

BAB V

KESIMPULAN

Ditinjau dari segi kelayakan ekonomi, dapat disimpulkan bahwa pendirian pabrik ini layak untuk dipertimbangkan. Hal ini berdasarkan pada hasil perhitungan analisis ekonomi dan beberapa persyaratan kelayakan sebagai berikut:

1. Percent Return on Investment sebelum pajak 35,53 % dan setelah pajak 21,32 % dinilai cukup baik. Maka pabrik ini dapat digolongkan dalam kualifikasi pabrik beresiko rendah
2. Pay Out Time sebelum pajak 2,19 tahun dan setelah pajak 3,19 tahun dinilai cukup baik.
3. Discounted Cash Flow sebesar 37%. Suku bunga perbankan adalah sekitar 19,56 % sehingga investor lebih memilih untuk menanamkan modal dari pada menyimpannya di Bank.
4. Break Even Point sebesar 41,61 % cukup memenuhi syarat pada Bank untuk meminjamkan modal untuk pendirian pabrik ini karena syarat BEP adalah 40% - 60%.
5. Shut Down Point sebesar 20,25 %.
6. Berdasarkan Evaluasi ekonomi yang telah dilakukan, maka pabrik Aluminium Sulfat dari Bauksit dan Asam Sulfat dengan kapasitas 130.000 Ton/Tahun ini layak untuk didirikan.

REAKTOR

Tugas : Tempat berlangsungnya reaksi antara Al_2O_3 dan H_2SO_4 membentuk $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ dengan kecepatan umpan $\text{Al}_2\text{O}_3 = 9160,8982 \text{ kg/jam}$ dan kecepatan umpan $\text{H}_2\text{SO}_4 = 15051,3692 \text{ kg/jam}$.

Jenis : Reaktor Tangki Berpengaduk.

Fase : Padat – cair

Kondisi Operasi : T = 110°C

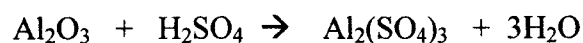
P = 1 atm

Konversi = 92 %

(Faith & Keyes)

➤ Tinjauan Termodinamika

Konsep termodinamika dari reaksi pembentukan Aluminium Sulfat dari reaksi kesetimbangan. Adapun reaksi utamanya adalah :



Untuk mengetahui reaksi berlangsung secara eksotermis atau endotermis dapat dihitung dengan persamaan :

$$H_f_{298^\circ\text{K}} \text{ reaksi} = \Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reaktan} \dots\dots\dots(1)$$

Pengaruh suhu pada konversi kesetimbangan dinyatakan dalam persamaan Van't

Hoff :

$$\frac{d \ln K}{dT} = \frac{\Delta H}{RT^2}$$

Keterangan :

ΔG° = Energi bebas Gibbs standart (T=298⁰K) Kcal/mol

ΔH = Panas Reaksi

K = Konstanta kesetimbangan

T = Temperatur (T= 383⁰K)

R = Tetapan Gas (R= 1,987 cal/mol⁰K)

Dan untuk mengetahui apakah reaksi irreversibel atau reversibel (Harga K) dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$\Delta G^\circ_{298^\circ\text{K}} \text{ reaksi} = \Delta G \text{ produk} - \Delta G \text{ reaktan} \dots\dots\dots(2)$$

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K \dots\dots\dots(3)$$

Diketahui data entalpi dan energi Gibbs masing-masing komponen pada 298⁰K adalah :

$$\ln \frac{K_{383}}{K_{298}} = \frac{\Delta H_{298}}{R} \left(\frac{1}{T_{298}} - \frac{1}{T_{383}} \right)$$

$$\ln K_{383} = \frac{33575}{1,987} \left(\frac{1}{298} - \frac{1}{383} \right) + \ln K_{298}^{\circ K}$$

$$\ln K_{383}^{\circ K} = 13,63$$

$$K_{383}^{\circ K} = 8,31 \cdot 10^5$$

Harga konstanta kesetimbangan reaksi (K) yang didapat $\gg 1$, sehingga reaksinya dianggap irreversible.

Pengaruh Temperatur terhadap Konstanta Kesetimbangan (K)

Reaksi pembentukan Aluminium Sulfat bersifat endotermis. Berdasarkan persamaan :

$$\ln \frac{K}{K_{298}} = \frac{\Delta H_{298}}{R} \left(\frac{1}{298} - \frac{1}{T} \right), \quad T_1 = 378^{\circ K}, \quad T_2 = 383^{\circ K}$$

diperoleh harga K pada suhu $378^{\circ K}$ sebesar $4,62 \cdot 10^5$, dan harga K pada suhu $383^{\circ K}$ sebesar $8,31 \cdot 10^5$. Dari perhitungan dapat diketahui pengaruh temperatur terhadap konstanta kesetimbangan, dimana semakin tinggi temperatur operasi yang digunakan maka harga konstanta kesetimbangannya (K) juga semakin besar. Jika harga K besar maka konversi kesetimbangan yang dicapai juga semakin besar. Begitu pula untuk temperatur yang rendah, harga K yang didapat kecil dan konversi yang akan dicapai juga semakin kecil.

3. Difusi produk dari permukaan padatan melalui lapisan film fluida kembali ke badan fluida.

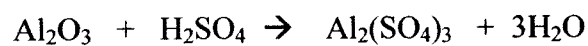
(Levenspiel, 1972)

Karena tidak ada lapisan yang terbentuk sehingga tidak ada tahanan transfer massa di lapisan abu.

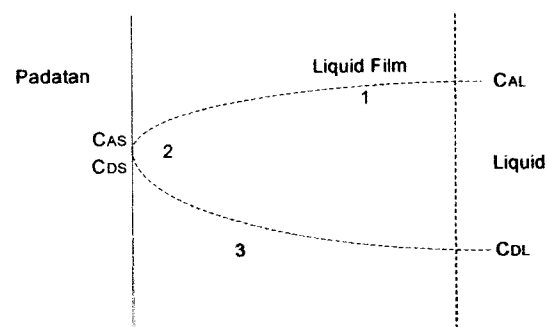
Asumsi-asumsi yang digunakan dalam penyusunan model kinetika reaksi heterogen ini adalah :

1. Keadaan steady state
2. Selama reaksi berlangsung perubahan volume dalam reaktor diabaikan ($\Delta V = 0$)
3. Distribusi bauksit dan asam sulfat merata di semua bagian reaktor karena pengadukan sempurna.
4. Partikel biji bauksit berbentuk bola (sphere) dan selama reaksi berlangsung bentuknya tetap bola.

Jika digambarkan mekanisme reaksinya adalah sebagai berikut :



(A) (B) (C) (D)



Dimana

$$k_B = \text{konstanta Stefan Boltzman} = 0,47962 \cdot 10^{-23} \text{ cal/}^\circ\text{K.mol}$$

$$h = \text{konstanta Planck} = 1,58427 \cdot 10^{-34} \text{ cal.s/}^\circ\text{K.mol}$$

$$T = \text{Suhu operasi} = 110^\circ\text{C} = 383^\circ\text{K}$$

$$\Delta G = \text{energi Gibbs} = -25.1 \text{ kcal/mol}$$

$$R = 1,987 \text{ cal/mol.}^\circ\text{K}$$

$$k = \frac{0,47962 \cdot 10^{-23} \times 383}{1,58427 \cdot 10^{-34}} \exp^{(-25100 / (1,987 \times 383))}$$
$$= 0,055$$

Pengaruh Temperatur terhadap Kecepatan Reaksi (k)

Berdasarkan persamaan :

$$k = k_B \frac{T \exp^{(-\Delta G/RT)}}{h}, \text{ dimana } T_1 = 378^\circ\text{K}, T_2 = 383^\circ\text{K}$$

diperoleh harga k pada suhu 378°K sebesar 0,035 dan harga k pada suhu 383°K sebesar 0,055. Dari perhitungan dapat diketahui pengaruh temperatur terhadap kecepatan reaksi, makin tinggi temperatur reaksinya maka harga k akan semakin besar sehingga reaksi pembentukan Aluminium Sulfat menjadi lebih cepat. Begitu pula sebaliknya, jika temperatur reaksinya makin rendah maka harga k akan semakin kecil dan reaksinya menjadi lebih lambat.

$$= 2,96 (1 - 0,92)$$

$$= 0,2368 \text{ mol/L}$$

- $C_b = C_{b0} - 3C_{a0}.X_a$

$$= 9,2 - (3 \times 2,96 \times 0,92)$$

$$= 1,0304 \text{ mol/L}$$

- $M = \frac{C_{b0}}{C_{a0}} = \frac{9,2}{2,96} = 3,1081 = 3$

Persamaan kecepatan reaksi :

$$-r_a = k \cdot C_a \cdot C_b^3$$

$$-dC_a/dt = k \cdot C_{a0} (1 - X_a) (C_{b0} - 3C_{a0}X_a)^3$$

$$-dC_a/dt = k \cdot C_{a0}(1-X_a) \cdot (C_{a0})^3((C_{b0}/C_{a0})-3X_a)^3$$

$$C_{a0} \cdot dX_a/dt = k \cdot C_{a0}^4 \cdot (1-X_a) (M-3X_a)^3$$

$$dX_a/dt = k \cdot C_{a0}^3 \cdot (1-X_a) (M-3X_a)^3$$

$$\int_0^{X_a} \frac{dX_a}{(1-X_a) \cdot (M-3X_a)^3} = \int_0^t k \cdot C_{a0}^3 \cdot t \cdot dt$$

$$\int_0^{X_a} \frac{dX_a}{(1-X_a) \cdot (3-3X_a)^3} = k \cdot C_{a0}^3 \int_0^t t \cdot dt$$

$$\int_0^{X_a} \frac{dX_a}{(1-X_a) \cdot (3)^3 (1-X_a)^3} = k \cdot C_{a0}^3 \cdot t$$

$$\frac{1}{(3)^3} \int_0^{X_a} \frac{dX_a}{(1-X_a)^4} = k \cdot C_{a0}^3 \cdot t$$

$$\frac{1}{(3)^3} \int_0^{X_a} (1-X_a)^{-4} dX_a = k \cdot C_{a0}^3 \cdot t$$

Perancangan Dimensi Reaktor

Tabel Kecepatan Volumetrik Umpan

Komponen	Massa (kg/jam)	BM	Mol (kmol/jam)	P (kg/ltr)	Fv (ltr/jam)
Al ₂ O ₃	5038,4940	102	49,3970	3,99	1262,7805
Fe ₂ O ₃	916,0898	160	5,7256	5,12	178,9238
SiO ₂	641,2624	60	10,6877	2,32	276,4064
TiO ₂	366,4359	80	4,5804	4,17	87,8743
H ₂ SO ₄	15051,3692	98	153,5854	1,834	8206,8534
H ₂ O	6694,4596	18	371,9144	1	6694,4596
TOTAL	28.708,1114				16707,2980

❖ Dimensi reaktor

Dipilih reaktor batch berbentuk silinder tegak dengan perbandingan :

$$D : H = 1 : 1,5 \text{ (Rase, p.343)}$$

$$\text{Volume terhitung} = 16707,2980 \text{ ltr/jam}$$

$$= 16707,2980 \text{ ltr} = 16,7073 \text{ m}^3 = 589,9470 \text{ ft}^3$$

Perancangan reaktor ini dibuat dengan memilih over design 20% sehingga volume reaktor menjadi :

$$\text{Volume Design} = 1,2 \times \text{Volume Terhitung}$$

$$= 1,2 \times 16707,2980 \text{ ltr}$$



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

Tekanan Perancangan

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm} = 14,7 \text{ psi}$$

$$\rho_M = \frac{\text{berat}}{\text{volume}} = \frac{28708,1114 \text{ kg/jam}}{16707,2980 \text{ ltr/jam}} = 1,7183 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik} &= \rho_M \cdot g \cdot H \\ &= 1,7183 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,81 \text{ kg.m/s}^2 \cdot 3,5352 \text{ m} \\ &= 62185,399 \text{ Pa} \\ &= 62185,399 \text{ Pa} \times \frac{1 \text{ atm}}{1,01 \cdot 10^5 \text{ Pa}} \times \frac{14,7 \text{ psia}}{1 \text{ atm}} \\ &= 9,0507 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ operasi} &= P \text{ hidrostatik} + 14,7 \text{ psia} \\ &= 23,7507 \text{ psia} \end{aligned}$$

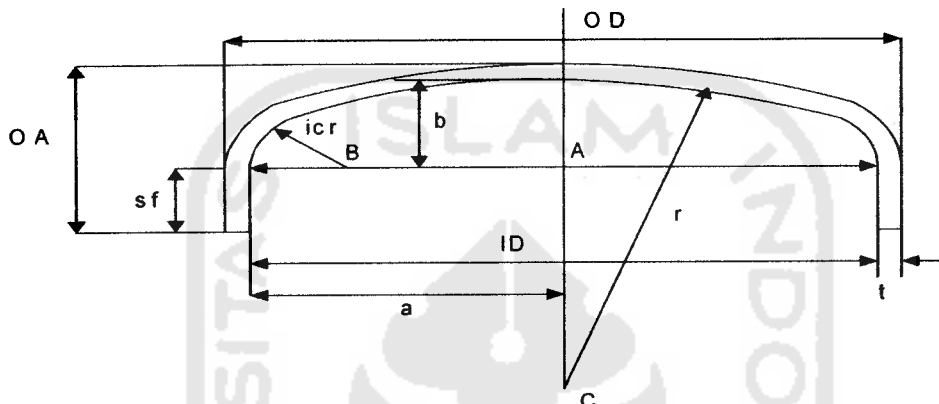
$$\begin{aligned} P \text{ design} &= 1,2 \times P \text{ operasi} \\ &= 1,2 \times 23,7507 \text{ psia} \\ &= 28,5008 \text{ psia} = 1,9388 \text{ atm} \end{aligned}$$

Tebal shell

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P d_{ro}}{f \cdot E + 0,4 \cdot P d} + C && \text{(Pers.13-1, p.254, Brownell)} \\ &= \frac{28,5008 \text{ psia} \cdot 48,4134 \text{ in}}{12650 \cdot 0,8 + 0,4 \cdot 28,5008} + 0,125 && = 0,2412 \text{ in} = 0,0066 \text{ m} \end{aligned}$$

Jadi ketebalan shell standar = $\frac{1}{4}$ in = 0,25 in (Table 5-7,p.89, Brownell)

❖ **Menentukan ukuran head**



Keterangan gambar :

- | | | | |
|----|------------------------|-----|------------------------------|
| ID | = diameter dalam head | icr | = jari-jari dalam sudut dish |
| OD | = diameter luar head | b | = tinggi head |
| A | = jari-jari dalam head | OA | = tinggi head total |
| t | = tebal head | sf | = straight flange |
| r | = jari-jari luar dish | | |

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis *head* meliputi :

1. *Flanged & Standard Dished Head*

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

2. *Torispherical Flanged & Dished Head*

Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar (14,802 atm) dan harganya cukup ekonomis.

3. *Eliptical Dished Head*

Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal. (100 psia – 200 psia).

4. *Hemispherical Head*

Digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi, kuat, dan ukuran yang tersedia.

Dipilih bentuk head *Torispherical dished head*. Tebal head dihitung dengan persamaan **13-12, Brownell & Young, p.258**

$$\text{ID shell} = 8,0690 \text{ ft} = 2,4594 \text{ m} = 96,8268 \text{ in}$$

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

$$= 96,8268 \text{ in} + (2 \cdot 0,25 \text{ in})$$

$$= 97,2018 \text{ in}$$

Dari **tabel 5.7, Brownell & Young, p.89** untuk OD shell = 97,2018 in, didapat

OD standar = 102 in ; rc = 96 in ; icr = 6,125 in

$$\text{IDs} = \text{OD} - 2 \cdot t_s$$

$$= (102 - (2 \cdot 0,1875)) \text{ in}$$

$$= 101,625 \text{ in} = 8,4688 \text{ ft} = 2,5813 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 H &= 1,5 \cdot D \\
 &= 1,5 \cdot 101,625 \text{ in} \\
 &= 152,4375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

❖ **Menentukan tebal head**

$$\begin{aligned}
 W &= \frac{1}{4} \cdot 3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} && \text{(pers. 7.76, p.138, Brownell)} \\
 &= \frac{1}{4} \cdot 3 + \frac{96}{6,125} \\
 &= 1,7397 \text{ in} \\
 th &= \frac{PdrcW}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 \cdot Pd} + c \\
 &= \frac{28,5008 \times 96 \times 1,7397}{2 \times 12650 \times 0,8 - 0,2 \times 28,5008} + 0,125 \\
 &= 0,2437 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih tebal head standar = $\frac{1}{4}$ in = 0,25 in ; sf = $\frac{3}{2} - 3$ (Brownell, p.88-90)

OD head sebelum standarisasi = ID + 2.th

$$= 96,8268 \text{ in} + (2 \cdot 0,2437 \text{ in})$$

$$= 97,5472 \text{ in}$$

Standarisasi dari tabel 5.7, Brownell, p.90 diperoleh :

$$\text{OD} = 102 \text{ in} ; \text{rc} = 96 \text{ in} ; \text{icr} = 6,125 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 ID_h &= OD - 2 \cdot th \\
 &= 102 \text{ in} - (2 \cdot 0,25 \text{ in}) \\
 &= 101,2500 \text{ in} = 8,4375 \text{ ft} = 2,5718 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 a &= ID/2 \\
 &= 101,25 \text{ in}/2 \\
 &= 50,625 \text{ in} = 4,2188 \text{ ft} = 1,2859 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= ID/2 - icr = a - icr \\
 &= 50,625 \text{ in} - 6,125 \text{ in} \\
 &= 44,5 \text{ in} = 3,7083 \text{ ft} = 2,2828 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr \\
 &= (96 - 6,125) \text{ in} \\
 &= 89,875 \text{ in} = 7,4896 \text{ ft} = 2,2828 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 AC &= \sqrt{(BC^2 - AB^2)} \\
 &= \sqrt{89,875^2 - 44,5^2} = \sqrt{6097,2656} = 78,0850 \text{ in} = 6,5071 \text{ ft} = 1,9834 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - AC \\
 &= (96 - 78,0850) \text{ in} \\
 &= 17,915 \text{ in} = 1,4929 \text{ ft} = 0,4550 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari tabel **Brownell & Young** dengan t_h standar = $\frac{1}{4}$ in = 0,25 in ; $sf = \frac{3}{2} - 3$
 maka dipilih $sf = 3$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head total (OA)} &= b + sf + t_h \\ &= (17,915 + 3 + 0,25) \text{ in} \\ &= 21,23 \text{ in} = 1,77 \text{ ft} = 0,5404 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Vol. Head bawah (Vht)} &= 0,000049 D^3 \\ &= 0,0847 D^3 \quad (\text{p.88, tab. 5-11, Brownell}) \\ &= 0,0847 \cdot (8,4688 \text{ ft})^3 \\ &= 51,2552 \text{ ft}^3 = 1,4514 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Vol. shell (Vt)} &= V_{\text{reaktor}} - 2V_{\text{ht}} \\ &= (20,0488 - 2 \cdot 1,4514) \text{ m}^3 \\ &= 17,135 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi shell (hs)} &= \frac{4 \cdot V_s}{3,14 \cdot ID^2} \\ &= \frac{4 \cdot 17,135 \text{ m}^3}{3,14 \cdot (2,4594 \text{ m})^2} = 3,6069 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor (hr)} &= h_s + 2 \cdot h_t \\ &= (3,6069 + 2 \cdot 0,5405) \text{ m} \\ &= 4,6881 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Vol. Larutan bagian shell} = \text{Vol. Larutan dalam reaktor} - \text{Vol. Head bawah}$$

$$= (16,7073 - 1,4514) \text{ m}^3$$

$$= 15,2504 \text{ m}^3$$

$$\text{Luas permukaan cairan (At)} = 3,14/4 \cdot \text{ID}^2$$

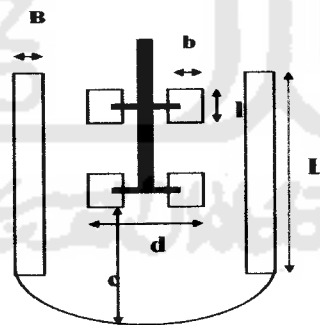
$$= 3,14/4 \cdot (2,5813 \text{ m})^2$$

$$= 5,2332 \text{ m}^2$$

$$\text{Tinggi larutan dalam shell} = \frac{\text{Volume larutan bagian shell}}{\text{At}} = \frac{15,2504 \text{ m}^3}{5,2332 \text{ m}^2}$$

$$= 2,9142 \text{ m}$$

❖ **Perancangan pengaduk**



Keterangan :

ID = diameter dalam reaktor

d = diameter pengaduk

l = panjang sudu pengaduk

b = lebar sudu pengaduk

c = jarak pengaduk dengan dasar tangki

B = lebar *baffle*

L = tinggi cairan

Menentukan Jenis Pengaduk yang dipakai

Digunakan pengaduk jenis turbin dengan enam sudu (*six blades turbine*), karena turbin memiliki *range* volume yang besar dan dapat digunakan untuk kecepatan putaran yang cukup tinggi.

Data pengaduk diperoleh dari Brown "Unit Operation" hal. 507

Mencari Viskositas Campuran

Dari "Perry, Chemical Engg. Hand book, 6th ed, tab. 3-312, p. 3-251" diperoleh data :

	X	Y
H ₂ SO ₄ 98%	7	24,8
H ₂ SO ₄ 60%	10,2	21,3
H ₂ O	10,2	13

Harga x dan y dihubungkan pada **fig. 3-43 (homograph for viscosities of liquid at 1 atm, p. 3-252)** pada T = 110°C

$$\mu \text{ H}_2\text{SO}_4 \text{ 98\%} = 2,7 \text{ cp}$$

$$\mu \text{ H}_2\text{SO}_4 \text{ 60\%} = 1,55 \text{ cp}$$

$$\mu \text{ H}_2\text{O} = 0,25 \text{ cp}$$

➤ Interpolasi

$$\frac{77 - 60}{98 - 60} = \frac{\mu - 1,55}{2,7 - 1,55}$$

$$66,05 = 30\mu$$

$$\mu \text{ H}_2\text{SO}_4 \text{ 77\%} = 2,2017$$

Dari Perry Chemical Engg. Handbook 6th ed., p. 3-282 persamaan :

$$\ln \mu_{\text{mix}} = \sum x_i \cdot \ln \mu_i$$

Dimana :

μ campuran = viskositas campuran

μ_i = viskositas pada komponen i

x_i = fraksi berat untuk komponen i

Viskositas bahan masuk reaktor

Komponen	Massa, kg/jam	x_i	μ_i (cp)
Al ₂ O ₃	5038,4940	0,1755	
Fe ₂ O ₃	916,0898	0,0319	
SiO ₂	641,2624	0,0223	
TiO ₂	366,4359	0,0128	
H ₂ SO ₄	15051,3692	0,2332	0,25
H ₂ O	6694,4596	0,5243	2,0645
TOTAL	28.708,1114		

a. Diameter pengaduk (d)

$$d = \frac{Dt}{3} = \frac{101,625}{3} = 33,875 \text{ in} = 2,8229 \text{ ft} = 0,8604 \text{ m}$$

b. Lebar sudu pengaduk (b)

$$b = \frac{d}{5} = \frac{33,875}{5} = 6,775 \text{ in}$$

c. Panjang sudu pengaduk (l)

$$l = \frac{d}{4} = \frac{33,875}{4} = 8,4688 \text{ in}$$

d. Jarak pengaduk dengan dasar tangki (c)

$$c = \frac{3}{4}d = \frac{3}{4} \cdot 33,875 \text{ in} = 25,4063 \text{ in} = 0,6453 \text{ m}$$

e. Lebar baffle (B)

$$B = 0,17 \cdot ID = 0,17 \cdot 101,625 \text{ in} = 17,2763 \text{ in} = 0,4388 \text{ m}$$

f. Tinggi pengaduk (h)

$$h = l - c = (8,4688 - 25,4063) \text{ in} = 4,0442 \text{ m}$$

$$\text{Spesifik gravitasi (sg)} = \frac{\rho_{mix}}{\rho_{air}} = \frac{1718,3 \frac{kg}{m^3}}{1000 \frac{kg}{m^3}} = 1,7183$$

$$\text{WELH} = \text{tinggi cairan} \cdot \text{sg}$$

$$= (2,9142 + 0,5404) \text{ m} \cdot 1,7183$$

$$= 19,4751 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{\text{WELH}}{ID} = \frac{5,9360 \text{ m}}{2,5813 \text{ m}} = 2,2996 \approx 2 \text{ pengaduk}$$

$$\text{Kecepatan putar pengaduk (N)} = \frac{600}{\pi \cdot d} \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot d}} \quad (\text{Rase, p.338})$$

Dimana :

N = Kecepatan putar pengaduk, rpm

d = diameter pengaduk, m

WELH = *Water Equivalent Liquid Height*, ft

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan putaran pengaduk (N)} &= \frac{600}{3,14 \cdot 2,8229 \text{ ft}} \sqrt{\frac{19,4751 \text{ ft}}{2 \cdot 2,8229 \text{ ft}}} \\ &= 125,6573 \text{ rpm} = 2,0943 \text{ rps} = 7539,48 \text{ rph} \end{aligned}$$

Dipakai motor *fixed speed belt (single reduction gear with v belt)* dengan kecepatan putaran standar 600 fpm.

Keuntungan : harga murah dan mudah mengganti bagian-bagian yang rusak.

$$NRe = \frac{N \cdot d^2 \cdot \rho_{mix}}{\mu_{mix}} \quad (\text{Brown, p.507})$$

$$= \frac{2,0943 \text{ rps} \cdot (86,04 \text{ cm})^2 \cdot 1,7183 \text{ gr/cm}^3}{(1,0584 \text{ cp} \cdot 0,01 \text{ gr/cm.s})} = 2510897,129$$

NRe > 2100, aliran turbulen

Dari fig. 15-23, p. 15-25, diperoleh Np = 4

$$Pa = \frac{Np \cdot \rho \cdot N^3 \cdot d^5}{gc} = \frac{4.107,2731 lb / ft^3 \cdot (2,0943 rps)^3 \cdot (2,8229 ft)^5}{32,2 ft / s^2}$$

$$= 2204,3567 \text{ ft} \cdot \text{lb} / \text{s}$$

$$= 4,0079 \text{ HP}$$

Effisiensi motor penggerak (η) = 80% (Ulrich, 1984, fig. 4-2)

$$\text{Daya penggerak motor} = \frac{Pa}{\eta} = \frac{4,0079 \text{ HP}}{0,8} = 5,0099 \text{ HP}$$

Maka dipakai motor dengan daya = 5 Hp (NEMA)

(p. 358, Project Engg. Process Plant)

❖ **Mengecek waktu pengadukan sempurna**

$$\frac{Q_r}{F_v} > 10 \quad (\text{Rase, 1997, p.336})$$

Dengan : Q_r = kecepatan sirkulasi, m^3/jam

F_v = kecepatan volumetric, m^3/jam

Untuk turbin dengan enam blade dengan $b = 1/5 \cdot d$

$$NQ_r = \frac{0,93 D_s}{d} \text{ untuk } Re > 10.000$$

Data : $Re = 2510897,129 > 10000$

$$NQ_r = \frac{0,93 \cdot 101,625 \text{ in}}{33,875 \text{ in}} = 2,7900$$

$$\begin{aligned}
 Q_r &= N Q_r \cdot N \cdot d^3 \\
 &= 2,7900 \cdot 2,0943 \text{ rps} \cdot (0,8604 \text{ m})^3 \\
 &= 3,7215 \text{ m}^3/\text{s} = 13397,4 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\frac{Q_r}{F_v} = \frac{13397,4 \text{ m}^3/\text{jam}}{16,7073 \text{ m}^3/\text{jam}} = 801,8890 > 10 \text{ maka pengadukan cepat sekali}$$

sehingga keadaan uniform langsung tercapai.

Dari Perry's Chemical Engg. Handbook tab. 3-206 section 3, p. 3-147

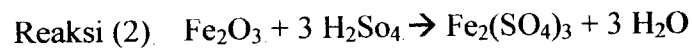
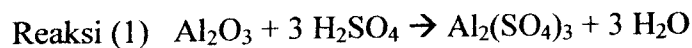
diperoleh data heat of formation (ΔH_f)

Tabel data panas pembentukan (ΔH_f)

Komponen	$\Delta H_{f,298}$ (kkal/mol)
$\text{Al}_2\text{O}_3(\text{s})$	-399,09
$\text{Fe}_2\text{O}_3(\text{s})$	-198,5
$\text{H}_2\text{SO}_4(\text{Aq})$	-212,03
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3(\text{Aq})$	-893,9
$\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3(\text{Aq})$	-653,3
$\text{H}_2\text{O}(\text{l})$	-68,3174

Entalpi reaksi pada sembarang suhu dapat dituliskan dengan persamaan :

$$\begin{array}{ccc}
 \text{Reaktan, T} & \Delta H_{\text{Total}} & \text{Produk, T} \\
 \xrightarrow{\hspace{10em}} & & \xrightarrow{\hspace{10em}} \\
 \Delta H_r = \int_{298}^T \sum m_i C_{pi} dt & & \Delta H_p = \int_{298}^T \sum n_i C_{pi} dt \\
 & \Delta H_{298} &
 \end{array}$$



❖ Menghitung ΔH_{298} untuk reaksi (1) dan (2)

$$\begin{aligned}\Delta H_{298} (1) &= [3 \times \Delta H_f \text{H}_2\text{O} + \Delta H_f \text{Al}_2(\text{SO}_4)_3] - [\Delta H_f \text{Al}_2\text{O}_3 + 3 \times \Delta H_f \text{H}_2\text{SO}_4] \\ &= [3 \cdot (-68,3174) + (-893,9)] - [(-399,09) + (3 \cdot -212,03)] \\ &= -63,6722 \text{ kcal/mol} \times 1000 \text{ mol/kmol} \\ &= -63672,2 \text{ kcal/kmol} \times \text{mol Al}_2\text{O}_3 \text{ yang bereaksi} \\ &= -63672,2 \text{ kcal/kmol} \times 45,4452 \text{ kmol/jam} \\ &= -2893595,863 \text{ kcal/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{298} (2) &= [3 \times \Delta H_f \text{H}_2\text{O} + \Delta H_f \text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3] - [\Delta H_f \text{Fe}_2\text{O}_3 + 3 \times \Delta H_f \text{H}_2\text{SO}_4] \\ &= [3 \cdot (-68,3174) + (-653,3)] - [(-198,5) + (3 \cdot -212,03)] \\ &= -23,6622 \text{ kcal/mol} \times 1000 \text{ mol.kmol} \\ &= -23662,2 \text{ kcal/kmol} \times \text{mol Fe}_2\text{O}_3 \text{ yang bereaksi} \\ &= -23662,2 \text{ kcal/kmol} \times 1,2504 \text{ kmol/jam} \\ &= -28522,4159 \text{ kcal/jam}\end{aligned}$$

$$\Delta H_{298} \text{ Total} = \Delta H_{298} (1) + \Delta H_{298} (2)$$

$$= [(-2893595,863) + (-28522,4159)] \text{ kcal/jam}$$

$$= -2922118,279 \text{ kcal/jam}$$

➤ Menghitung ΔH_R

Tabel entalphi masuk reaktor pada $T = 30^\circ\text{C} = 303^\circ\text{K}$

Komponen	Massa, kg/jam	Cp, kal/kg $^\circ\text{K}$	ΔT , $^\circ\text{K}$	ΔH , kkal/jam
Al ₂ O ₃	5038,4940	23,6549	-5	-2281,7168
Fe ₂ O ₃	916,0898	13,5631	-5	-296,5880
SiO ₂	641,2629	6,9038	-5	-261,2874
TiO ₂	366,4359	21,9940	-5	-100,9749
H ₂ O	2198,6156	0,3210	-5	-3367,1724
				-6307,7395

Tabel entalphi masuk reaktor pada $T = 110^\circ\text{C} = 383^\circ\text{K}$

Komponen	Massa, kg/jam	Cp, kal/kg $^\circ\text{K}$	ΔT , $^\circ\text{K}$	ΔH_3 , kkal/jam
H ₂ SO ₄	15051,3692	4,213	-85	-18766,8975
H ₂ O	4495,8440	1,177	-85	-147956,2983
				-166723,1959

Tabel entalphi keluar reaktor pada $T = 110^\circ\text{C} = 383^\circ\text{K}$

Komponen	Massa, kg/jam	Cp, kal/kg $^\circ\text{K}$	ΔT , $^\circ\text{K}$	ΔH , kkal/jam
Al ₂ O ₃	403,0836	29,0059	85	3740,8902
Fe ₂ O ₃	723,2258	20,046	85	4966,3981

SiO ₂	641,2629	21,1412	85	5515,1710
TiO ₂	366,4359	21,5963	85	2234,2810
H ₂ O	9213,5920	1,77	85	303214,5933
H ₂ SO ₄	1336,0928	4,213	85	1665,9160
Al ₂ (SO ₄) ₃	15542,2584	0,2042	85	93946,2489
Fe ₂ (SO ₄) ₃	482,1600	15,917	85	2597,8070
				417881,3054

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ Total} &= \Delta H_R + \Delta H_{298} + \Delta H_P \\ &= -2677267,9093 \text{ kkal/jam} \end{aligned}$$

❖ Merancang koil reaktor

Menghitung koefisien transfer panas

Nilai koefisien perpindahan panas pada RTB dengan baffle dipakai persamaan 20.54, Kern, p. 722.

$$hc = 0,00285 \cdot \frac{L^2 \cdot Np}{\mu}$$

Harga konduktivitas panas

(Table 2, p.95, Kern)

$$H_2SO_4 \text{ 90\%} = 0,21$$

$$H_2SO_4 \text{ 60\%} = 0,25$$

$$\frac{90 - 77}{90 - 60} = \frac{0,21 - x}{0,21 - 0,25}$$

$$X = 0,2273$$

Tabel komposisi masuk reaktor pada T = 303°K

Komponen	Massa, kg/jam	Xi	Cp, kal/kg.°K	Ki, BTU/h.ft.°F	xi.ki
Al ₂ O ₃	5038,4940	0,55	23,6549	2,7	1,485
Fe ₂ O ₃	916,0898	0,1	13,5631	2,7	0,27
SiO ₂	641,2629	0,07	6,9038	2,7	0,189
TiO ₂	366,4359	0,04	21,9940	2,7	0,108
H ₂ O	2198,6156	0,24	0,3210	0,398	0,0955
TOTAL	9160,8982	1			2,1475

Tabel komposisi masuk reaktor pada T = 383°K

Komponen	Massa, kg/jam	Xi	Cp, kal/kg.°K	Ki, BTU/h.ft.°F	xi.ki
H ₂ SO ₄	15051,3692	0,77	4,213	0,2273	0,3065
H ₂ O	4495,8440	0,23	1,177	0,3980	0,0523
TOTAL	19547,2132	1			0,3587

$$C_p \text{ campuran} = \sum C_{pi} \cdot x_i$$

$$C_p \text{ campuran (1)} = 0,1377 \text{ kcal/kg}$$

$$C_p \text{ campuran (2)} = 0,1003 \text{ kcal/kg}$$

$$C_p \text{ campuran total} = 0,2381 \text{ kcal/kg} = 0,4285 \text{ BTU/lb}$$

$$kond. \text{ panas} = \sum x_i \cdot k_i$$

$$K \text{ pada } T = 303^\circ K = 2,1475 \text{ BTU/jam.ft.}^\circ F \times 85,73 \text{ }^\circ F = 184,1069 \text{ BTU/jam.ft}$$

K pada T = 383°K = 0,3587 BTU/jam.ft.°F x 229,73 °F = 82,4131 BTU/jam.ft

K campuran = 2,5063 BTU/jam.ft.°F = 266,5200 BTU/jam.ft

$$hc = \frac{0,87k}{Dt} \left[\frac{L^2 \cdot N \cdot \rho}{\mu} \right]^{2/3} \left[\frac{Cp \cdot \mu}{k} \right]^{1/3} \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14}$$

Dimana :

μ = viskositas campuran = 1,0584 . 2,41909 = 2,5604 lb/jam.ft

μ_w = viskositas air

k = konduktivitas panas

Cp = kapasitas panas larutan

L = diameter putar pengaduk = 2,8229ft

N = kecepatan putar pengaduk = 7539,48 rph

$$hc = 3624,6440 \text{ BTU / jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

❖ Merancang kebutuhan air pendingin

Pendingin yang digunakan adalah coil pendingin dengan media pendingin adalah air. (Faith Keyes, p.563)

Suhu air pendingin masuk = 30°C = 86°F

Suhu air pendingin keluar = 50°C = 122°F

$$T_f = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{(86 + 122)^\circ F}{2} = 104^\circ F$$

Sifat-sifat air pada $T = 104^\circ F$ adalah :

$$\rho = 1000 \text{ kg/m}^3 = 62,43 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,8 \text{ cp} = 1,936 \text{ lb/ft.jam}$$

$$c_p = 1 \text{ kkal/kg}^\circ C = 1 \text{ BTU/lb.}^\circ F$$

$$k = 284,6085 \text{ BTU/jam.ft}$$

Panas yang diambil pendingin

$$Q_p = 2677267,9093 \text{ kkal/jam} = 106198,7732 \text{ BTU/jam}$$

Kebutuhan air pendingin

$$W_t = \frac{Q_p}{C_p(T_2 - T_1)} = \frac{106198,7732 \text{ BTU/jam}}{1 \text{ BTU/lb.}^\circ F (122 - 86)^\circ F} = 294996,2437 \text{ lb/jam}$$

$$W_t = 133807,9365 \text{ kg/jam}$$

Debit air pendingin

$$F_{vp} = \frac{W_t}{\rho} = \frac{133807,9365 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} = 133,8079 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0372 \text{ m}^3/\text{s} = 1,3126 \text{ ft}^3/\text{s}$$

❖ **Menghitung luas penampang aliran (A)**

Harga kecepatan untuk cairan dalam pipa = 1,5 – 2,5 m/s (Coulson, p.534)

Dipilih harga kecepatan cairan (v) = 2,5 m/s = 29530 ft/jam = 8,202 ft/s

$$A = \frac{Fvp}{v} = \frac{\pi}{4} (ID)^2$$

$$ID = \sqrt{\frac{4.Fvp}{\pi.v}} = \sqrt{\frac{4.0,0372m^3/s}{3,14.2,5m/s}} = 0,1376m = 0,4515ft = 5,4182in$$

Dari tabel 11 Kern p.844 dipakai NPS 6 in, sehingga didapat :

$$OD = 6,625 \text{ in} = 0,5521 \text{ ft} = 0,1683 \text{ m}$$

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

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

$$A'' = 1,178 \text{ ft}^2/\text{ft} \text{ (surface/inlet)}$$

❖ **Menghitung mass velocity**

$$Gt = \frac{Wt}{A'} = \frac{294996,2437 \text{ lb/jam}}{0,2007 \text{ ft}^2} = 1469877,477 \text{ lb/ft}^2$$

$$V = \frac{Gt}{\rho} = \frac{1469877,477 \text{ lb/ft}^2}{62,43 \text{ lb/ft}^3} = 23544,40937 \text{ ft/jam} = 6,5401 \text{ ft/s}$$

❖ **Menghitung hi dan hio**

Re dalam pipa

$$Re_i = \frac{ID.Gt}{\mu} = \frac{0,5054 \text{ ft} \cdot 1469877,477 \text{ lb} / \text{ft}^2}{1,8929 \text{ lb} / \text{ft} \cdot \text{jam}} = 392466,8894$$

Untuk $T = 104^\circ\text{F}$ diperoleh $hi = 1800 \text{ BTU} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ (Fig. 25, Kern)

$$hio = hi \cdot \frac{ID}{OD} = 1800 \text{ BTU} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \cdot \frac{0,5054 \text{ ft}}{0,5521 \text{ ft}} = 1647,8491 \text{ BTU} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

❖ **Menghitung harga LMTD**

Suhu masuk reaktor = $T_1 = 110^\circ\text{C} = 230^\circ\text{F}$

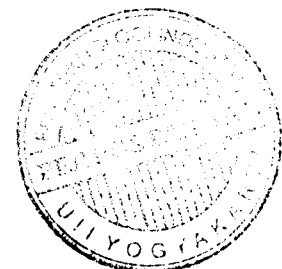
Suhu keluar reaktor = $T_2 = 110^\circ\text{C} = 230^\circ\text{F}$

Suhu air masuk = $t_1 = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$

Suhu air keluar = $t_2 = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$

$$LMTD = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \left[\frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_2} \right]}$$

$$LMTD = \frac{(230 - 86)^\circ\text{F} - (230 - 122)^\circ\text{F}}{\ln \left[\frac{(230 - 86)^\circ\text{F}}{(230 - 122)^\circ\text{F}} \right]} = 125,1381^\circ\text{F}$$



❖ **Menghitung U_c dan U_d**

a. Clean overall Coefficient (U_c)

$$U_c = \frac{hc \cdot hio}{hc + hio} = \frac{3624,6440 \cdot 1647,8491}{3624,6440 + 1647,8491} = 1132,8353 \text{ BTU} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ F$$

b. Dirty overall Coefficient (U_d)

$$R_d \text{ minimum} = 0,001 \text{ jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ F / \text{BTU} \text{ (tabel 12, Kern)}$$

$$hd = \frac{1}{R_d \text{ min}} = \frac{1}{0,001} = 1000 \text{ BTU} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ F$$

$$U_d = \frac{hd \cdot U_c}{hd + U_c} = \frac{1000 \cdot 1132,8353}{1000 + 1132,8353} = 531,1405 \text{ BTU} / \text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ F$$

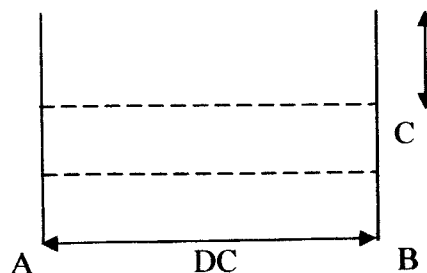
❖ **Menghitung luas perpindahan panas**

$$A = \frac{Q_p}{U_d \cdot LMTD} = \frac{10619864,7732}{531,1405 \cdot 125,1381} = 159,7790 \text{ ft}^2$$

❖ **Menghitung panjang koil**

$$L = \frac{A}{A''} = \frac{159,7790}{1,178} = 135,6359 \text{ ft} = 41,3418 \text{ m}$$

❖ **Menghitung jumlah lengkung koil**



Diameter Helix

$$DC = 0,8 \cdot (\text{ID Reaktor}) = 0,8 \cdot 2,4594 = 2,0625 \text{ m} = 6,7667 \text{ ft}$$

$$AB = DC = 2,0625 \text{ m}$$

Jarak gulungan antar koil

$$BC = x = 1 \cdot \text{OD koil} = 0,5521 \text{ ft} = 0,1683 \text{ m}$$

$$AC = \sqrt{(AB)^2 - (BC)^2} = \sqrt{(6,7667)^2 - (0,5521)^2} = 6,7441 \text{ ft} = 2,0556 \text{ m}$$

$$\text{Keliling busur AB} = \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot 2,0625 \text{ m} = 3,2381 \text{ m}$$

$$\text{Keliling busur AC} = \frac{1}{2} \cdot \pi \cdot 2,0556 \text{ m} = 3,2273 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Keliling lingkaran koil} &= \text{Keliling busur AB} + \text{Keliling busur AC} \\ &= (3,2381 + 3,2273) \text{ m} \\ &= 6,4654 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah lengkung koil (N)} = \frac{L}{\text{Keliling.koil}} = \frac{41,3418 \text{ m}}{6,4654 \text{ m}} = 6 \text{ lilitan}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tumpukan koil} &= x \cdot N = 0,1683 \text{ m} \cdot 6 \text{ lilitan} \\ &= 1,0097 \text{ m} = 3,3125 \text{ ft} \end{aligned}$$

Koil tercelup seluruhnya dalam cairan karena koil lebih rendah dari tinggi cairan
(1,0097 m < 2,9156 m)

Tinggi cairan setelah ada koil (Z_c)

$$Z_c = \frac{V_{\text{cairan}} + V_{\text{koil}}}{A_{\text{reaktor}}} = \frac{15,2504 + (0,25 \cdot 3,14 \cdot 0,1683^2 \cdot 41,3418)}{0,25 \cdot 3,14 \cdot 2,5813^2} = 3,1001 \text{ m}$$

❖ **Menghitung pressure drop koil**

Faktor friksi (f) = 0,0001 ft^2/m^2

$$\phi = \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,19} = 1$$
$$\Delta P = \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot Ids \cdot \phi}$$

Dimana :

S = Spesifik gravity = 62,1580 lb/ft^3

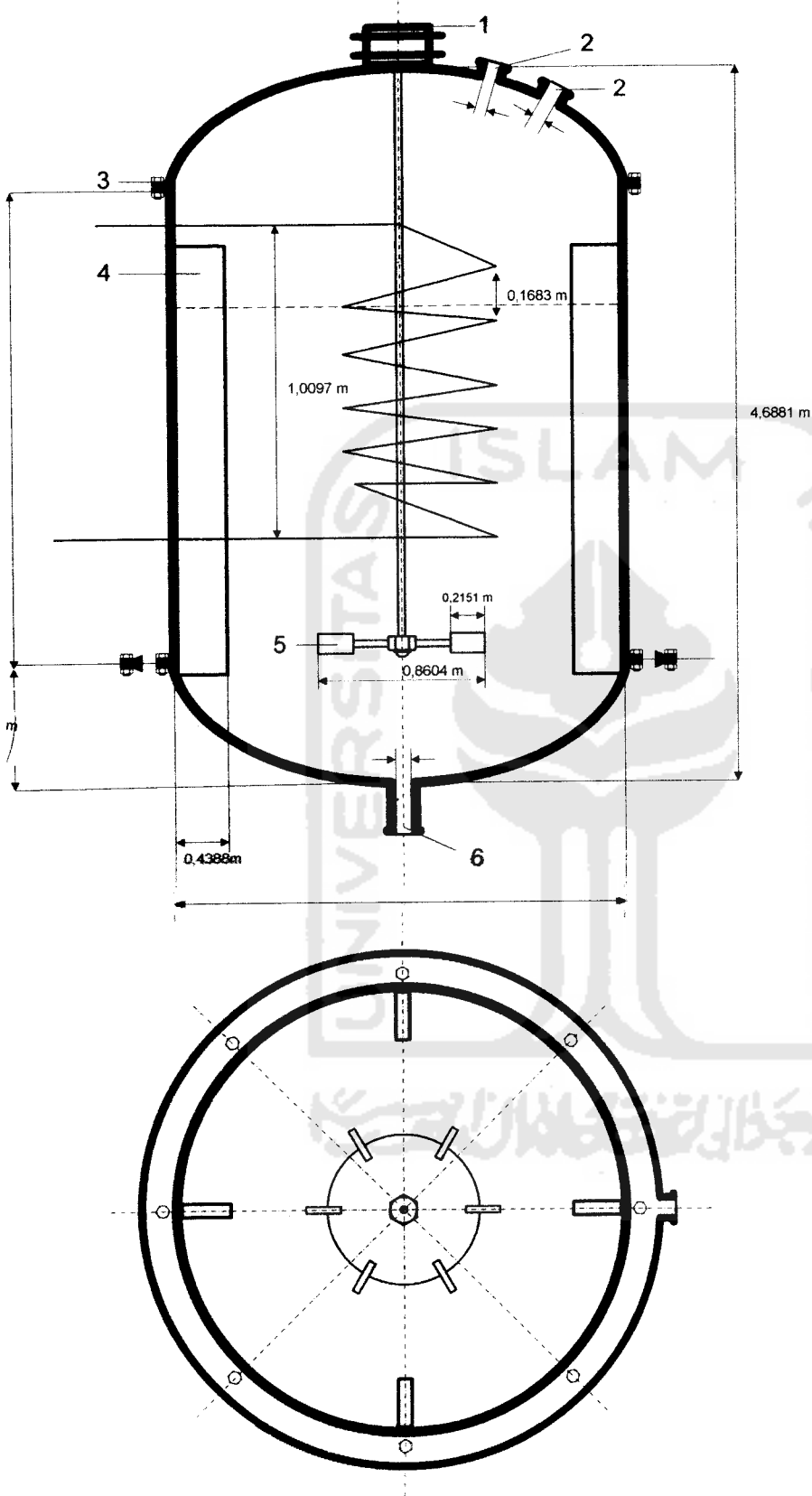
L = Panjang koil = 135,6359 ft

Gt = 1469877,477 $\text{lb}/\text{jam} \cdot \text{ft}^2$

Ids = 0,5054 ft

ΔP = 0,0179 psi

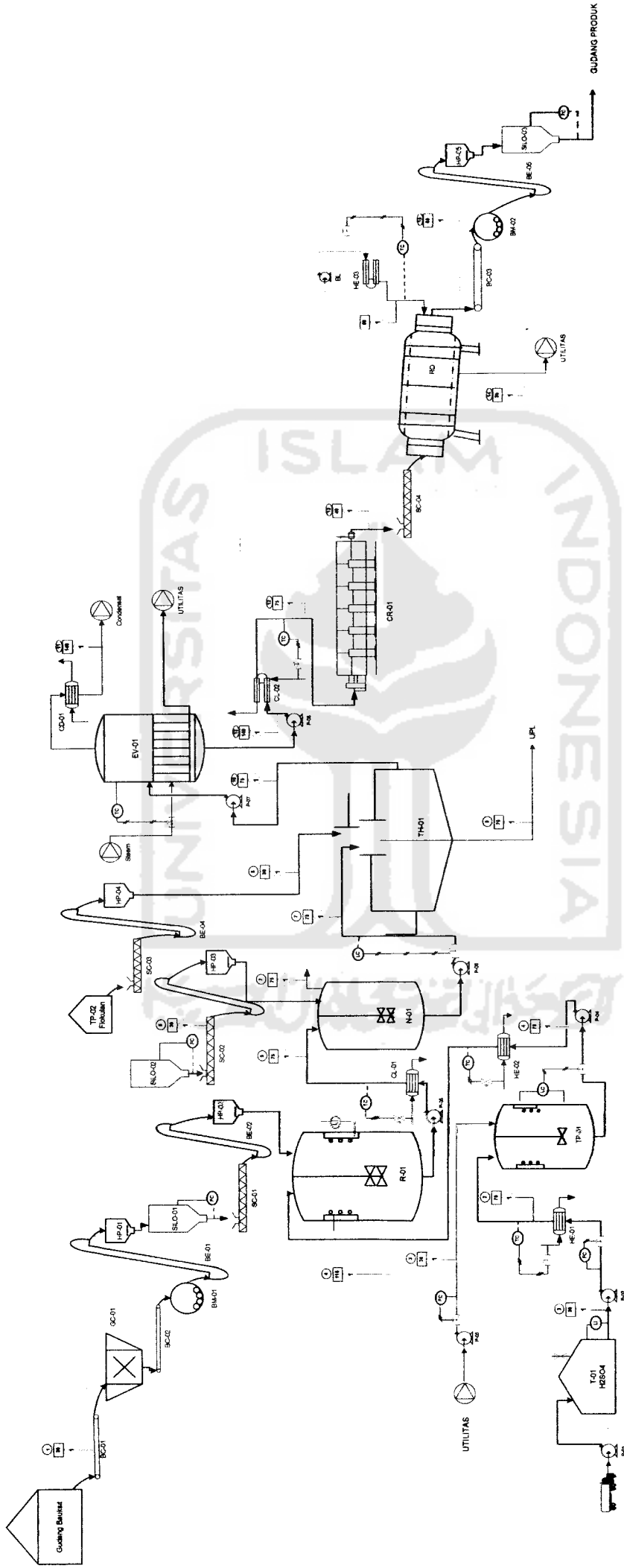
Syarat ΔP cairan dalam tube < 10 psi, maka $\Delta P = 0,0179$ psi memenuhi syarat.



- Keterangan:
- 1. motor pengaduk
 - 2. pipa masuk umpan
 - 3. fastener
 - 4. baffle
 - 5. pengaduk
 - 6. pipa produk

Gambar Reaktor

**PABRIK ALUMINIUM SULFAT DARI BAUKSIT DAN ASAM SULFAT
DENGAN PROSES DORR
KAPASITAS 130.000 TON/TAHUN**



KOMPONEN	NOMOR ARUS															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	
AUC3	5038,404				407,0876		407,0876		351,7894	51,2942	51,2942	51,2942	51,2942	51,2942	51,2942	
FR23	916,0898				723,2238		723,2238		671,0316	51,2942	51,2942	51,2942	51,2942	51,2942	51,2942	
SG2	641,2629				641,2629		641,2629		590,9687	51,2942	51,2942	51,2942	51,2942	51,2942	51,2942	
TIQ2	366,4759				366,4759		366,4759		315,1817	51,2942	51,2942	51,2942	51,2942	51,2942	51,2942	
H2O	2198,6156	3071,708	4188,6846	4495,8554	9213,592		9213,592		1653,592	7560	6894	756	756	178		
H2SO4	15051,560				13609,9728		13609,9728		13051,560	15464,5404	15464,5404	15464,5404	15464,5404	15464,5404	15464,5404	
FR2/SO43					482,16		482,16									
BIS					2307,791		2307,791									
BES04					3457,487		3457,487									
H2S					403,543		403,543									
S					38,3728		38,3728									
FR204					366,4410		366,4410					366,4242	366,4242	366,4242	366,4242	
PAC																
FR204/H2O																
FR204/SO4																
TOTAL	9160,9982	15388,34	4188,6846	15472,224	28708,111	2907,791	15073,644	31083	7121,7540	25396,1414	3894	16792,1414	16792,1414	178	15716,5404	16414,1414

ALAT	KETERANGAN	ALAT	KETERANGAN
FC	Flow Control	R	Reaktor
N	Nometer	TH	Thickener
HE	Heat Exchanger	CL	Cooler
EV	Evaporator	CR	Crystallizer
RD	Rotary Dryer	TP	Tempat Pengapok
P	Pompa		

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
JOGJAKARTA**

**LABORATORIUM
PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK ALUMINIUM SULFAT DARI BAUKSIT DAN ASAM SULFAT
DENGAN PROSES DORR
KAPASITAS 130.000 TON/TAHUN
OLEH:**

**DEVITA MULIA BARI (04.551.021)
DWI ARYANI (04.551.087)**

**DOSEN PEMBIMBING:
FARIHATIM NIAHATI N.K. (P.D.)**