida lb/cuft

SF = total friksi pada sistem pemipaan

-Wf = Total head

Menghitung velocity head

Velocity head = $v^2 / 2 g_c$, dimana

$g = 9,8 \text{ m/s}$

$v = 1,8300 \text{ m/s}$

maka velocity head = 0,1709 m = 0,5606 ft

Menghitung static head

$$\text{Static head} = \frac{\Delta z \cdot g}{g_c}$$

Tinggi cairan dalam shell = 1 m = 3,2808 ft

Tinggi tangki = 25,9699 ft

Delta z = 22,6891 ft = 6,9156 m

Menghitung pressure head

Tekanan luar 1 atm

Tekanan dalam tangki 1 atm

Pressure head = delta P / p = 0

Menghitung friction head

NRe = 21939,9803

ID = 1,939 in, diperoleh :

Relative Roughness $\epsilon/D = 0,0009$ (Grafik 126 Brown halaman 141)

f = 0,014 (Grafik 125 Brown halaman 140)

Komponen		Jumlah	Le/D		L atau Le
			ft	m	m
Pipa Lurus	Horizontal	3,0000	18,3727	5,6000	16,8000
	Vertikal	3,0000	18,3727	5,6000	16,8000
Fitting	Standar Elbow 90°	4,0000	41,01	12,5000	50,0000
	Check Valve	1,0000	49,21	15,0000	15,0000
	Gate Valve (fully open)	1,0000	1,20	1,2000	1,2000
Total					99,8000

Sumber : Coulson Richadson Halaman 203

Panjang ekuivalen pipa (L + Le) = 99,8 m = 327,43 ft

$$\sum F = \frac{f * (L + Le) * V^2}{2 * g * ID}$$

Dimana :

f = faktor friksi = 0,014

$V =$ kecepatan linier fluida = 6,0040 ft/s

$L_e =$ Panjang ekuivalen = 327,4278 ft

$g_c =$ faktor konversi = 32174 lb ft / lbf s²

$D =$ diameter dalam pipa = 0,1616 ft

$\Sigma F = 0,0159$ ft lbf / lbfm = 0,0048 m

Menghitung total head

$$(-W_s) = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \Delta z + \frac{\Delta V^2}{2 * g} + \Sigma F$$

$-W_s = 7,0913$ m = 23,2656 ft

$Q = 12,5397$ m³/jam

Total head = 7,0913 m = 279,1868 in (Grafik 5.6 Coulson Hall 99)

Diperoleh jenis pompa : Centrifugal single stage 3500 rpm

Menghitung Pompa Teoritis

Tenaga pompa dapat dicari dengan persamaan

$$\text{BHP teoritis} = \frac{Q \cdot -W_f \cdot \rho}{550}$$

Diketahui :

$Q = 0,1230$ cuft/s

$-W_f = 23,2656$ ft

$\rho = 29,0069$ lb/cuft

sehingga :

BHP Teoritis = 0,1509 HP

Menghitung tenaga pompa actual

BHP teoritis = 0,1509HP

Kapasitas pompa = 55,1746 gpm

Efisiensi centrifugal pump 0,42 (Grafik 12-17 Peters hal 516)

BHP actual = BHP teoritis / efisiensi = 0,3594 HP

Menghitung Power Motor

BHP actual 0,3594 HP

Efisiensi motor = 80%

Power motor = BHP pompa / efisiensi motor

Power motor = 0,4492 HP = 334,9779 watt

Standar NEMA = 1/2 HP

Menghitung Spesific Pump Speed

$$N_s = \frac{N * Q^{0.5}}{(h)^{0.75}} \text{ (Pers 5.1 Coulson)}$$

N = 3500 rpm (Grafik 5.6 Coulson hal 200)

Ns = 2454,1569 rpm

Menurut Coulson and Richardson impeller pompa dapat dipilih berdasarkan Spesific Speednya jika :

1. Ns = 400 – 1000, dipilih *Radial Flow Impellers*
2. Ns = 1000 – 7000 dipilih *Mixed Flow Impellers*
3. Ns > 7000 dipilih *Axial Flow Impellers*

Sehingga untuk pompa dengan Ns = 2454,1569 rpm digunakan pompa jenis *Mixed flow impellers*.

Spesifikasi Pompa

Jenis : Centrifugal Single Stage 3500 rpm
 Impeller : *Mixed flow impellers*
 Driver : Motor electric 1/2 HP

20. Pompa-02

Fungsi : memompa bahan baku H₂SO₄ ke tangki penampungan

Dari Arus 2, didapatkan :

p = 113,8490 lb/cuft

miu campuran = 17,9945 cp = 0,0121 lb/ft s

Menentukan kapasitas pompa

$$Q_f = \frac{\text{Kapasitas}}{\rho} = 3,0199 \text{ m}^3 / \text{jam} = 0,0296 \text{ cuft /sekon} = 13,2877 \text{ gpm}$$

Diambil overdesign 20%

Faktor keamanan 20%

Sehinga kapasitas pompa = Q = 4,3487 m³/jam

Menghitung diameter optimum pipa aliran turbulen Nre>2100

$$D_{opt} = 3,0 \cdot Q^{0.36} \cdot \mu^{0.18}$$

(Walas, 1988)

$$D_{opt} = 1,6213 \text{ in} = 0,0412 \text{ m}$$

Digunakan pipa standart (Tabel 11 hal 844)

D nominal : 2 in

ID : 1,939 in

OD : 2,38 in

Sch : 80

$$\text{Flow area perpipa (A)} : 2,95 \text{ in}^2 = 0,0205 \text{ ft}^2$$

Menghitung kecepatan linier fluida (v)

$$V = Q / A \text{ dengan :}$$

Q = Laju alir volumetric (cuft/s)

A = luas penampang (ft²)

$$v = 2,0822 \text{ ft/s} = 0,6346 \text{ m/s}$$

Menghitung bilangan Reynold

$$NRe = D \times v \times \rho / \mu, \text{ dengan}$$

$$NRe = 3888,0248 \text{ (} NRe > 2100 \text{ jadi aliran Turbulen)}$$

Neraca Tenaga

Tenaga mekanik teoritik dihitung dengan pers Bernauli

$$\frac{\Delta v^2}{2 \cdot g_c} + \frac{\Delta z \cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F = -W_f \quad (\text{Peters, hal 486})$$

Dimana :

Dv = beda kecepatan linier fluida

a = faktor koreksi terhadap tenaga kinetis s²/lb

gc = faktor koreksi – 32174 lb ft/ lbf s²

Dz = beda elevasi

g = konstanta gravitasi m/s²

p = densitas fluida lb/cuft

SF = total friksi pada sistem pemipaan

-Wf = Total head

Menghitung velocity head

$$\text{Velocity head} = v^2 / 2 g_c, \text{ dimana}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}$$

$$v = 0,6346 \text{ m/s}$$

$$\text{maka velocity head} = 0,0206 \text{ m} = 0,0674 \text{ ft}$$

Menghitung static head

$$\text{Static head} = \frac{\Delta z g}{g_c}$$

$$\text{Tinggi cairan dalam shell} = 1 \text{ m} = 3,2808 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi tangki} = 23,9005 \text{ ft}$$

$$\text{Delta } z = 20,6196 \text{ ft} = 6,2847 \text{ m}$$

Menghitung pressure head

Tekanan luar 1 atm

Tekanan dalam tangki 1 atm

$$\text{Pressure head} = \frac{\Delta P}{\rho} = 0$$

Menghitung friction head

$$NRe = 3888,0248$$

ID = 1,939 in, diperoleh :

Relative Roughness $\epsilon/D = 0,0009$ (Grafik 126 Brown halaman 141)

$f = 0,014$ (Grafik 125 Brown halaman 140)

Komponen	Jumlah	Le/D		L atau Le	
		ft	m	m	m
Pipa Lurus	Horizontal	3,0000	18,3727	5,6000	16,8000
	Vertikal	3,0000	18,3727	5,6000	16,8000
Fitting	Standar Elbow 90°	4,0000	41,01	12,5000	50,0000
	Check Valve	1,0000	49,21	15,0000	15,0000
	Gate Valve (fully open)	1,0000	1,20	1,2000	1,2000
Total					99,8000

Sumber : Coulson Richardson Halaman 203

Panjang ekuivalen pipa (L + Le) = 99,8 m = 327,43 ft

$$\sum F = \frac{f * (L + Le) * V^2}{2 * g * ID}$$

Dimana :

f = faktor friksi = 0,014

V = kecepatan linier fluida = 2,0822 ft/s

L_e = Panjang ekuivalen = 327,4278 ft

g_c = faktor konversi = 32174 lb ft / lbf s²

D = diameter dalam pipa = 0,1616 ft

ΣF = 0,0019 ft lbf / lbf = 0,0006 m

Menghitung total head

$$(-W_s) = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \Delta z + \frac{\Delta V^2}{2 * g} + \Sigma F$$

$-W_s = 6,3060 \text{ m} = 20,6890 \text{ ft}$

$Q = 4,3487 \text{ m}^3/\text{jam}$

Total head = 6,3060 m = 248,2677 in (Grafik 5.6 Coulson Hall99)

Diperoleh jenis pompa : Centrifugal single stage 3500 rpm

Menghitung Pompa Teoritis

Tenaga pompa dapat dicari dengan persamaan

$$\text{BHP teoritis} = \frac{Q \cdot -W_f \cdot \rho}{550}$$

Diketahui :

$Q = 0,0427 \text{ cuft/s}$

$-W_f = 20,6890 \text{ ft}$

$\rho = 113,8490 \text{ lb/cuft}$

sehingga :

BHP Teoritis = 0,1827 HP

Menghitung tenaga pompa actual

BHP teoritis = 0,1827HP

Kapasitas pompa = 19,1343 gpm

Efisiensi centrifugal pump 0,25 (Grafik 12-17 Peters hal 516)

BHP actual = BHP teoritis / efisiensi = 0,7308 HP

Menghitung Power Motor

BHP actual 0,7308 HP

Efisiensi motor = 80%

Power motor = BHP pompa / efisiensi motor

Power motor = 0,9135 HP = 681,1650 watt

Standar NEMA = 1 HP

Menghitung Specific Pump Speed

$$N_s = \frac{N * Q^{0.5}}{(h)^{0.75}} \text{ (Pers 5.1 Coulson)}$$

N = 3500 rpm (Grafik 5.6 Coulson hal 200)

N_s = 1578,2301 rpm

Menurut Coulson and Richardson impeller pompa dapat dipilih berdasarkan Specific Speednya jika :

1. N_s = 400 – 1000, dipilih *Radial Flow Impellers*
2. N_s = 1000 – 7000 dipilih *Mixed Flow Impellers*
3. N_s > 7000 dipilih *Axial Flow Impellers*

Sehingga untuk pompa dengan N_s = 1578,2301 rpm digunakan pompa jenis *Mixed flow impellers*.

Spesifikasi Pompa

Jenis : Centrifugal Single Stage 3500 rpm

Impeller : *Mixed flow impellers*

Driver : Motor electric 1 HP

21. Pompa-03

Fungsi : memompa H₂SO₄ dari tangki penampungan ke mixer

Dari Arus 2, didapatkan :

p = 113,8490 lb/cuft

miu campuran = 17,9945 cp = 0,0121 lb/ft s

Menentukan kapasitas pompa

$$Q_f = \frac{\text{Kapasitas}}{\rho} = 3,0199 \text{ m}^3 / \text{jam} = 0,0296 \text{ cuft} / \text{sekon} = 13,2877 \text{ gpm}$$

Diambil oversize 20%

Faktor keamanan 20%

Sehinga kapasitas pompa = $Q = 4,3487 \text{ m}^3/\text{jam}$

Menghitung diameter optimum pipa aliran turbulen $N_{re} > 2100$

$$D_{opt} = 3,0 Q^{0,36} \mu^{0,18} \quad (\text{Walas, 1988})$$

$$D_{opt} = 1,6213 \text{ in} = 0,0412 \text{ m}$$

Digunakan pipa standart (Tabel 11 hal 844)

D nominal : 2 in

ID : 1,939 in

OD : 2,38 in

Sch : 80

$$\text{Flow area perpipa (A)} : 2,95 \text{ in}^2 = 0,0205 \text{ ft}^2$$

Menghitung kecepatan linier fluida (v)

$$V = Q / A \text{ dengan :}$$

Q = Laju alir volumetric (cuft/s)

A = luas penampang (ft²)

$$v = 2,0822 \text{ ft/s} = 0,6346 \text{ m/s}$$

Menghitung bilangan Reynold

$$N_{Re} = D \times v \times \rho / \mu, \text{ dengan}$$

$$N_{Re} = 3888,0248 \quad (N_{Re} > 2100 \text{ jadi aliran Turbulen})$$

Neraca Tenaga

Tenaga mekanik teoritik dihitung dengan pers Bernauli

$$\frac{\Delta v^2}{2 \cdot g_c} + \frac{\Delta z \cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F = -W_f \quad (\text{Peters, hal 486})$$

Dimana :

Dv = beda kecepatan linier fluida

a = faktor koreksi terhadap tenaga kinetis s²/lb

gc = faktor koreksi – 32174 lb ft/ lbf s²

Dz = beda elevasi

g = konstanta gravitasi m/s²

p = densitas fluida lb/cuft

SF = total friksi pada sistem pemipaan

-Wf = Total head

Menghitung velocity head

Velocity head = $v^2 / 2 g_c$, dimana

$g = 9,8 \text{ m/s}$

$v = 0,6346 \text{ m/s}$

maka velocity head = $0,0206 \text{ m} = 0,0674 \text{ ft}$

Menghitung static head

$$\text{Static head} = \frac{\Delta z g}{g_c}$$

Tinggi cairan dalam shell = $1 \text{ m} = 3,2808 \text{ ft}$

Tinggi mixer = $10,2778 \text{ ft}$

Delta z = $6,9969 \text{ ft} = 2,1327 \text{ m}$

Menghitung pressure head

Tekanan luar 1 atm

Tekanan dalam mixer 1 atm

Pressure head = $\Delta P / \rho = 0$

Menghitung friction head

$NRe = 3888,0248$

ID = 1,939 in, diperoleh :

Relative Roughness $\epsilon/D = 0,0009$ (Grafik 126 Brown halaman 141)

$f = 0,014$ (Grafik 125 Brown halaman 140)

Komponen	Jumlah	Le/D	L atau Le		
			ft	m	m
Pipa Lurus	Horizontal	3,0000	18,3727	5,6000	16,8000
	Vertikal	3,0000	18,3727	5,6000	16,8000
Fitting	Standar Elbow 90°	4,0000	41,01	12,5000	50,0000
	Check Valve	1,0000	49,21	15,0000	15,0000
	Gate Valve (fully open)	1,0000	1,20	1,2000	1,2000
Total					99,8000

Sumber : Coulson Richadson Halaman 203

Panjang ekuivalen pipa (L + Le) = $99,8 \text{ m} = 327,43 \text{ ft}$

$$\sum F = \frac{f * (L + Le) * V^2}{2 * g * ID}$$

Dimana :

$f =$ faktor friksi = 0,014

$V =$ kecepatan linier fluida = 2,0823 ft/s

$L_e =$ Panjang ekuivalen = 327,4278 ft

$g_c =$ faktor konversi = 32174 lb ft / lbf s²

$D =$ diameter dalam pipa = 0,1616 ft

$\Sigma F =$ 0,0019 ft lbf / lbf = 0,0006 m

Menghitung total head

$$(-W_s) = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \Delta z + \frac{\Delta V^2}{2 * g} + \Sigma F$$

$-W_s =$ 2,1538 m = 7,0662 ft

$Q =$ 4,3487 m³/jam

Total head = 2,1538 m = 84,7948 in (Grafik 5.6 Coulson Hall 99)

Diperoleh jenis pompa : Centrifugal single stage 3500 rpm

Menghitung Pompa Teoritis

Tenaga pompa dapat dicari dengan persamaan

$$\text{BHP teoritis} = \frac{Q_s - W_f \cdot \rho}{550}$$

Diketahui :

$Q =$ 0,0427 cuft/s

$-W_f =$ 7,0662 ft

$\rho =$ 113,8490 lb/cuft

sehingga :

BHP Teoritis = 0,0624 HP

Menghitung tenaga pompa actual

BHP teoritis = 0,0624 HP

Kapasitas pompa = 19,1343 gpm

Efisiensi centrifugal pump 0,25 (Grafik 12-17 Peters hal 516)

BHP actual = BHP teoritis / efisiensi = 0,2496 HP

Menghitung Power Motor

BHP actual 0,2496 HP

Efisiensi motor = 80%

Power motor = BHP pompa / efisiensi motor

Power motor = 0,3120 HP = 232,6490 watt

Standar NEMA = 1/2 HP

Menghitung Spesific Pump Speed

$$N_s = \frac{N * Q^{0.5}}{(h)^{0.75}} \text{ (Pers 5.1 Coulson)}$$

N = 3500 rpm (Grafik 5.6 Coulson hal 200)

N_s = 3532,5115 rpm

Menurut Coulson and Richardson impeller pompa dapat dipilih berdasarkan Spesific Speednya jika :

1. N_s = 400 – 1000, dipilih *Radial Flow Impellers*
2. N_s = 1000 – 7000 dipilih *Mixed Flow Impellers*
3. N_s > 7000 dipilih *Axial Flow Impellers*

Sehingga untuk pompa dengan N_s = 3532,5115 rpm digunakan pompa jenis *Mixed flow impellers*.

Spesifikasi Pompa

Jenis : Centrifugal Single Stage 3500 rpm

Impeller : *Mixed flow impellers*

Driver : Motor electric 1/2 HP

22. Pompa-04

Fungsi : memompa *pickling liquor* dari tangki penampungan ke HE

Dari Arus 1, didapatkan :

p = 29,0069 lb/cuft

miu campuran = 2,3428 cp = 0,0016 lb/ft s

Menentukan kapasitas pompa

$$Q_f = \frac{\text{Kapasitas}}{\rho} = 8,7081 \text{ m}^3 / \text{jam} = 0,0854 \text{ cuft /sekon} = 38,3157 \text{ gpm}$$

Diambil overdesign 20%

Faktor keamanan 20%

Sehingga kapasitas pompa = $Q = 12,5397 \text{ m}^3/\text{jam}$

Menghitung diameter optimum pipa aliran turbulen $N_{re} > 2100$

$$D_{opt} = 3,0 Q^{0,36} \mu^{0,18} \quad (\text{Walas, 1988})$$

$$D_{opt} = 1,6446 \text{ in} = 0,0418 \text{ m}$$

Digunakan pipa standart (Tabel 11 hal 844)

D nominal : 2 in

ID : 1,939 in

OD : 2,38 in

Sch : 80

$$\text{Flow area perpipa (A)} : 2,95 \text{ in}^2 = 0,0205 \text{ ft}^2$$

Menghitung kecepatan linier fluida (v)

$$V = Q / A \text{ dengan :}$$

Q = Laju alir volumetric (cuft/s)

A = luas penampang (ft²)

$$v = 6,0040 \text{ ft/s} = 1,8300 \text{ m/s}$$

Menghitung bilangan Reynold

$$N_{Re} = D \times v \times \rho / \mu, \text{ dengan}$$

$$N_{Re} = 21939,9803 \quad (N_{Re} > 2100 \text{ jadi aliran Turbulen})$$

Neraca Tenaga

Tenaga mekanik teoritik dihitung dengan pers Bernauli

$$\frac{\Delta v^2}{2 \cdot g_c} + \frac{\Delta z \cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F = -W_f \quad (\text{Peters, hal 486})$$

Dimana :

Dv = beda kecepatan linier fluida

a = faktor koreksi terhadap tenaga kinetis s²/lb

g_c = faktor koreksi – 32174 lb ft/ lbf s²

Dz = beda elevasi

g = konstanta gravitasi m/s²

p = densitas fluida lb/cuft

SF = total friksi pada sistem pemipaan

-Wf = Total head

Menghitung velocity head

Velocity head = $v^2 / 2 g_c$, dimana

$g = 9,8 \text{ m/s}$

$v = 1,8300 \text{ m/s}$

maka velocity head = 0,1709 m = 0,5606 ft

Menghitung static head

$$\text{Static head} = \frac{\Delta z g}{g_c}$$

Tinggi cairan dalam shell = 1 m = 3,2808 ft

Tinggi HE = 8,2021 ft

Delta z = 4,9213 ft = 1,5 m

Menghitung pressure head

Tekanan luar 1 atm

Tekanan dalam HE 1 atm

Pressure head = delta P / p = 0

Menghitung friction head

NRe = 21939,9803

ID = 1,939 in, diperoleh :

Relative Roughness $\epsilon/D = 0,0009$ (Grafik 126 Brown halaman 141)

$f = 0,014$ (Grafik 125 Brown halaman 140)

Komponen		Jumlah	Le/D		L atau Le
			ft	m	m
Pipa Lurus	Horizontal	3,0000	18,3727	5,6000	16,8000
	Vertikal	3,0000	18,3727	5,6000	16,8000
Fitting	Standar Elbow 90°	4,0000	41,01	12,5000	50,0000
	Check Valve	1,0000	49,21	15,0000	15,0000
	Gate Valve (fully open)	1,0000	1,20	1,2000	1,2000
Total					99,8000

Sumber : Coulson Richadson Halaman 203

Panjang ekuivalen pipa (L + Le) = 99,8 m = 327,43 ft

$$\sum F = \frac{f * (L + Le) * V^2}{2 * g * ID}$$

Dimana :

f = faktor friksi = 0,014

V = kecepatan linier fluida = 6,0040 ft/s

Le = Panjang ekuivalen = 327,4278 ft

gc = faktor konversi = 32174 lb ft / lbf s²

D = diameter dalam pipa = 0,1616 ft

ΣF = 0,0159 ft lbf / lbf = 0,0048 m

Menghitung total head

$$(-Ws) = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \Delta z + \frac{\Delta V^2}{2 * g} + \sum F$$

-Ws = 1,6757 m = 5,4977 ft

Q = 12,5397 m³/jam

Total head = 1,6757 m = 65,9728 in (Grafik 5.6 Coulson Hall 99)

Diperoleh jenis pompa : Centrifugal single stage 3500 rpm

Menghitung Pompa Teoritis

Tenaga pompa dapat dicari dengan persamaan

$$\text{BHP teoritis} = \frac{Q \cdot -Wf \cdot \rho}{550}$$

Diketahui :

Q = 0,1230 cuft/s

-Wf = 5,4977 ft

p = 29,0069 lb/cuft

sehingga :

BHP Teoritis = 0,0357 HP

Menghitung tenaga pompa actual

BHP teoritis = 0,0357 HP

Kapasitas pompa = 55,1746 gpm

Efisiensi centrifugal pump 0,42 (Grafik 12-17 Peters hal 516)

BHP actual = BHP teoritis / efisiensi = 0,0849 HP

Menghitung Power Motor

BHP actual 0,0849 HP

Efisiensi motor = 80%

Power motor = BHP pompa / efisiensi motor

Power motor = 0,1062 HP = 79,1564 watt

Standar NEMA = 1/2 HP

Menghitung Spesific Pump Speed

$$N_s = \frac{N * Q^{0.5}}{(h)^{0.75}} \text{ (Pers 5.1 Coulson)}$$

N = 3500 rpm (Grafik 5.6 Coulson hal 200)

Ns = 7241,0242 rpm

Menurut Coulson and Richardson impeller pompa dapat dipilih berdasarkan Spesific Speednya jika :

1. Ns = 400 – 1000, dipilih *Radial Flow Impellers*
2. Ns = 1000 – 7000 dipilih *Mixed Flow Impellers*
3. Ns > 7000 dipilih *Axial Flow Impellers*

Sehingga untuk pompa dengan Ns = 7241,0242 rpm digunakan pompa jenis *Axial flow impellers*.

Spesifikasi Pompa

Jenis : Centrifugal Single Stage 3500 rpm

Impeller : *Axial flow impellers*

Driver : Motor electric 1/2 HP

23. Pompa-05

Fungsi : memompa dari mixer ke HE sebelum masuk reaktor

Dari Arus 4, didapatkan :

p = 92,7699 lb/cuft

miu campuran = 1,7176 cp = 0,0012 lb/ft s

Menentukan kapasitas pompa

$$Q_f = \frac{\text{Kapasitas}}{\dots}$$

$$= 7,1474 \text{ m}^3 / \text{jam} = 0,0701 \text{ cuft} / \text{sekon} = 31,4487 \text{ gpm}$$

Diambil overdesign 20%

Faktor keamanan 20%

Sehinga kapasitas pompa = $Q = 10,2923 \text{ m}^3/\text{jam}$

Menghitung diameter optimum pipa aliran turbulen $N_{re} > 2100$

$$D_{opt} = 3,0 Q^{0,36} \mu^{0,18} \quad (\text{Walas, 1988})$$

$$D_{opt} = 1,4485 \text{ in} = 0,0368 \text{ m}$$

Digunakan pipa standart (Tabel 11 hal 844)

D nominal : 1 1/2 in

ID : 1,5 in

OD : 1,9 in

Sch : 80

$$\text{Flow area perpipa (A)} : 1,76 \text{ in}^2 = 0,0122 \text{ ft}^2$$

Menghitung kecepatan linier fluida (v)

$$V = Q / A \text{ dengan :}$$

Q = Laju alir volumetric (cuft/s)

A = luas penampang (ft²)

$$v = 8,2599 \text{ ft/s} = 2,5176 \text{ m/s}$$

Menghitung bilangan Reynold

$$N_{Re} = D \times v \times \rho / \mu, \text{ dengan}$$

$$N_{Re} = 1261368,408 \quad (N_{Re} > 2100 \text{ jadi aliran Turbulen})$$

Neraca Tenaga

Tenaga mekanik teoritik dihitung dengan pers Bernauli

$$\frac{\Delta v^2}{2 \cdot g_c} + \frac{\Delta z \cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F = -W_f \quad (\text{Peters, hal 486})$$

Dimana :

Dv = beda kecepatan linier fluida

a = faktor koreksi terhadap tenaga kinetis s²/lb

gc = faktor koreksi – 32174 lb ft/ lbf s²

Dz = beda elevasi

g = konstanta gravitasi m/s^2

p = densitas fluida $lb/cuft$

SF = total friksi pada sistem pemipaan

-Wf = Total head

Menghitung velocity head

Velocity head = $v^2 / 2 g_c$, dimana

$g = 9,8 m/s$

$v = 2,5176 m/s$

maka velocity head = $0,3234 m = 1,0610 ft$

Menghitung static head

$$\text{Static head} = \frac{\Delta z g}{g_c}$$

Tinggi cairan dalam shell = $1 m = 3,2808 ft$

Tinggi HE = $8,20 ft$

Delta $z = 4,9213 ft = 1,5 m$

Menghitung pressure head

Tekanan luar $1 atm$

Tekanan dalam HE $1 atm$

Pressure head = $\Delta P / p = 0$

Menghitung friction head

$NRe = 1261368,408$

ID = $1,5 in$, diperoleh :

Relative Roughness $\epsilon/D = 0,0012$ (Grafik 126 Brown halaman 141)

$f = 0,015$ (Grafik 125 Brown halaman 140)

Komponen		Jumlah	Le/D		L atau Le
			ft	m	m
Pipa Lurus	Horizontal	3,0000	18,3727	5,6000	16,8000
	Vertikal	3,0000	18,3727	5,6000	16,8000
Fitting	Standar Elbow 90°	4,0000	41,01	12,5000	50,0000
	Check Valve	1,0000	49,21	15,0000	15,0000

Gate Valve (fully open)	1,0000	1,20	1,2000	1,2000
Total				99,8000

Sumber : Coulson Richadson Halaman 203

Panjang ekuivalen pipa (L + Le) = 99,8 m = 327,43 ft

$$\sum F = \frac{f * (L + Le) * V^2}{2 * g * ID}$$

Dimana :

f = faktor friksi = 0,015

V = kecepatan linier fluida = 8,2599 ft/s

Le = Panjang ekuivalen = 327,4278 ft

gc = faktor konversi = 32174 lb ft / lbf s²

D = diameter dalam pipa = 0,125 ft

ΣF = 0,0417 ft lbf / lbf = 0,0127 m

Menghitung total head

$$(-Ws) = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \Delta z + \frac{\Delta V^2}{2 * g} + \sum F$$

-Ws = 1,8361 m = 6,0239 ft

Q = 10,2923 m³/jam

Total head = 1,8361 m = 72,2868 in (Grafik 5.6 Coulson Hall 99)

Diperoleh jenis pompa : Centrifugal single stage 3500 rpm

Menghitung Pompa Teoritis

Tenaga pompa dapat dicari dengan persamaan

$$\text{BHP teoritis} = \frac{Q * -Wf * \rho}{550}$$

Diketahui :

Q = 0,1010 cuft/s

-Wf = 6,0239 ft

p = 92,7699 lb/cuft

sehingga :

BHP Teoritis = 0,1026 HP

Menghitung tenaga pompa actual

BHP teoritis = 0,1026 HP

Kapasitas pompa = 45,2861 gpm

Efisiensi centrifugal pump 0,4 (Grafik 12-17 Peters hal 516)

BHP actual = BHP teoritis / efisiensi = 0,2565 HP

Menghitung Power Motor

BHP actual 0,2565 HP

Efisiensi motor = 80%

Power motor = BHP pompa / efisiensi motor

Power motor = 0,3206 HP = 239,0571 watt

Standar NEMA = 1/2 HP

Menghitung Specific Pump Speed

$$N_s = \frac{N * Q^{0.5}}{(h)^{0.75}} \text{ (Pers 5.1 Coulson)}$$

N = 3500 rpm (Grafik 5.6 Coulson hal 200)

N_s = 6125,5123 rpm

Menurut Coulson and Richardson impeller pompa dapat dipilih berdasarkan Specific Speednya jika :

1. N_s = 400 – 1000, dipilih *Radial Flow Impellers*
2. N_s = 1000 – 7000 dipilih *Mixed Flow Impellers*
3. N_s > 7000 dipilih *Axial Flow Impellers*

Sehingga untuk pompa dengan N_s = 6125,5123 rpm digunakan pompa jenis *Mixed flow impellers*.

Spesifikasi Pompa

Jenis : Centrifugal Single Stage 3500 rpm

Impeller : *Mixed flow impellers*

Driver : Motor electric 1/2 HP

24. Pompa-06

Fungsi : memompa dari reaktor ke HE sebelum evaporator

Dari Arus 5, didapatkan :

p = 94,0148 lb/cuft

miu campuran = 0,1555 cp = 0,0001 lb/ft s

Menentukan kapasitas pompa

$$Q_f = \frac{\text{Kapasitas}}{\rho} = 9,7396 \text{ m}^3 / \text{jam} = 0,0955 \text{ cuft} / \text{sekon} = 42,8540 \text{ gpm}$$

Diambil overdesign 20%

Faktor keamanan 20%

Sehinga kapasitas pompa = Q = 14,0250 m³/jam

Menghitung diameter optimum pipa aliran turbulen Nre>2100

$$D_{opt} = 3,0 Q^{0,36} \mu^{0,18} \text{ (Walas, 1988)}$$

Dopt = 1,0508 in = 0,0267 m

Digunakan pipa standart (Tabel 11 hal 844)

D nominal : 1 1/4 in

ID : 1,278 in

OD : 1,66 in

Sch : 80

Flow area perpipa (A) : 1,28 in² = 0,0089 ft²

Menghitung kecepatan linier fluida (v)

V = Q / A dengan :

Q = Laju alir volumetric (cuft/s)

A = luas penampang (ft²)

v = 15,4762 ft/s = 4,7172 m/s

Menghitung bilangan Reynold

NRe = D x v x p / miu , dengan

NRe = 23115067,87 (NRe > 2100 jadi aliran Turbulen)

Neraca Tenaga

Tenaga mekanik teoritik dihitung dengan pers Bernauli

$$\frac{\Delta v^2}{2 \cdot g_c} + \frac{\Delta z \cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F = -W_f \text{ (Peters, hal 486)}$$

Dimana :

Dv = beda kecepatan linier fluida

a = faktor koreksi terhadap tenaga kinetis s²/lb

g_c = faktor koreksi – 32174 lb ft/ lbf s²

Dz = beda elevasi

g = konstanta gravitasi m/s²

ρ = densitas fluida lb/cuft

SF = total friksi pada sistem pemipaan

-Wf = Total head

Menghitung velocity head

Velocity head = $v^2 / 2 g_c$, dimana

$g = 9,8$ m/s

$v = 4,7172$ m/s

maka velocity head = 0,1353 m = 3,7247ft

Menghitung static head

$$\text{Static head} = \frac{\Delta z g}{g_c}$$

Tinggi cairan dalam shell = 1 m = 3,2808 ft

Tinggi HE = 8,20 ft

Delta z = 4,9213 ft = 1,5 m

Menghitung pressure head

Tekanan luar 1 atm

Tekanan dalam HE 1 atm

Pressure head = $\Delta P / \rho = 0$

Menghitung friction head

NRe = 23115067,87

ID = 1,278 in, diperoleh :

Relative Roughness $\epsilon/D = 0,0014$ (Grafik 126 Brown halaman 141)

$f = 0,015$ (Grafik 125 Brown halaman 140)

Komponen		Jumlah	Le/D		L atau Le
			ft	m	m
Pipa Lurus	Horizontal	3,0000	18,3727	5,6000	16,8000
	Vertikal	3,0000	18,3727	5,6000	16,8000

Fitting	Standar Elbow 90°	4,0000	41,01	12,5000	50,0000
	Check Valve	1,0000	49,21	15,0000	15,0000
	Gate Valve (fully open)	1,0000	1,20	1,2000	1,2000
Total					99,8000

Sumber : Coulson Richadson Halaman 203

Panjang ekuivalen pipa (L + Le) = 99,8 m = 327,43 ft

$$\sum F = \frac{f * (L + Le) * V^2}{2 * g * ID}$$

Dimana :

f = faktor friksi = 0,015

V = kecepatan linier fluida = 15,4762 ft/s

Le = Panjang ekuivalen = 327,4278 ft

gc = faktor konversi = 32174 lb ft / lbf s²

D = diameter dalam pipa = 0,1065 ft

ΣF = 0,1717 ft lbf / lbf = 0,0523 m

Menghitung total head

$$(-Ws) = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \Delta z + \frac{\Delta V^2}{2 * g} + \sum F$$

-Ws = 2,6876 m = 8,8176 ft

Q = 14,0250 m³/jam

Total head = 2,6876 m = 105,8112 in (Grafik 5.6 Coulson Hall99)

Diperoleh jenis pompa : Centrifugal single stage 3500 rpm

Menghitung Pompa Teoritis

Tenaga pompa dapat dicari dengan persamaan

$$\text{BHP teoritis} = \frac{Q \cdot -Wf \cdot \rho}{550}$$

Diketahui :

Q = 0,1376 cuft/s

-Wf = 8,8176 ft

p = 94,0148 lb/cuft

sehingga :

BHP Teoritis = 0,2074 HP

Menghitung tenaga pompa actual

BHP teoritis = 0,2074 HP

Kapasitas pompa = 61,7098 gpm

Efisiensi centrifugal pump 0,42 (Grafik 12-17 Peters hal 516)

BHP actual = BHP teoritis / efisiensi = 0,4937 HP

Menghitung Power Motor

BHP actual 0,4937 HP

Efisiensi motor = 80%

Power motor = BHP pompa / efisiensi motor

Power motor = 0,6172 HP = 460,2174 watt

Standar NEMA = 1 HP

Menghitung Spesific Pump Speed

$$N_s = \frac{N * Q^{0.5}}{(h)^{0.75}} \text{ (Pers 5.1 Coulson)}$$

N = 3500 rpm (Grafik 5.6 Coulson hal 200)

N_s = 5373,1910 rpm

Menurut Coulson and Richardson impeller pompa dapat dipilih berdasarkan Spesific Speednya jika :

1. N_s = 400 – 1000, dipilih *Radial Flow Impellers*
2. N_s = 1000 – 7000 dipilih *Mixed Flow Impellers*
3. N_s > 7000 dipilih *Axial Flow Impellers*

Sehingga untuk pompa dengan N_s = 5373,1910 rpm digunakan pompa jenis *Mixed flow impellers*.

Spesifikasi Pompa

Jenis : Centrifugal Single Stage 3500 rpm

Impeller : *Mixed flow impellers*

Driver : Motor electric 1 HP

25. Pompa-07

Fungsi : memompa dari evaporator ke *cooler*

Dari Arus 7, didapatkan :

$$p = 112,1916 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{miu campuran} = 0,7048 \text{ cp} = 0,0005 \text{ lb/ft s}$$

Menentukan kapasitas pompa

$$Q_f = \frac{\text{Kapasitas}}{\rho} = 6,3269 \text{ m}^3 / \text{jam} = 0,0621 \text{ cuft /sekon} = 27,8382 \text{ gpm}$$

Diambil overdesign 20%

Faktor keamanan 20%

$$\text{Sehinga kapasitas pompa} = Q = 9,1107 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menghitung diameter optimum pipa aliran turbulen $N_{re} > 2100$

$$D_{opt} = 3,0 Q^{0,36} \mu^{0,18} \text{ (Walas, 1988)}$$

$$D_{opt} = 1,1809 \text{ in} = 0,03 \text{ m}$$

Digunakan pipa standart (Tabel 11 hal 844)

D nominal : 1 1/4 in

ID : 1,278 in

OD : 1,66 in

Sch : 80

$$\text{Flow area perpipa (A)} : 1,28 \text{ in}^2 = 0,0089 \text{ ft}^2$$

Menghitung kecepatan linier fluida (v)

$$V = Q / A \text{ dengan :}$$

Q = Laju alir volumetric (cuft/s)

A = luas penampang (ft²)

$$v = 10,0534 \text{ ft/s} = 3,0643 \text{ m/s}$$

Menghitung bilangan Reynold

$$N_{Re} = D \times v \times \rho / \text{miu} , \text{ dengan}$$

$$N_{Re} = 3953017,031 \text{ (} N_{Re} > 2100 \text{ jadi aliran Turbulen)}$$

Neraca Tenaga

Tenaga mekanik teoritik dihitung dengan pers Bernauli

$$\frac{\Delta v^2}{2 \cdot g_c} + \frac{\Delta z \cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum . F = -W_f \text{ (Peters, hal 486)}$$

Dimana :

Dv = beda kecepatan linier fluida

a = faktor koreksi terhadap tenaga kinetis s^2/lb

gc = faktor koreksi – 32174 lb ft/ lbf s^2

Dz = beda elevasi

g = konstanta gravitasi m/s^2

p = densitas fluida lb/cuft

SF = total friksi pada sistem pemipaan

-Wf = Total head

Menghitung velocity head

Velocity head = $v^2 / 2 gc$, dimana

$g = 9,8 m/s$

$v = 3,0643 m/s$

maka velocity head = 0,4791 m = 1,5718 ft

Menghitung static head

$$\text{Static head} = \frac{\Delta z \cdot g}{g_c}$$

Tinggi cairan dalam shell = 1 m = 3,2808 ft

Tinggi cooler = 7,00 ft

Delta $z = 3,7192 ft = 1,1336 m$

Menghitung pressure head

Tekanan luar 1 atm

Tekanan dalam cooler 1 atm

Pressure head = $\Delta P / p = 0$

Menghitung friction head

$NRe = 3953017,031$

ID = 1,278 in, diperoleh :

Relative Roughness $\epsilon/D = 0,0014$ (Grafik 126 Brown halaman 141)

$f = 0,013$ (Grafik 125 Brown halaman 140)

Komponen	Jumlah	Le/D	L atau Le	
		ft	m	m

Pipa Lurus	Horizontal	3,0000	18,3727	5,6000	16,8000
	Vertikal	3,0000	18,3727	5,6000	16,8000
Fitting	Standar Elbow 90°	4,0000	41,01	12,5000	50,0000
	Check Valve	1,0000	49,21	15,0000	15,0000
	Gate Valve (fully open)	1,0000	1,20	1,2000	1,2000
Total					99,8000

Sumber : Coulson Richadson Halaman 203

Panjang ekuivalen pipa (L + Le) = 99,8 m = 327,43 ft

$$\sum F = \frac{f * (L + Le) * V^2}{2 * g * ID}$$

Dimana :

f = faktor friksi = 0,013

V = kecepatan linier fluida = 10,0534 ft/s

Le = Panjang ekuivalen = 327,4278 ft

gc = faktor konversi = 32174 lb ft / lbf s²

D = diameter dalam pipa = 0,1065 ft

ΣF = 0,0628 ft lbf / lbf = 0,0191 m

Menghitung total head

$$(-Ws) = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \Delta z + \frac{\Delta V^2}{2 * g} + \sum F$$

-Ws = 1,6318 m = 5,3537 ft

Q = 9,1107 m³/jam

Total head = 1,6318 m = 64,2445 in (Grafik 5.6 Coulson Hall99)

Diperoleh jenis pompa : Centrifugal single stage 3500 rpm

Menghitung Pompa Teoritis

Tenaga pompa dapat dicari dengan persamaan

$$\text{BHP teoritis} = \frac{Q \cdot -Wf \cdot \rho}{550}$$

Diketahui :

Q = 0,0894 cuft/s

-Wf = 5,3537 ft

$$p = 112,1916 \text{ lb/cuft}$$

sehingga :

$$\text{BHP Teoritis} = 0,0976 \text{ HP}$$

Menghitung tenaga pompa actual

$$\text{BHP teoritis} = 0,0976 \text{ HP}$$

$$\text{Kapasitas pompa} = 40,0870 \text{ gpm}$$

Efisiensi centrifugal pump 0,42 (Grafik 12-17 Peters hal 516)

$$\text{BHP actual} = \text{BHP teoritis} / \text{efisiensi} = 0,2440 \text{ HP}$$

Menghitung Power Motor

$$\text{BHP actual} 0,2440 \text{ HP}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{Power motor} = \text{BHP pompa} / \text{efisiensi motor}$$

$$\text{Power motor} = 0,3050 \text{ HP} = 227,4414 \text{ watt}$$

$$\text{Standar NEMA} = 1/2 \text{ HP}$$

Menghitung Specific Pump Speed

$$N_s = \frac{N * Q^{0.5}}{(h)^{0.75}} \text{ (Pers 5.1 Coulson)}$$

$$N = 3500 \text{ rpm (Grafik 5.6 Coulson hal 200)}$$

$$N_s = 6296,2057 \text{ rpm}$$

Menurut Coulson and Richardson impeller pompa dapat dipilih berdasarkan Specific Speednya jika :

1. $N_s = 400 - 1000$, dipilih *Radial Flow Impellers*
2. $N_s = 1000 - 7000$ dipilih *Mixed Flow Impellers*
3. $N_s > 7000$ dipilih *Axial Flow Impellers*

Sehingga untuk pompa dengan $N_s = 6296,2057 \text{ rpm}$ digunakan pompa jenis *Mixed flow impellers*.

Spesifikasi Pompa

Jenis : Centrifugal Single Stage 3500 rpm

Impeller : *Mixed flow impellers*

Driver : Motor electric 1/2 HP

26. Pompa-08

Fungsi : memompa larutan *recycle* ke mixer

Dari Arus 10, didapatkan :

$$\rho = 63,2319 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{miu campuran} = 1,0402 \text{ cp} = 0,0007 \text{ lb/ft s}$$

Menentukan kapasitas pompa

$$Q_f = \frac{\text{Kapasitas}}{\rho} = 1,6987 \text{ m}^3 / \text{jam} = 0,0167 \text{ cuft /sekon} = 7,4745 \text{ gpm}$$

Diambil overdesign 20%

Faktor keamanan 20%

$$\text{Sehinga kapasitas pompa} = Q = 2,4462 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menghitung diameter optimum pipa aliran turbulen $N_{re} > 2100$

$$D_{opt} = 3,0 Q^{0,36} \mu^{0,18} \quad (\text{Walas, 1988})$$

$$D_{opt} = 0,7890 \text{ in} = 0,02 \text{ m}$$

Digunakan pipa standart (Tabel 11 hal 844)

D nominal : 3/4 in

ID : 0,824 in

OD : 1,05 in

Sch : 40

$$\text{Flow area perpipa (A)} : 0,534 \text{ in}^2 = 0,0037 \text{ ft}^2$$

Menghitung kecepatan linier fluida (v)

$$V = Q / A \text{ dengan :}$$

Q = Laju alir volumetric (cuft/s)

A = luas penampang (ft²)

$$v = 6,4703 \text{ ft/s} = 1,9721 \text{ m/s}$$

Menghitung bilangan Reynold

$$N_{Re} = D \times v \times \rho / \text{miu} , \text{ dengan}$$

$$N_{Re} = 614535,963 \quad (N_{Re} > 2100 \text{ jadi aliran Turbulen})$$

Neraca Tenaga

Tenaga mekanik teoritik dihitung dengan pers Bernauli

$$\frac{\Delta v^2}{2 \cdot g_c} + \frac{\Delta z \cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F = -W_f \quad (\text{Peters, hal 486})$$

Dimana :

D_v = beda kecepatan linier fluida

a = faktor koreksi terhadap tenaga kinetis s^2/lb

g_c = faktor koreksi – 32174 lb ft/ lbf s^2

D_z = beda elevasi

g = konstanta gravitasi m/s^2

ρ = densitas fluida lb/cuft

SF = total friksi pada sistem pemipaan

-Wf = Total head

Menghitung velocity head

Velocity head = $v^2 / 2 g_c$, dimana

$g = 9,8 \text{ m/s}$

$v = 1,9721 \text{ m/s}$

maka velocity head = 0,1984 m = 0,6510 ft

Menghitung static head

$$\text{Static head} = \frac{\Delta z \cdot g}{g_c}$$

Tinggi cairan dalam shell = 1 m = 3,2808 ft

Tinggi mixer = 10,2777 ft

Delta z = 6,9969 ft = 2,1327 m

Menghitung pressure head

Tekanan luar 1 atm

Tekanan dalam mixer 1 atm

Pressure head = $\Delta P / \rho = 0$

Menghitung friction head

NRe = 614535,963

ID = 0,824 in, diperoleh :

Relative Roughness $\epsilon/D = 0,0022$ (Grafik 126 Brown halaman 141)

$f = 0,014$ (Grafik 125 Brown halaman 140)

Komponen		Jumlah	Le/D		L atau Le
			ft	m	m
Pipa Lurus	Horizontal	3,0000	18,3727	5,6000	16,8000
	Vertikal	3,0000	18,3727	5,6000	16,8000
Fitting	Standar Elbow 90°	4,0000	41,01	12,5000	50,0000
	Check Valve	1,0000	49,21	15,0000	15,0000
	Gate Valve (fully open)	1,0000	1,20	1,2000	1,2000
Total					99,8000

Sumber : Coulson Richadson Halaman 203

Panjang ekuivalen pipa (L + Le) = 99,8 m = 327,43 ft

$$\sum F = \frac{f * (L + Le) * V^2}{2 * g * ID}$$

Dimana :

f = faktor friksi = 0,014

V = kecepatan linier fluida = 6,4703 ft/s

Le = Panjang ekuivalen = 327,4278 ft

gc = faktor konversi = 32174 lb ft / lbf s²

D = diameter dalam pipa = 0,0687 ft

ΣF = 0,0434 ft lbf / lbfm = 0,0132 m

Menghitung total head

$$(-Ws) = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \Delta z + \frac{\Delta V^2}{2 * g} + \sum F$$

-Ws = 2,3443 m = 7,6914 ft

Q = 2,4462 m³/jam

Total head = 2,3443 m = 92,2965 in (Grafik 5.6 Coulson Hall99)

Diperoleh jenis pompa : Centrifugal single stage 3500 rpm

Menghitung Pompa Teoritis

Tenaga pompa dapat dicari dengan persamaan

$$\text{BHP teoritis} = \frac{Q \cdot W_f \cdot \rho}{550}$$

Diketahui :

Q = 0,0240 cuft/s

$$-W_f = 7,6914 \text{ ft}$$

$$p = 63,2319 \text{ lb/cuft}$$

sehingga :

$$\text{BHP Teoritis} = 0,0212 \text{ HP}$$

Menghitung tenaga pompa actual

$$\text{BHP teoritis} = 0,0212 \text{ HP}$$

$$\text{Kapasitas pompa} = 10,7633 \text{ gpm}$$

Efisiensi centrifugal pump 0,2 (Grafik 12-17 Peters hal 516)

$$\text{BHP actual} = \text{BHP teoritis} / \text{efisiensi} = 0,1061 \text{ HP}$$

Menghitung Power Motor

$$\text{BHP actual} = 0,1061 \text{ HP}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{Power motor} = \text{BHP pompa} / \text{efisiensi motor}$$

$$\text{Power motor} = 0,1326 \text{ HP} = 98,8928 \text{ watt}$$

$$\text{Standar NEMA} = 1/2 \text{ HP}$$

Menghitung Spesific Pump Speed

$$N_s = \frac{N * Q^{0.5}}{(h)^{0.75}} \quad (\text{Pers 5.1 Coulson})$$

$$N = 3500 \text{ rpm (Grafik 5.6 Coulson hal 200)}$$

$$N_s = 2486,2051 \text{ rpm}$$

Menurut Coulson and Richardson impeller pompa dapat dipilih berdasarkan Spesific Speednya jika :

1. $N_s = 400 - 1000$, dipilih *Radial Flow Impellers*
2. $N_s = 1000 - 7000$ dipilih *Mixed Flow Impellers*
3. $N_s > 7000$ dipilih *Axial Flow Impellers*

Sehingga untuk pompa dengan $N_s = 2486,2051 \text{ rpm}$ digunakan pompa jenis *Mixed flow impellers*.

Spesifikasi Pompa

Jenis : Centrifugal Single Stage 3500 rpm

Impeller : *Mixed flow impellers*

Driver : Motor electric 1/2 HP

BAB VI

UTILITAS

Unit Penyediaan dan Pengolahan air

- A. Air untuk keperluan umum jumlah total 1165,2000 kg/jam
- B. Air proses total 3393,2901 kg/jam dan make up 339,3291 kg/jam
- C. Air untuk boiler total 1155,9918 kg/jam dan make up 115,5992 kg/jam
- D. Air untuk cooling tower 217,7532 kg/jam dan make up 21,7753 kg/jam
- E. Air untuk refrigerant 547,0427 kg/jam dan make up 54,7043 kg/jam

1. Udara Tekan

Udara dalam utilitas digunakan sebagai instrumentasi alat kendali untuk menggerakkan kontrol *pneumatic* dan instrument – instrument lain.

Tugas : Menekan udara lingkungan untuk keperluan instrumentasi

Kebutuhan udara diperkirakan $50 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,8333 \text{ m}^3/\text{min}$

Kompresor udara

Tugas = menaikkan tekanan udara dari atmosferis menjadi 1,3 atm

$T_1 = 30^\circ\text{C}$ RH (kelembaban relative) 70%

$P' =$ tekanan uap air = 0,04 atm

$P_1 =$ tekanan udara = 1 atm

$V_w = V_d (T_1/T_s) \cdot (P_1/(P_1-P'))$

$V_w = 50 ((273+30)/273) \times (1/(1-0,04))$

$V_w = 57,8 \text{ m}^3/\text{jam} = 2037,4138 \text{ cuft}/\text{jam} = 33.9569 \text{ cuft}/\text{min}$

Dari fig 1 Branen, didapat kompresor yang digunakan reciprocating

$P_2 = 1,3 \text{ atm}$

Compressor ratio = 1,3

Dipilih *reciprocating compressor 1 stage horizontal*

BM rata – rata = 28,14

$$\text{BHP} = -W = \frac{Z \cdot R \cdot T_1}{M} \cdot \frac{n}{n-1} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(n-1)/n} - 1 \right] \quad (\text{Coulson, 2005})$$

$$R = 8,324 \text{ J/molK}$$

$$n = 1,4$$

$$T1 = 303 \text{ K}$$

$$P2/P1 = 1,3$$

$$\text{BHP} = 892,24 \text{ J/mol}$$

Untuk *reciprocating compressor*, efisiensi 65% (Coulson,2005)

$$\text{Actual work required} = \text{BHP}/\text{efisiensi} = 892,24 / 65\% = 1372,6715 \text{ J/mol}$$

$$\text{Kecepatan udara masuk} = (P1 \text{ Vw}) / (R \text{ T1}) = 2,3 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Power motor} = (1372,6715/3600) \times 2,3 = 0,8865 \text{ kW} = 1,1879 \text{ HP}$$

$$\text{Standart NEMA} = 1,5 \text{ HP}$$

2. Refrigerant

Massa air pendingin 455,8689 kg/jam

$$Q = 68720,2391 \text{ kJ/jam}$$

Digunakan Pendingin air adalah Freon R 32 (Panasonic) → Aman dilingkungan

Pendingin Freon pada suhu 0°C

$$Q = 68720,2391 \text{ kJ/jam}$$

Dari www.EngineeringToolBox.com diperoleh latent heat pada 0°C adalah 2501 kJ/kg

Kebutuhan pendingin Freon :

$$\text{Kebutuhan pendingin (m)} = \frac{Q}{\lambda} = 68720,2391 / 2501 = 19,0526 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan pendingin (m)} = 42,0037 \text{ lbm/jam}$$

Kompresor

Uap jenuh (A)

Ta= 0°C dari www.EngineeringToolBox.com didapat :

$$Pa = 1 \text{ atm}$$

$$Ha = 174,29 \text{ kJ/kg}$$

$$Sa = 0,7168 \text{ kJ/kgK}$$

Uap (B)

$P_b = 3,578$ atm dari www.EngineeringToolBox.com didapat :

$$T_b = 5^\circ\text{C}$$

$$H_b = 148,97 \text{ kJ/kg}$$

$$S_b = 0,6942 \text{ IJ/kgK}$$

Tenaga yang dibutuhkan (-Ws) :

$$(-W_s) = H_b - H_a = 148,97 - 174,29 = 25,32 \text{ BTU/jam}$$

$$\text{Jumlah Freon} = 42,0037 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{Maka tenaga dibutuhkan} = (-W_s) \times m = 1063,5336 \text{ BTU/jam}$$

$$\text{Tenaga} = 0,3117 \text{ kW}$$

Katub Expansi

Cair jenuh (C)

$$P_c = 3,578 \text{ atm}$$

Dari www.EngineeringToolBox.com didapat :

$$T_c = 5^\circ\text{C}$$

$$H_c = 8,98 \text{ kJ/kg}$$

Cair-uap (D)

$$P_d = 1 \text{ atm}$$

Dari www.EngineeringToolBox.com didapat :

$$T_d = 0^\circ\text{C}$$

$$H_d = H_c = 8,98 \text{ kJ/kg}$$

Mencari jumlah cairan yang menjadi uap. Karena titik B merupakan campuran cair dan uap maka :

$$H \text{ tetap} = H_d = H_c$$

$$H_d = x H_u - (1-x) \times H_c$$

Dimana :

$$H_c = \text{Entalpi pada cair jenuh} = 8,98 \text{ BTU/lbm}$$

$$H_u = \text{Entalpi pada uap jenuh} = 174,29 \text{ BTU/lbm}$$

X = Fraksi uap yang terbentuk

$$X = 1,0547 \text{ lbm uap/lbm cair}$$

Kondensor

$$P_b = P_c = 3,578 \text{ psia}$$

$$Q = H_c - H_b = 8,98 - 148,97 = -139,99 \text{ BTU/lbm}$$

Coefecirnt of performance (Ratio refrigerasi)

Siklus uap dengan katup ekspansi

$$CPO = \frac{(H_A - H_{D'})}{(H_B - H_A)} = 6,5288 \text{ dimana } H_{D'} = H_c$$

3. Alat yang digunakan

3.1 Cooling Tower

Fungsi : Tempat mendinginkan air pendingin dan
mensirkulasikan kembali.

Suhu air masuk *cooling* : 50 °C = 122°F

Suhu air keluar *cooling* : 27 °C = 80,6°F

Kecepatan pemasukan : 764,7959 kg/jam = 3,3673 gpm

Digunakan udara sebagai medium pendingin dengan RH = 80%, *Dry bulb temperature* 90°F, dan *Wet bulb temperature* 80°F. Tabel 17.2 Kern hal 585 diperoleh humidity udara 30°C = 0,0262 lb air/lb udara kering.

Maka setiap lb udara kering membawa 0,0262 lb air

Kehilangan air akibat penguapan (*We*)

$We = 0,00085 W_c (T_2 - T_1)$ (Perry 1999), dimana *Wc* adalah jumlah air yang diinginkan

$W_c = 764,7959 \text{ kg/jam}$

$We = 14,9518 \text{ kg/jam} = 32,9630 \text{ lb/jam}$

Udara yang dipindahkan ke fan = (air menguap / humidity udara)

Udara yang dipindahkan = 1258,1278 lb udara kering / jam

Kecepatan air 5 gpm

Wet bulb 80°F

$\rho_{\text{air}} = 997 \text{ kg/m}^3 = 28,23356 \text{ kg/cuft}$

$\mu_{\text{air}} = 0,85 \text{ cp} = 2,057 \text{ lb/ft jam} = 3,0611 \text{ kg/ m jam}$

laju alir massa = 12,7466 kg/menit

Holding time = 30 menit

$Q_t = 0,4514 \text{ cuft/menit} = 3,3768 \text{ gpm}$

Cooling tower area = debit air yang diinginkan / kecepatan air = 0,6754 ft

Over design 20%

Luas *cooling area* = 0,8104 ft = 0,0753 m

Tinggi = volume/panjang x lebar = 5,0942 m

Maka tower rancangan berbentuk persegi.

Kebutuhan make up air *cooling tower* :

$W_m = W_e + W_d + W_b$ (Perry 12-9)

$W_b = W_e / (s-1)$ (Perry 12-12)

$W_d = 0,0002 W_e$ (Perry 12-17)

Dimana :

W_m = jumlah make up water

W_e = air hilang karena penguapan

W_d = air hilang karena dikeluarkan

W_b = air hilang untuk blowdown

s = cycle of cooling tower = 5

$W_b = W_e / (s-1) = 32,9629 / (5 - 1) = 8,2407$ lb/jam

$W_d = 0,0002 \times 32,9629 = 0,0066$ lb/jam

Jadi,

$W_m = W_e + W_d + W_b = 41,2103$ lb/jam

= 18,6927 kg/jam

= 448,6246 kg/hari

Daya penggerak *fan cooling tower*

Performance cooling tower 90%

Daya penggerak *fan cooling tower* = 0,03 hp/ft²

Tenaga yang dibutuhkan (BHP) = luas tower x daya penggerak fan

= 0,0243 HP

Efisiensi motor 80%

Power motor = BHP = 0,0304 HP

Digunakan 1 fan dengan motor 1/2 HP

3.2 Bak Refrigerator

Densitas : 1000 kg/m^3
Pemasukan air : $3562,8609 \text{ kg/jam} = 3,56 \text{ m}^3/\text{jam}$
Waktu tinggal : 2 jam
Overdesign 20%
Bentuk bak persegi panjang
Volume bak = $0,5470 \text{ m}^3$
Dimensi bak dirancang :
P = 0,8179 m
L = 0,4089 m
T = 1,6357 m

3.3 Bak Penampung sementara (BU01)

Tugas : menampung air dan selanjutnya didistribusikan ke semua pengolahan air.

Kapasitas : $9448,4752 \text{ kg/jam}$
Dirancang *over design* 20% dan waktu tinggal dalam tangki 1 jam
Volume tangki = $11,3382 \text{ m}^3$
Dimensi bak dirancang :
P = 2,2465 m
L = 1,1233 m
T = 4,4931 m
Bahan digunakan adalah beton

3.4 Demineralizer

Cation Exchanger

Bahan : *Stainless steel 304*
Tugas : Menurunkan kesadahan air umpan *boiler*
Resin : *Natural Greensadn Zeolit*
Kapasitas
Jumlah air diolah (W) : $1610,92 \text{ kg/jam}$
Densitas (p) : 997 kg/m^3
Over design : 20%
Kapasitas : $1,2 \times W/p = 1,2 \times 1610,92 / 997 = 1,9389 \text{ m}^3/\text{jam}$

Perancangan waktu siklus kation *exchanger*

Waktu operasi : $t_o = 16$ jam

Waktu pencucian : $t_w = 4$ jam

Waktu regenerasi : $t_r = 4$ jam

Waktu siklus : $t_c = 24$ jam

Kisaran laju air melalui *bed zeolite* 3 – 8 gpm / ft² (Powl 1954). Dirancang:

Kecepatan air diambil 3 gpm / ft² = 7,3334 m³/jam m²

Luas tampang kolom $A = Q / \text{kec air} = 0,2644$ m²

Diameter = $D = (4 A / \pi)^{0,5} = 0,5804$ m

Setelah proses pelunakan awal di Bak pengendapan awal kesadahan air berkisar 50 – 70 ppm. Kapasitas Natural Green Sand Zeolit = 3000 grain hardness/ cuft (Nalco, 1978) tiap 1 cuft zeolite dapat menghilangkan 2000 – 12000 grain hardness dalam 1 galon air rata terdapat 10 grain hardness (Powl 1954). Diperkirakan :

Kesadahan air sebelum lewat KEU = 70 ppm

Kesadahan air setelah lewat KEU = 0 ppm

Kesadahan yang dihilangkan selama waktu operasi

= (70 ppm / 1000000) x 1610,92 kg/jam x 16 jam

= 1,8042 kg = 27843,4969 grain

Volum bed zeolite $V = \text{kesadahan air yang dihilangkan} / \text{kapasitas zeolite}$

= 27843,4969 grain / 3000 grain/cuft

= 9,2812 cuft = 0,2628 m²

Tinggi bed zeolite : 0,994 m

Tinggi cairan di atas bed : 0,25 m

Tinggi cairan di bawah bed : 0,25 m

Tinggi kolom : 1,4940 m

Kebutuhan HCl untuk regenerasi

Efisiensi regenerasi : 0,5 lb / 1000 grain hardness

Jumlah HCl : (0,5/1000) x 27843,4969

= 13,9217 lb/waktu siklus

= 6,3148 kg/waktu siklus

Anion Exchanger

Tugas : Menghilangkan anion dari air keluaran kation exchanger

Resin : Synthetix resin anion exchanger

Kapasitas : $W = 1610,92 \text{ kg/jam}$

p : 997 kg/m^2

Overdesign: 20%

Kapasitas : $1,2 \times W / p = 1,2 \times 1610,92 / 997 = 1,9389 \text{ m}^3/\text{jam}$

Perancangan waktu siklus anion exchanger

Waktu operasi : $t_o = 22,5 \text{ jam}$

Waktu pencucian : $t_w = 0,5 \text{ jam}$

Waktu regenerasi : $t_r = 1 \text{ jam}$

Waktu siklus : $t_c = 24 \text{ jam}$

Karakteristik synthertic resin anion exchanger

Kapasitas = 10000 – 22000 grain / cuft (Nalco, 1978)

Kecepatan aliran air = 5 – 7,5 gpm / ft^2

Kebutuhan regenerasi NaOH = 12 lb/cuft

Dirancang :

Kecepatan air diambil $5 \text{ gpm} / \text{ft}^2 = 12,2224 \text{ m}^3 / \text{jam m}^2$

Luas kolom $A = Q / \text{kec air} = 1,9389 / 12,2224 = 0,1586 \text{ m}^2$

Diameter = $(4 \times A / \pi)^{0,5} = 0,4495 \text{ m}$

Setelah proses pelunakan awal di bak penampungan awal, kesadahan air biasanya 50-70 ppm

Dipakai kapasitas resin = 10000 grain / cuft

Diperkirakan :

Total anion sebelum lewat AEU = 70 ppm

Total anion setelah lewat AEU = 0 ppm

Total anion yang dihilangkan selama waktu operasi =

$(70/1000000) \times 1610,92 \times 22,5 = 2,5372 \text{ kg} = 39154,9175 \text{ grain}$

V bed resin = kesadahan air dihilangkan/kapasitas resin = 3,9155 cuft

Volume bed resin $V = 0,1109 \text{ m}^3$

Tinggi bed zeolite = $0,0619 / 0,0432 = 0,6989 \text{ m}$

Tinggi cairan diatas bed = 0,25 m

Tinggi cairan dibawah bed = 0,25

Tinggi kolom = 1,1989 m

Kebutuhan NaOH untuk regenerasi

Efisiensi regenerasi = 12 lb/cuft

Jumlah NaOH = 46,9859 lb/waktu siklus = 21,3125 kg/waktu siklus

3.5 Tangki Air Demin (TU-05)

Bahan : Carbon steel

Tugas : Menampung sementara air make up boiler dan ion exchanger

Kecepatan volumetrik : 1,9389 m³/jam

Waktu tinggal : 6 jam (Perry 1997)

Volume terisi : 80%

Volume bak : $F_v \times t / 80\% = 14,5419 \text{ m}^3$

Diambil H/D : 1,5

Diameter tangki : 2,3

Tinggi tangki : $2,3 \times 1,5 = 3,5 \text{ m}$

3.6 Daerator

Bahan : Stainless stell 304

Tugas : Melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O₂ dan CO₂

Jenis : Silinder tegak dengan bahan isian

Perancangan

Bahan isian : Raschig ring ceramic

Dp : 1 in = 25,4 mm

Packing factor : 160 (tabel 11.2 Coulson,1983)

Kecepatan air : 1294,71 kg/jam = 71,9 kmol/jam

Kecepatan steam : 1000 kg/jam = 55,5 kmol/jam

Massa jenis air : 997 kg/m³

Massa jenis steam : 955,7704 kg/m³

Viskositas air : 1 cP = 0,001 Ns/m²

$FL_v = L / v (MJ_v / MJ_1)^{0,5}$

$$FL_v = 71,9 / 55,5 (955,7704 / 977)^{0,5}$$

$$FL_v = 1,27$$

Dari fig 11.44 Coulson dengan dP/m diambil 8 mm air/m

$$\text{Didapat } K_4 = 0,2$$

$$V_w' = ((K_4 \times MJ_v \times (MJ_1 - MJ_v) / (42,9 \times F_p \times (vis_1 / MJ_1)^{0,1}))^{0,5}$$

$$V_w' = ((0,2 \times 955,7704 \times (997 - 955,7704) / (42,9 \times 160 \times (0,001/997)^{0,1}))^{0,5}$$

$$V_w' = 2,138 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

$$\text{Luas penampang} = 1000 / (2,138 \times 3600) = 0,13 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter bed} = 0,4069 \text{ m}$$

$$\text{Dipakai } D = 0,41 \text{ m}$$

Untuk diameter packing 1 in tinggi bed diperkirakan 0,4 – 0,5 m

(Coulson,1983)

$$H_o \text{ (tinggi bed)} = 0,5 \text{ m}$$

$$H_1 \text{ tinggi ruang diatas bed} = H_o/2 = 0,25 \text{ m}$$

$$H_2 \text{ (tinggi ruang dibawah bed)} = H_o = 0,5 \text{ m}$$

$$H_s = H_o + H_1 + H_2 = 1,25 \text{ m}$$

Digunakan elliptical dished head dengan $a/b = 2$

$$H_h = D/4 = 0,1025 \text{ m}$$

$$H \text{ total} = H_s + 2 H_h = 1,455 \text{ m}$$

$$\text{Volume} = 0,19 \text{ m}^3 = 50,73 \text{ gallon}$$

3.7 Boiler

Tugas : menyediakan steam jenuh untuk memenuhi kebutuhan steam

Jenis : Water tube boiler

$$\text{Jumlah steam} = 1155,9918 \text{ kg/jam} = 2549,0775 \text{ lb/jam}$$

Dari steam table

$$P = 14,5 \text{ psi}$$

$T = 260,6 \text{ }^\circ\text{F}$ (suhu dipakai 120°C , tetapi dibuat 127°C asumsi hilang 7°C saat berjalan ke proses)

$$H_g = 1167,3 \text{ BTU/lb}$$

$$H_f = 228,65 \text{ BTU/lb}$$

$$H_{fg} = 938,6 \text{ BTU/lb}$$

Efisiensi boiler 85%

$$\text{Air umpan} = 1155,9918 \text{ kg/jam} / 85\% = 1359,9903 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Suhu air umpan } T_1 = 86 \text{ }^\circ\text{F} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ air} = 1 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Beban boiler} = m \cdot c_p \cdot dt \text{ air} + m \text{ air} (H_v - H_d)$$

$$\text{Beban boiler} = 3338542 \text{ BTU/jam} = 3164495 \text{ kJ/jam}$$

Digunakan bahan bakar fuel oil (solar) dengan spesifikasi

$$\text{Normal heating value (F)} = 39000 \text{ kJ/kg} \text{ (<http://indonesia-property.com>)}$$

$$\text{Densitas } 0,81 \text{ kg/L}$$

Efisiensi 80%

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan solar} &= Q / (F \times p) = 3164494,64 / (39000 \times 0,85 \times 80\%) \\ &= 52,13 \text{ L/jam} \\ &= 3005,22 \text{ L/hari} \end{aligned}$$

3.8 Tangki Larutan N_2H_2

Tugas : membuat larutan N_2H_2 yang mencegah pembentukan kerak dalam proses

$$\text{Air yang diolah sebanyak } 160 \text{ kg/jam} = 0,16 \text{ m}^3/\text{jam} = 42,2698 \text{ gallon/jam}$$

$$\text{Kebutuhan } \text{N}_2\text{H}_2 = 30 \text{ ppm}$$

$$= ((30/1000000) \times 160) = 0,0048 \text{ kg/jam} = 62,40 \text{ lb/hari}$$

$$p \text{ N}_2\text{H}_2 = 62,40 \text{ lb/cuft}$$

$$\text{Volume } \text{N}_2\text{H}_2 = 0,2540 / 62,40 = 0,0041 \text{ cuft/hari}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 30 \text{ hari} = 720 \text{ jam}$$

Overdesign 20%

Dibuat larutan N_2H_2 5 %

$$\text{Volume larutan} = (100/5) \times 0,0041 \times 720 = 58,6091 \text{ cuft} = 1,6596 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki} = 1,99 \text{ m}^3$$

Bentuk tangki = silinder tegak

$$\text{Ukuran tangki} = H/D = 1$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi}} = 1,3639 \text{ m}, \text{ jadi } H = D = 1,3639 \text{ m}$$

Digunakan motor listrik 0,5 HP dengan putaran pengadukan 20 rpm

Spesifikasi :

Jenis

Volume : 1,99m³

Diameter : 1,3639 m

Tinggi : 1,3639 m

Jenis pengaduk : marine propeller 3 blade

Bahan : Stainless stell

3.9 Tangki Karbon Aktif

Fungsi : Membersihkan air dari bau dan rasa yang kurang sedap

Bahan : Carbon steel

Air diolah sebanyak = 571 kg/jam = 108612,1483 gallon/bulan

Kebutuhan karbon aktif = 6 lb/ 100000 gallon

Kebutuhan karbon aktif = 6 x 108612,1483 / 100000 = 6,5167 lb/bulan

p karbon aktif = 27 lb/cuft

Volume = 6,5167 / 27 x 1 bulan = 0,2414 cuft

Overdesign 20% maka V = 0,2896 cuft

Bentuk tangki H/D = 2

$V = (\pi/4) \times D \times D \times (2 \times D)$

$D = (2 \times V / \pi)^{(1/3)}$

D = 0,5693 ft = 0,1735 m

H = 0,3470 m = 1,1385 ft

3.10 Tangki kaporit

Tugas : Menyiapkan dan menyimpan larutan kaporit 5% untuk persediaan 1 minggu

Jumlah air yang diolah = 571 kg/jam

Kebutuhan kaporit = 5 ppm

Kebutuhan kaporit = (5/1000000) x 571 = 0,0029 kg/jam

Kebutuhan larutan kaporit 5% = (100/5) x 0,0029 = 0,0571 kg/jam

Densitas larutan dianggap 997 kg/m³

Keperluan 1 bulan :

$$\text{Volume cairan} = 30 \times 24 \times (0,0571/997) = 0,0412 \text{ m}^3$$

$$\text{Overdesign 20\% maka} = 0,0495 \text{ m}^3$$

$$V = (\pi/4) D \times D \times D$$

$$D = (4 \times V / \pi)^{(1/3)}$$

$$D = 0,1775 \text{ m}$$

$$H = 0,3551 \text{ m}$$

Bahan = Fyber

3.11 Tangki Air Sanitasi

Fungsi : menampung air bersih untuk perkantoran

Bahan : Fyber

Air ditampung : 571kg/ jam = 0,5710 m³ / jam

Kapasitas 7 hari kedepan :

Overdesign 20%

Bentuk : silinder vertical

Volume : 115,1136 m³

$$D/H = 2$$

$$H = (2 \times V / \pi)^{(1/3)}$$

$$H = 4,1855 \text{ m}$$

$$D = 8,3709 \text{ m}$$

3.12 Tangki Larutan HCl

Tugas : Membuat larutan HCl yang akan digunakan regenerasi kation exchanger

Densitas : 62,2 lb/cuft

Dibuat larutan HCl : 5%

Volume kation exchanger : 9,2812 cuft = 0,2628 m³

HCl dibutuhkan : 417,6525 lb

Overdesign : 20%

Volume tangki : 0,23 m³

Bentuk tangki : silinder tegak

Ukuran tangki : H/D = 1

$$V = (\pi/4) D \times D \times D \rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi}}$$

$$D = 0,6623 \text{ m}$$

$$H = 0,6623 \text{ m}$$

Digunakan motor listrik 0,5 HP dengan putaran 20 rpm

Spesifikasi :

Jenis : silinder tegak

Volume : 60,2359 gallon

Diameter : 0,6623 m

Tinggi : 0,6623 m

Jenis pengaduk : Marine Propeler 3 blade

Bahan : Stainless steel 304

3.13 Tangki Larutan NaOH

Tugas : Membuat larutan NaOH yang akan digunakan regenerasi anion exchanger.

Densitas : 62,2 lb/cuft

Dibuat larutan NaOH : 5%

Volume anion echanger : 3,9155 cuft = 0,1109 m³

NaOH dibutuhkan : 1409,5770 lb

Volume NaOH : 22,6474 cuft = 0,6413 m³

Overdesign : 20%

Volume tangki : 0,77 m³

Bentuk tangki : silinder tegak

Ukuran tangki : $H/D = 1$

$$V = (\pi/4) D \times D \times D \rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi}}$$

$$D = 0,9934 \text{ m}$$

$$H = 0,9934 \text{ m}$$

Digunakan motor listrik 0,5 HP dengan putaran 20 rpm

Spesifikasi :

Jenis : silinder tegak

Volume : 203,2960 gallon

Diameter : 0,9934 m

Tinggi : 0,9934 m

Jenis pengaduk : Marine Propeler 3 blade

Bahan : Stainless steel 304

3.14 Tangki Penampung Sementara Air Refrigerant

Tugas : Menampung air make up dan air pendingin yang telah digunakan

Jenis : tangki silinder tegak

Jumlah air : 455,8689 kg/jam = 0,4559 m³/jam

Overdesign 10% waktu tinggal 1 jam

V tangki : 0,4559 x 1,1 x 1 = 0,5015 m³

Dimensi tangki : $D = H = (4 \times V / \pi)^{(1/3)} = 0,8612 \text{ m}$

Bahan : Carbon Steel

3.15 Tangki Air Pendingin Refrigerant

Tugas : Menampung air pendingin yang siap digunakan

Jenis : tangki silinder tegak

Jumlah air : 181,4610 kg/jam = 0,1815 m³/jam

Overdesign 10% waktu tinggal 1 jam

V tangki : 0,1815 x 1,1 x 1 = 0,1996 m³

Dimensi tangki : $D = H = (4 \times V / \pi)^{(1/3)} = 0,6335 \text{ m}$

Bahan : Carbon Steell

3.16 Tangki Penampung Sementara Air Cooling tower

Tugas : Menampung air make up dan air pendingin yang telah digunakan

Jenis : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 1696,6078 kg/jam = 1,6966 m³/jam

Overdesign 10% waktu tinggal 1 jam

V tangki : 1,6966 x 1,1 x 1 = 1,8663 m³

Dimensi tangki : $D = H = (4 \times V / \pi)^{(1/3)} = 1,3347 \text{ m}$

Bahan : Carbon steel

3.17 Tangki Air Pendingin Cooling tower

Tugas : Menampung air pendingin yang siap digunakan

Jenis : Tangki silinder tegak

Jumlah air : 764,7959 kg/jam = 0,7648 m³/jam

Overdesign 10% waktu tinggal 1 jam

V tangki : 0,7648 x 1,1 x 1 = 0,8413 m³

Dimensi tangki : D = H = (4 x V / pi) ^(1/3) = 1,0233 m

Bahan : Carbon steel

3.18 Pompa

Fungsi : memompa air dari B-01 ke TU-01

Kondisi air suhu 30°C ,didapatkan :

$\rho = 1023,0200 \text{ kg/m}^3 = 63,8629 \text{ lb/cuft}$

$\mu \text{ campuran} = 0,8177 \text{ cp} = 0,0005 \text{ lb/ft s}$

Menentukan kapasi

$$Q_f = \frac{\text{Kapasitas}}{\rho} = 0,5582 \text{ m}^3 / \text{jam} = 0,0055 \text{ cuft /sekon} = 2,4559 \text{ gpm}$$

Diambil overdesign = 20%

Faktor keamanan = 20%

Sehingga kapasitas pompa = Q = 0,0079 cuft/s = 2,9465 gpm

Menghitung diameter optimum pipa aliran turbulen Nre>2100

$$D_{opt} = 3,0 Q^{0,36} \mu^{0,18} \text{ (Walas, 1988)} = 0,7573 \text{ in}$$

Digunakan pipa standart (Tabel 11 hal 844)

D nominal : 1 in

ID : 0,957 in

OD : 1,32 in

Sch : 80

Flow area perpipa (A) = 0,718 in²

Menghitung kecepatan linier fluida (v)

V = Q / A dengan :

Q = Laju alir volumetric (cuft/s)

A = luas penampang (ft²)

v = 1,0979 ft/s = 0,3346 m/s

Menghitung bilangan Reynold

NRe = D x v x ρ / μ , dengan

$p = \text{densitas cairan} = 63,8629 \text{ lb/cuft}$

$D = 0,11 \text{ ft}$

$V = 1,0979 \text{ ft/s}$

$\text{Miu} = 0,0005 \text{ lb/ft s}$

$\text{NRe} = 14034,7726$ ($\text{NRe} > 2100$ jadi aliran Turbulen)

Neraca Tenaga

Tenaga mekanik teoritik dihitung dengan pers Bernauli

$$\frac{\Delta v^2}{2 \cdot g_c} + \frac{\Delta z \cdot g}{g_c} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F = -W_f \quad (\text{Peters, hal 486})$$

Dimana :

$Dv = \text{beda kecepatan linier fluida}$

$a = \text{faktor koreksi terhadap tenaga kinetis } \text{s}^2/\text{lb}$

$g_c = \text{faktor koreksi} = 32174 \text{ lb ft/ lbf s}^2$

$Dz = \text{beda elevasi}$

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

$p = \text{densitas fluida } \text{lb/cuft}$

$SF = \text{total friksi pada sistem pemipaan}$

$-W_f = \text{Total head}$

Menghitung velocity head

Velocity head = $v^2 / 2 g_c$, dimana

$g = 9,8 \text{ m/s}$

$v = 0,3346 \text{ m/s}$

maka velocity head = $0,0057 \text{ m} = 0,0187 \text{ ft}$

Menghitung static head

$$\text{Static head} = \frac{\Delta z g}{g_c}$$

Tinggi cairan dalam shell = $3,6853 \text{ ft} = 1,1233 \text{ m}$

Tinggi pemasukan di T-01 = $1,1385 \text{ ft} = 0,3470 \text{ m}$

Delta $z = 2,5467 \text{ ft} = 0,7762 \text{ m}$

Menghitung pressure head

Tekanan B-01 = 1 atm

Tekanan dalam T-01 = 1 atm

Pressure head = $\Delta P / \rho = 0$

Menghitung friction head

$NRe = 14034,7726$

ID = 0,957 in, diperoleh :

Relative Roughness $\epsilon/D = 0,0018$ (Grafik 126 Brown halaman 141)

$f = 0,026$ (Grafik 125 Brown halaman 140)

Komponen	Jumlah	Le/D		L atau Le
		ft	m	m
Pipa Lurus :				
Horizontal	3	18,3727	5,6000	16,8000
Vertikal	3	18,3727	5,6000	16,8000
Elbow 90°	4	41,01049869	12,5000	50,0000
Gate Valve	1	49,21259843	15,0000	15,0000

Sumber : Coulson Richadson Halaman 203

Panjang ekuivalen pipa (L + Le) = 98,6 m = 323,4908 ft

$$\sum F = \frac{f * (L + Le) * V^2}{2 * g * ID}$$

Dimana :

$f =$ faktor friksi = 0,026

$V =$ kecepatan linier fluida = 1,0979 ft/s

$Le =$ Panjang ekuivalen = 323,4908 ft

$gc =$ faktor konversi = 32174 lb ft / lbf s²

$D =$ diameter dalam pipa = 0,0798 ft

$\Sigma F = 0,0020$ ft lbf / lbfm = 0,0006 m

Menghitung total head

$$(-W_s) = \frac{\Delta P}{\rho * g} + \Delta z + \frac{\Delta V^2}{2 * g} + \sum F$$

$-W_s = 0,7826$ m = 32,5674 ft

$Q = 0,8037$ m³/jam

Total head = 0,7826 m (Grafik 5.6 Coulson Hal199)

Diperoleh jenis pompa : Centrifugal single stage 3500 rpm

Menghitung Pompa Teoritis

Tenaga pompa dapat dicari dengan persamaan

$$\text{BHP teoritis} = \frac{Q \cdot W_f \cdot \rho}{550}$$

Diketahui :

Q = 0,0079 cuft/s

-Wf = 2,5674 ft

p = 63,8629 lb/cuft

sehingga :

BHP Teoritis = 0,0024 HP

Menghitung tenaga pompa actual

BHP teoritis = 0,0024HP

Kapasitas pompa = 2,9465 gpm

Efisiensi centrifugal pump 0,2 (Grafik 12-17 Peters hal 516)

BHP actual = BHP teoritis / efisiensi = 0,0056 / 0,2 = 0,0118 HP

Menghitung Power Motor

BHP actual 0,0118 HP

Efisiensi motor = 80%

Power motor = BHP pompa / efisiensi motor

Power motor = 0,0147 HP = 10,9546 watt

Standar NEMA = 1/2 HP

Menghitung Specific Pump Speed

$$N_s = \frac{N * Q^{0.5}}{(h)^{0.75}} \quad (\text{Pers 5.1 Coulson})$$

N = 3500 rpm (Grafik 5.6 Coulson hal 200)

Ns = 2962,0739 rpm

Menurut Coulson and Richardson impeller pompa dapat dipilih

berdasarkan Specific Speednya jika :

1. Ns = 400 – 1000, dipilih *Radial Flow Impellers*
2. Ns = 1000 – 7000 dipilih *Mixed Flow Impellers*

3. $N_s > 7000$ dipilih *Axial Flow Impellers*

Sehingga untuk pompa dengan $N_s = 2962,0739$ rpm digunakan pompa jenis Mixed flow impellers

Spesifikasi Pompa

Jenis : Centrifugal Single Stage 3500 rpm

Impeller : Mixed flow impellers

Driver : Motor electric 1/2 HP

4. Perancangan Kebutuhan Listrik

Kebutuhan listrik untuk pabrik meliputi :

4.1 Listrik untuk keperluan proses dan pengolahan air

Nama dan alat proses	Power, Hp	Jumlah	Σ power, Hp
Mixer-01	1	1	1
Reaktor	25	5	125
Pompa-01	0,5	1	0,5
Pompa-02	1	1	1
Pompa-03	0,5	1	0,5
Pompa-04	0,5	1	0,5
Pompa-05	0,5	1	0,5
Pompa-06	1	1	1
Pompa-07	0,5	1	0,5
Pompa-08	0,5	1	0,5
Blower	2	1	2
RD	18,4	1	18,4
SC	1,5	1	1,5
Centrifuge	6	1	6
Kristalizer	17	1	17
BC	1	1	1
BE	3	1	3
CC	1,5	1	1,5
Total			181,4

Power yang dibutuhkan 135,2699 kW

4.2 Listrik untuk utilitas

Nama dan alat proses	Power, Hp	Jumlah	Σ power, Hp
Cooling Tower	0,50	1	0,5000
Pompa-01	0,50	1	0,5000
Pompa-02	0,50	1	0,5000
Pompa-03	0,50	1	0,5000
Pompa-04	0,50	1	0,5000
Pompa-05	0,50	1	0,5000
Pompa-06	0,50	1	0,5000
Pompa-07	0,50	1	0,5000
Pompa-08	0,50	1	0,5000
Pompa-09	0,50	1	0,5000
Pompa-10	0,50	1	0,5000
Pompa-11	0,50	1	0,5000
Pompa-12	0,50	1	0,5000
Pompa-13	0,50	1	0,5000
Pompa-14	0,50	1	0,5000
Pompa-15	0,50	1	0,5000
Tangki N ₂ H ₂	0,50	1	0,5000
Tangki NaOH	0,50	1	0,5000
Tangki HCl	0,50	1	0,5000
Total			9,5

Diketahui 1 HP = 0,7457 kW

Power dibutuhkan = 7,0842 KW

1. Listrik untuk penerangan dan AC

Listrik untuk AC diperkirakan sebesar 5000W = 5 kW

Listrik untuk penerangan diperkirakan sebesar = 100 kW

2. Listrik untuk laboratorium dan bengkel

Listrik untuk laboratorium dan bengkel diperkirakan sebesar = 40 kW

3. Listrik untuk Instrumentasi

Listrik yang digunakan diperkirakan sebesar = 5 kW

Total kebutuhan listrik = 292,3541 kW

Emergency generator yang digunakan mempunyai efisiensi 80%

Maka input generator = $292,3541 / 80\% = 365,4427$ kW

Digunakan input generator 400 kW

Untuk keperluan lainnya = $34,5573$ kW x 80% = 27,6459 kW

Spesifikasi generator

Tipe = AC Generator

Kapasitas = 400 Kw

Tegangan = 220/360 volt

Efisiensi = 80%

Frekuensi = 50 Hz

Bahan bakar = Solar

Kebutuhan bahan bakar untuk generator set

Jenis bahan bakar = Solar

Heating value = 18315 (<http://Indonesia-property.com>)

Efisiensi bahan bakar = 80%

p solar = 53 lb/cuft (<http://indonesia-property.com>)

Kapasitas input generator = 1365187,713 BTU/jam

Kebutuhan solar = $1365188 / (80\% \times 53 \times 18315) = 1,7580$ cuft/jam

Tangki bahan bakar untuk generator

Fungsi : menampung bahan bakar solar untuk generator

Jenis : Tangki silinder horizontal

Kebutuhan solar : $0,0498$ m³/jam = 1,1940 m³/hari

Kebutuhan solar boiler : $125,2174$ L/jam = 0,1252 m³/hari

Kebutuhan solar total : $0,1750$ m³/jam = 1385,7537 m³/th

Waktu tinggal : 3 hari

Tangki dirancang 20%

V tangki = $1,2 \times 0,1750 \times 24 \times 3 = 15,1173$ m³

V = $\pi/4 \times D \times D \times H$ dan D = H maka

$$V = \pi/4 \times D \times D \times D$$

$$D = (4 \times V \times \pi)^{(1/3)}$$

$$D = 2,6804 \text{ m}$$

$$H = 2,6804 \text{ m}$$

Bahan Carboon Steel

Rencananya digunakan PLN 3400 MVA dan jika gangguan dipakai genset.

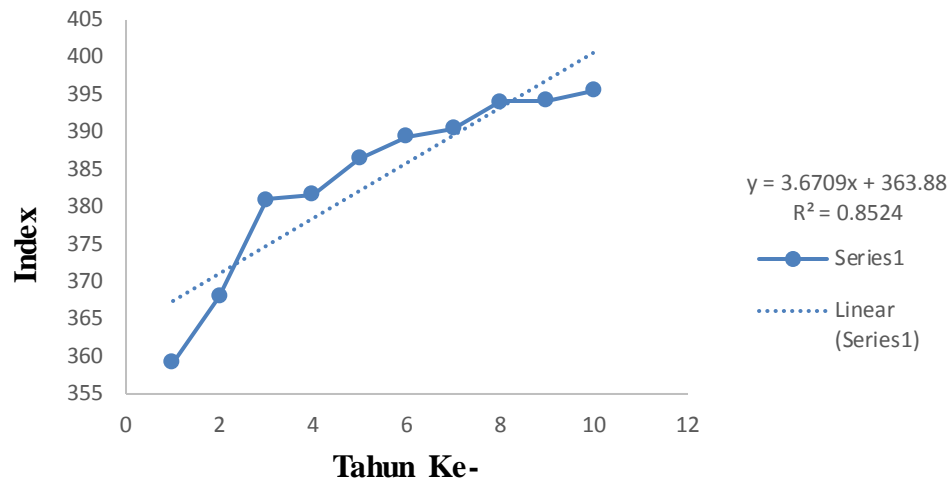
BAB VIII

Ekonomi Teknik

Dalam prarancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lama modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas atau suatu titik dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak dan layak atau tidak jika didirikan. Dasar perhitungan :

Kapasitas produksi	: 30.000 ton / tahun
Pabrik beroperasi	: 330 hari kerja
Umur alat	: 10 tahun
Nilai kurs 1 USD	: 14314 per tanggal 1 Maret 2020 (kursdollar.net)
Tahun evaluasi	: 2020
Harga alat pada tahun	: 2014
Pabrik didirikan pada tahun	: 2024
Indeks dari Peters,2003	

Tahun ke-	Tahun	Indeks
1	1993	359,20
2	1994	368,10
3	1995	381,10
4	1996	381,70
5	1997	386,50
6	1998	389,50
7	1999	390,60
8	2000	394,10
9	2001	394,30
10	2002	395,60



Dari grafik diatas diperoleh persamaan $y = 3,6709x + 363,88$

Tahun 2020 adalah tahun ke 28 maka x masukkan angka 28, ketemu indeks tahun 2020.

Tahun 2024 = 481,3107

Tahun 2020 = 466,6652

Tahun 2014 = 444,6398

Present cost = original cost x index value at time/ indext value at time original cost

Harga upah buruh di Gresik (Jawa Timur) Rp 4.197.030,51 = 20.178,03 / jam

Harga alat di www.Matche.com

No	Nama alat	Variabel Penentu	Jumlah	Harga 2014 (\$)	Harga 2024 (\$)	Harga Total (\$)	Harga Total (Rp)
1	Tangki-01	Volume	2	312.700	338.516	677.032	9.691.041.406
2	Tangki-02	Volume	2	385.500	417.326	834.652	11.947.222.456
3	Mixer	Volume	1	11.100	12.016	12.016	172.002.814
4	HE-01	Luas	1	4.300	4.655	4.655	66.631.721
5	HE-02	Luas	1	700	757	757	10.847.024
6	HE-03	Luas	1	11.000	11.908	11.908	170.453.239
7	Reaktor	Volume	5	164.000	177.539	887.698	12.706.514.156

8	Evaporator	Luas	1	95.200	103.059	103.059	1.475.195.302
9	Kondensor	Luas	1	8.700	9.418	9.418	134.813.016
10	Cooler	Luas	1	24.900	26.955	26.955	385.844.149
11	Kristalizer	Volume	1	477.200	516.597	516.597	7.394.571.409
12	SC	D	1	3.900	4.221	4.221	60.433.421
13	Centrifuge	D	1	3.700	4.005	4.005	57.334.271
14	BC	D	1	8.500	9.201	9.201	131.713.866
15	Rotary	Luas	1	106.900	115.725	115.725	1.656.495.565
16	Heater	Luas	1	37.600	40.704	40.704	582.640.161
17	Blower	Volume	1	216.900	234.807	234.807	3.361.027.952
18	Cyclone	D	1	11.900	12.882	12.882	184.399.413
19	CC	D	1	19.000	20.568	20.568	294.419.230
20	BE	Tinggi	1	10.600	11.475	11.475	164.254.939
21	Silo	Volume	2	167.900	181.761	363.523	5.203.472.504
22	Pompa-01	D-pipa	2	2.600	2.814	5.629	80.577.895
23	Pompa-02	D-pipa	2	2.600	2.814	5.629	80.577.895
24	Pompa-03	D-pipa	2	2.600	2.814	5.629	80.577.895
25	Pompa-04	D-pipa	2	2.600	2.814	5.629	80.577.895
26	Pompa-05	D-pipa	2	2.000	2.165	4.330	61.982.996
27	Pompa-06	D-pipa	2	1.700	1.840	3.680	52.685.547
28	Pompa-07	D-pipa	2	1.700	1.840	3.680	52.685.547
29	Pompa-08	D-pipa	2	1.100	1.190	2.381	34.090.648
TOTAL					\$ 3.938.457		Rp.56.375.084.330

Physical Plant Cost (PPC)

PPC = USD 3.938.457 = Rp 56.375.084.330

1. Delivered equipment cost (DEC)

Diperkirakan biaya transportasi alat sampai ditempat 10% PEC (Peters,2003)

DEC = 10% x Rp 56.375.084.330 = Rp 5.637.508.433

2. Biaya instalasi (biaya pasang alat) 25-55% PEC (Peters, 2003)

Material 11% PEC = 11% x Rp 56.375.084.330 = Rp 6.201.259.276

Buruh 32% PEC = 32% x Rp 56.375.084.330 = Rp 18.040.026.985
 Jumlah manhour = Rp 18.040.026.985 / (Rp 20.178/manhour) = 894.042
 Buruh lokal 100% = 100% x 20.178 x 894.042 = Rp 18.040.026.985
 Total cost = Rp 24.241.286.261

3. Pemipaan (biaya pasang pipa) untuk cairan sampai 80% (Peters,2003)

Material 43% PEC = 43% x Rp 56.375.084.330 = Rp 24.241.286.261
 Buruh 37% PEC = 37% x Rp 56.375.084.330 = Rp 20.858.781.202
 Jumlah manhour = Rp 20.858.781.202 / (Rp 20.178/ manhour) = 1.033.737
 Buruh lokal (100%)= 100% x 20.178 x 1.033.737 = Rp 20.858.781.202
 Total cost = Rp 45.100.067.464

4. Instrumentasi (biaya pemasangan alat alat control) 8 – 50% (Peters,2003)

Material 20% PEC = 20% x Rp 56.375.084.330 = Rp 11.275.016.866
 Buruh 10% PEC = 10% x Rp 56.375.084.330 = Rp 5.637.508.433
 Jumlah manhour = Rp 5.637.508.433 / (Rp 20.178/manhour) = 279.388
 Buruh lokal 100% = 100% x 20.178 x 279.388 = Rp 5.637.508.433
 Total cost = Rp 16.912.525.299

5. Listrik 12-30% PEC (Peters,2003)

Material 15% PEC = 15% x Rp 56.375.084.330 = Rp 8.456.262.649
 Buruh 5% PEC = 5% x Rp 56.375.084.330 = Rp 2.818.754.216
 Jumlah manhour = Rp 2.818.754.216 / (Rp 20.178/manhour) = 139.694
 Buruh lokal 100% = 100% x 20.178 x 139.694 = Rp 2.818.754.216
 Total cost = Rp 11.275.016.866

6. Bangunan

No	Nama Bangunan	Jumlah	p x l (m)	Luas (m ²)
1	Kantor	1	50 x 25	1250
2	Gedung pertemuan	1	30 x 20	600
3	Perpustakaan	1	15 x 10	150
4	Masjid	1	20 x 20	400
5	Koperasi	1	20 x 10	200
6	Kantin	1	30 x 15	450

7	Daerah Utilitas	1	35 x 20	700
8	Laboratorium	1	25 x 20	500
9	Ruang control	1	30 x 10	300
10	Daerah proses	1	50 x 50	2500
11	Gudang produk	1	30 x 15	450
12	Gudang bahan baku	1	30 x 15	450
13	UPL	1	35 x 20	700
14	Bengkel	1	20 x 15	300
15	K3 and <i>fire hydrant</i>	1	15 x 10	150
16	Poliklinik	1	30 x 20	600
17	Pos keamanan	2	10 x 6	120
18	Tempat parkir truk	1	35 x 20	700
19	Tempat parker karyawan	1	25 x 20	500
20	Area pengembangan			3500
21	Taman			500
22	Jalan			2600
Total Luas				17620

Harga di kawasan industri Gresik 250 USD atau Rp 3.578.500 / m² Tahun 2014. Tahun 2020 = (indeks 2020/indeks 2014) x Harga tahun 2014
= Rp 3.725.009 / m²

Biaya bangunan = 9820 x Rp 3.725.009 = Rp 36.579.588.947

7. Tanah

Luas tanah 17620 m²

Harga tanah Rp 2.000.000 / m² tahun 2016, tahun 2020 = Rp 2.099.070 / m²

Biaya tanah = Rp 36.985.626.675

8. Isolasi

5% PEC = 5% x Rp 56.375.084.330 = Rp. 2.818.754.216

9. Peralatan Utilitas (PEC – UT)

No	Nama Alat	Jumlah	Harga 2014 (\$)	Harga 2024 (\$)	Harga Total (\$)
1	<i>Demineralizer</i>	1	11.500	12.449	12.449
2	<i>Deaerator</i>	1	1.800	1.948	1.948
3	<i>Boiler</i>	1	231.900	251.045	251.045
4	Tangki N ₂ H ₄	1	8.500	9.201	9.201
5	Tangki karbon aktif	1	100	108	108
6	Pompa-01	2	3.200	3.464	6.928
7	Pompa-02	2	3.200	3.464	6.928
8	Pompa-03	2	3.200	3.464	6.928
9	Pompa-04	2	3.200	3.464	6.928
10	Pompa-05	2	3.200	3.464	6.928
11	Pompa-06	2	3.200	3.464	6.928
12	Pompa-07	2	3.200	3.464	6.928
13	Pompa-08	2	3.200	3.464	6.928
14	Pompa-09	2	3.200	3.464	6.928
15	Pompa-10	2	3.200	3.464	6.928
16	Pompa-11	2	3.200	3.464	6.928
17	Pompa-12	2	4.900	5.304	10.609
18	Pompa-13	2	3.200	3.464	6.928
19	Pompa-14	1	3.200	3.464	3.464
20	Pompa-15	4	3.200	3.464	13.856
21	Tangki HCl	1	19.200	20.785	20.785
22	Tangki NaOH	1	10.900	11.799	11.799
23	Tangki air demin	1	11.500	12.449	12.449
24	Tangki pendingin 1	1	8.600	9.310	9.310
25	Tangki pendingin 2	1	6.200	6.711	6.711
26	<i>Refrigerator unit</i>	1	388.500	420.574	420.574
27	<i>Cooling tower</i>	1	97.600	105.657	105.657
Harga PEC Utilitas USD (\$)					973.112

Harga PEC Utilitas Rupiah (Rp)

13.929.128.749

Harga PEC utilitas USD = 973.112 = Rp 13.929.128.749

Harga alat lokal

Tangki fyber Rp 3.000.000 / m³

Beton Rp 800.000 / m²

Nama Alat	Jenis Bahan	Jumlah	Harga (Rp)
Bak penampung	Beton	1	9.070.560
Tangki kaporit	Fyber	1	148.500
Tangki air sanitasi	Fyber	1	345.340.800
Tangki pendingin 3	Fyber	1	5.598.900
Tangki pendingin 4	Fyber	1	2.523.900
Total			362.682.660

Harga alat lokal Rp 362.682.660

PPC = Purchased Equipment Cost Rp 14.291.811.409

1. Delivered Equipment Cost (DEC)

Diperkirakan biaya transpot alat sampai tempat 10% PEC

DEC 10% PEC = 10% x Rp 14.291.811.409 = Rp 1.429.181.140

2. Instalasi (biaya pemasangan 25-55% PEC)

Material 11% PEC = 11% x Rp 14.291.811.409 = Rp 1.572.099.255

Buruh 32% PEC = 32% x Rp 14.291.811.409 = Rp 4.573.379.651

Jumlah manhour = Rp 4.573.379.651 / (Rp 20.178/manhour) = 226.651

Buruh lokal 100% = 100% x 20.178 x 226.651 = Rp 4.573.379.651

Total cost = Rp 6.145.478.906

3. Pemipaan (biaya pemasangan pipa) untuk cairan 80%

Material 43% PEC = 43% x Rp 14.291.811.409 = Rp 6.145.478.906

Buruh 37% PEC = 37% x Rp 14.291.811.409 = Rp 5.287.970.221

Jumlah manhour = Rp 5.287.970.221 / (Rp 20.178/manhour) = 262.065

Buruh lokal 100% = 100% x 20.178 x 262.065 = Rp 5.287.970.221

Total cost = Rp 11.433.449.127

4. Instrumentasi 20% (biaya pemasangan alat alat control)

Material 20%PEC = 20% x Rp 14.291.811.409 = Rp 2.858.362.281

Buruh 10% PEC = 10% x Rp 14.291.811.409 = Rp 1.429.181.140

Jumlah manhour = Rp 1.429.181.140 / (Rp 20.178/manhour) = 70.828

Buruh lokal 100% = 100% x 20.178 x 70.828 = Rp 1.429.181.140

Total cost = Rp 4.287.543.422

5. Listrik 10-40%

Material 15% PEC = 15% x Rp 14.291.811.409 = Rp 2.143.771.711

Buruh 5% PEC = 5% x Rp 14.291.811.409 = Rp 714.590.570

Jumlah manhour = Rp 714.590.570 / (Rp 20.178/manhour) = 35.414

Buruh lokal 100% = 100% x 20.178 x 35.414 = Rp 714.590.570

Total cost = Rp 2.858.362.281

PPC Utilitas = Rp 27.440.277.906

Fixed Capital Invesment	Rp	Range
PEC	70.666.895.739	
Instalasi	30.386.765.168	
Pemipaan	56.533.516.591	
Instrument	21.200.068.721	
Listrik	14.133.379.147	
Tanah + jalan	36.985.626.675	
Bangunan	36.579.588.947	
Pengembangan	8.115.000.000	
Isolasi	6.360.020.616	
Jumlah PPC	280.960.861.609	
Engineering % Contruccion 20%	56.192.172.321	5-30% FCI (Peters,2003)
Jumlah DPC	337.153.033.931	
Contractor's fee 15%	50.572.955.089	10-20% FCI (Peters,2003)
Contingency 15%	50.572.955.089	5-15% FCI (Peters,2003)
Jumlah FCI	438.298.944.110	

A. Direct Manufacturing cost

1. Bahan baku

Bahan baku	Kebutuhan	Rp/kg	Harga Rp
<i>Pickling Liquor</i>	4046,1980	1.359,83	43.576.960.223
Asam sulfat 98%	5507,4260	2.862,8	124.871.941.200
Total			168.448.901.424

2. Gaji Karyawan Rp 15.780.000.000

3. Supervisi (15% karyawan) = Rp 2.367.000.000

4. Maintenance (5% FCI) = Rp 21.914.947.206

5. Plant supplies (15% maintenance) = Rp 3.287.242.080

6. Harga produk Ferrosulfat Heptahidrat Rp 19.597,62 /kg

$$\begin{aligned} \text{Harga produk} &= 3787,8788 \times 19597,62 \times 24 \times 330 \\ &= \text{Rp } 587.928.600.000 \end{aligned}$$

7. Royalty and patent (2% sales) = Rp 11.758.572.000 (0-6% total produk)

8. Kebutuhan bahan utilitas

Bahan	Kebutuhan (kg/jam)	Kebutuhan (kg/th)	Harga (Rp/kg)	Pembelian (Rp/th)
Kaporit	0,057	452,23	3.000	1.356.696
N ₂ H ₄	0,005	38,02	20.000	760.320
Zeolit	0,194	1539,66	25.000	38.491.446
Resin Anion	0,648	5132,19	30.000	153.965.785
Solar	125,217	991721,97	5.150	5.107.368.131
HCl	224,219	1775814,44	1.500	2.663.721.656
NaOH	1365,978	10818547,49	4.700	50.847.173.204
Karbon aktif	0,004	32,26	11.000	354.839
Air	9,4485	74831,9237	13.000	972.815.008
Air Make Up	1,697	13437,13	13.000	174.682.736
Total				59.960.689.825

Biaya utilitas = Rp 59.960.689.825 / tahun

Total Direct Manufacturing Cost (DMC) = Rp 283.517.352.535

B. Indirect Manufacturing Cost

Payroll Overhead : 20% Karyawan = Rp 3.156.000.000

Laboratorium : 20% karyawan = Rp 3.156.000.000

Pack dan shipping: 10% FCI = Rp 43.829.894.411 (10-20% FCI)

Plant overhead : 70% karyawan = Rp 11.046.000.000

Total Indirect Manufacturing Costr (IMC) = Rp 61.187.894.411

C. Fixed Manufacturing Cost

Depreciation : 10% FCI = Rp 43.829.894.411 (10% FCI)

Property tax : 2% FCI = Rp 8.765.978.882 (1-4% FCI)

Asuransi : 1% FCI = Rp 4.382.989.441 (0,4 – 1 % FCI)

Total Fixed Manufactuirng Cost (FMC) = Rp 56.978.862.734

Total Manufacturing Cost (DMC + IMC + FMC) = Rp 401.684.109.681

D. Working Capital

Persediaan bahan baku : 1/12 x bahan baku = Rp 14.037.408.452

Bahan baku dalam proses : 0,5/330 x manufacturing = Rp 608.612.287

Biaya sebelum terjual : 1/12 x manufacturing = Rp 33.473.675.807

Persediaan uang : 1/12 x manufacturing = Rp 33.473.675.807

Jumlah (WC Working Capital) : Rp 81.593.372.353

E. General Expense

Administrasi : 5% MC = Rp 20.084.205.484 (2-5% MC Peters,2003)

Sales : 10% MC = Rp 40.168.410.968 (2-20% MC Peters,2003)

Finance : 1% MC = Rp 4.016.841.097 (1% MC Peters,2003)

Riset : 5% MC = Rp 20.083.205.484 (5% MC Peters,2003)

Total general expanse Rp 84.353.663.033

Total biaya produksi = manufacturing cost + general expanse =

Rp. 486.037.772.714

Penjualan (Sa) = Rp 587.928.600.000

Total cost = Rp 523.669.013.524

Keuntungan sebelum pajak = Rp 64.259.586.476

Keuntungan sesudah pajak = Rp 44.981.710.533

Pajak 30% dari keuntungan = Rp 19.277.875.943

Return on Investmen (ROI) adalah perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasi.

$Pr\ b = Pb / If$ dan $Pr\ a = Pa / If$

Dengan :

$Prb = ROI$ sebelum pajak

$Pra = ROI$ sesudah pajak

$Pb =$ keuntungan sebelum pajak

$Pa =$ keuntungan sesudah pajak

$If =$ fixed capital investment

POT (Pay out time) adalah jangka waktu pengembalian modal yang ditanam berdasarkan keuntungan yang dicapai

POT sebelum pajak = $If / (Pb + 0,1\ If)$

POT sesudah pajak = $If / (Pa + 0,1\ If)$

BEP (Break even point) merupakan titik batas suatu pabrik dapat dikatakan tidak untung tidak rugi.

$$BEP = \frac{Fa + 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

SDP (Shut down point) adalah titik dimana pabrik merugi sebesar fixed cost sehingga harus ditutup)

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

Discounted Cash Flow

Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan Discounted Cash Flow merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun berdasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi. Rated of return based on discounted cash flow adalah laju bunga maksimal dimana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik

$$FC + WC) (1+i)^n - (SV + WC) = C((1+i)^{n-1} + (1+i)^{n-2} + \dots + (1+i) + 1$$

Dengan :

$C = \text{Annual cost} = \text{profit after tax} + \text{depreciation} + \text{finance}$

$SV = \text{salvage value}$, $IFCI$

$WC = \text{Working capital}$

$FC = \text{Fixed capital}$

i dicari dengan trial

PERHITUNGAN

ROI sebelum pajak = 14,661%

ROI sesudah pajak = 10,263%

Fixed Cost (Fa)	Rp
<i>Depreciation</i>	43.829.894.411
Pajak	8.765.978.882
<i>Insurance</i>	4.382.989.441
Total	56.978.862.734

Variable cost (Va)	Rp
Bahan Baku	168.448.901.424
<i>Royalty and Patent</i>	11.758.572.000
Utilitas	59.960.689.825
<i>Packaging and Shipping</i>	43.829.894.411
Total	282.998.057.661

Regulateted Cost (Ra)	Rp
<i>Maintenance</i>	21.914.947.205
<i>Plant Suplies</i>	3.287.242.080
<i>Labolatory</i>	3.156.000.000
<i>Payroll Overhead</i>	3.156.000.000
<i>Plant Overhead</i>	11.046.000.000
<i>General Expense</i>	84.353.663.033
Total	126.913.852.320

BEP = Masukkan rumus diatas = 44,192%

SDP = Masukkan rumus diatas = 10,334%

C = Rp. 114.995.055.620

FC= Rp 438.298.944.111

WC= Rp 81.593.372.353

SV= 0,1 x FC = Rp 43.829.894.411

Bunga trial 10%

Rerata bunga bank per 2019 5,25%, berarti 1,5% = 7,875%

Persamaan DCF = $(FC + WC)(1+i)^N = \sum_{j=1}^N C_j(1+i)^{N-j} + WC + SV$

Trial i = 7,9%

Ruas kiri 1,98 E+11

Ruas kanan 1,31 E+11

Menggambar grafik BEP dan SDP

Kapasitas dibuat 0 , 50 , 100, 120, 150, 175

Sa = % x harga x 100.000

Fa = diketahui

Va = kapasitas x Va/unit + Fa

Tc = Fc + Va

Fc = Fa + 0,3Ra

Vc = 0,7Ra x kapasitas + Va

Dibuat tabel

Sa, Fa, Va, dan Tc dan digrafikkan Rupiah vs Kapasitas

Didapatkan grafik

