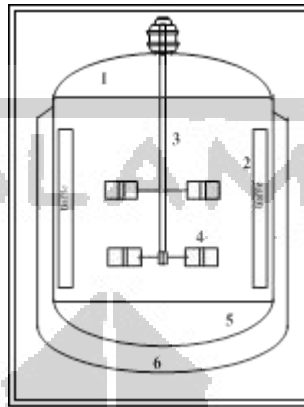


LAMPIRAN A

REAKTOR (R-01)

Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)
Fungsi	: Tempat terjadinya reaksi pembentukan aluminium fluorida dari aluminium fluorida dan asam fluosilikat
Kondisi Operasi	: Suhu = 65°C Waktu reaksi = 2,5 jam Tekanan = 1 atm Reaksi = Eksotermis (US Patent 3.057.681)
Tujuan	: 1. Menentukan volume reaktor (R-01) 2. Menentukan diameter dan tinggi reaktor (R-01) 3. Merancang pengaduk 4. Merancang jaket pendingin



Gambar L.1 Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Keterangan :

1. Dishhead
2. Baffle
3. Batang *impeller*
4. *Impeller*
5. Bottom Conical
6. Jaket pendingin

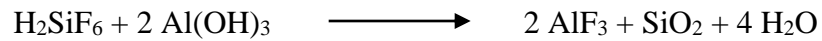
Langkah-langkah dalam perancangan Reaktor (R-01) adalah :

1. Menghitung Neraca Massa di Sekitar Reaktor (R-01)

Aliran massa masuk reaktor (R-01) adalah aliran 3 yaitu aliran massa dari

Mixing Tank 01 (MT-01) dan aliran 4 yaitu aliran massa dari *Hopper* 01 (H-01).

Reaksi yang terjadi di reaktor adalah :



Tabel 1. 8 Neraca Massa Reaktor

komponen	Input		Output
	arus 3	arus 4	arus 5
	kg/jam	kg/jam	kg/jam
AlF ₃			2.771,853
SiO ₂		0,010731	990,5912
H ₂ SiF ₆	2.969,8422		593,9684
P ₂ O ₅	4,6403784		4,640378
Fe ₂ O ₃	1,299306	0.008048	2,58701
Al(OH) ₃		41,24781	643,4658
H ₂ O	15.771,347		16.959,28
Sub total		3.219,261	21.966,39
Total		21.966,389	21.966,389

2. Menghitung Neraca Panas di Sekitar Reaktor (R-01)

Reaksi yang terjadi pada Reaktor :



Tabel 1 9 Panas Reaksi pembentukan

Komponen	ΔH°_f (kj/mol)
H ₂ SiF ₆	-1.120.475,2000
Al(OH) ₃	-1.275.283,2000
AlF ₃	-1.376.536,0000
SiO ₂	-847.762,0800
H ₂ O	-285.840,0016

Panas reaksi pada keadaan standar

$$\Delta Hr^o = (\Delta Hr^o_{AlF_3} + \Delta Hr^o_{SiO_2} + \Delta Hr^o_{H_2O}) - (\Delta Hr^o_{H_2SiF_6} + \Delta Hr^o_{Al(OH)_3})$$

$$\Delta Hr^o = -1042082.067 \text{ (eksotermis)}$$

Tabel 1. 10 Neraca Panas Bahan Masuk dan Keluar

Komponen	IN (kj/jam)	OUT (kj/jam)
AlF ₃	00000	282.934,0521
SiO ₂	20.427,05095	28.951,68014
H ₂ SiF ₆	130.153,9603	26.030,79207
P ₂ O ₅	34,74996681	34,74996681
Fe ₂ O ₃	61.215,17449	140,7666935
Al(OH) ₃	9,819915748	26.731,87945
H ₂ O	2.636.973.615	2.835.596,993
Sub Total	2.848.814,3709	3.200.420,913
Q Reaksi		1.042.082,0671
Q Pendingin	1.393.688,6093	
Total	4.242.502,9802	4.242.502,9802

Reaktor menggunakan air pendingin (*cooling water*) sebagai media pendingin yang masuk pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Kemudian keluar pada suhu 40°C dan tekanan 1 atm.

$$W = \frac{Q}{C_{px}(t_2 - t_1)}$$

Dimana :

$$Q = 1.292.688,6093 \text{ kj/jam}$$

$$C_p = 4,2 \text{ kj/kg.K}$$

$$t_1 = 303,15 \text{ K}$$

$$t_2 = 313,15 \text{ K}$$

maka diperoleh kebutuhan air pendingin (W) sebanyak 35.977,84318 kg/jam

3. Menghitung Konstanta Laju Reaksi

Reaksi yang terjadi pada Reaktor :



Reaksi berlangsung dalam keadaan steady state dalam reaktor pada waktu tinggal tertentu (t) dengan konversi X. Reaksi dianggap terjadi berorde 2, sehingga penentuan konstanta laju reaksi (k) nya adalah :

$$R_{in} - R_{out} - R_{react} = R_{acc}$$

$$0 - 0 - (-r_B)V = V \frac{dC_A}{dt}$$

$$-(-r_A) = -C_{A0} \frac{dX}{dt}$$

$$(-r_A) = C_{A0} \frac{dX}{dt}$$

$$k \cdot C_A \cdot C_B = C_{A0} \frac{dX}{dt}$$

$$k(C_{A0} - C_{A0} \cdot X)(C_{B0} - 2 * C_{A0} \cdot X) = C_{A0} \frac{dX}{dt}$$

$$k(C_{A0}(1 - X))(C_{B0} - 2 * C_{A0} \cdot X) = C_{A0} \frac{dX}{dt}$$

$$k(1 - X)(C_{B0} - 2 * C_{A0} \cdot X) = \frac{dX}{dt}$$

$$k \int_0^t dt = \int_0^x \frac{dX}{(C_{B0} - 2 * C_{A0} \cdot X)(1 - X)}$$

$$k = \frac{1}{t} \int_0^x \frac{dX}{(C_{B0} - 2 * C_{A0} \cdot X)(1 - X)}$$

Dengan,

k : Konstanta Laju Reaksi,

C_A : konsentrasi reaktan, mol/m³

C_B : konsentrasi reaktan, mol/m³

T : waktu operasi, jam

X_A : konversi reaksi

Flow Rate Masuk reaktor :

$$\begin{aligned}
 F_v &= \frac{\text{Massa Umpan}}{\rho \text{ campuran}} \\
 &= \frac{20.639,0477 \text{ kg/jam}}{1.134,0073 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 18,2001 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Konsentrasi Asam Fluosilikat (C_{A0})

$$\begin{aligned}
 C_{A0} &= \frac{\text{Massa Asam Fluosilikat}}{F_v} \\
 &= \frac{19,3777}{18,2001}
 \end{aligned}$$

$$= 1,064703824 \text{ kmol/m}^3$$

Konsentrasi Aluminium Hidroksida (C_{B0})

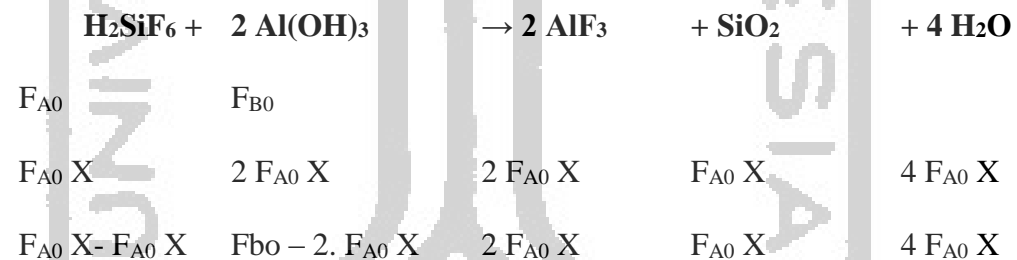
$$C_{B0} = \frac{\text{Massa Aluminium Hidroksida}}{Fv}$$

$$= \frac{38,7553}{18,2001}$$

$$= 2.1294 \text{ kmol/m}^3$$

Sehingga diperoleh konstanta laju reaksi (k) sebesar $11,3781 \text{ m}^3/\text{kmol jam}$

4. Optimasi Reaktor



Input – output – reaksi = Akumulasi

$$F_{a0} - F_a - (-r_A)V = 0$$

$$F_{a0} - F_a = (-r_A)V$$

$$V = \frac{F_{a0} X}{-(-r_A)}$$

$$V = \frac{F_{ao} X}{k C_a C_b}$$

$$V = \frac{F_{ao} X}{k \left(\frac{F_A}{F_v} \cdot \frac{F_B}{F_v} \right)}$$

$$V = \frac{F_v^2 F_{ao} X}{k (F_A \cdot F_B)}$$

$$V = \frac{F_v^2 F_{ao} X}{k F_{ao} (1 - X)(F_{bo} - 2 F_{ao} X)}$$

$$V = \frac{F_v^2 X}{k (1 - X)(F_{bo} - 2 F_{ao} X)}$$

Menghitung Jumlah reaktor

$$V = \frac{F_v^2 X}{k (1 - X_n)(F_{bo} - 2 F_{ao} X_n)}$$

F_v : Flow Rate Masuk Reaktor, m³/jam

k : konstanta reaksi

X_n : konversi pada reaktor ke-n

Untuk mengetahui jumlah reaktor maka dilakukan optimasi dengan menggunakan data harga reaktor yang diambil dari Index harga alat Timmerhauss pada tabel 5. Sehingga didapat jumlah reaktor yang di gunakan sebanyak 2 dengan pertimbangan harga yang lebih murah.

n	V (m ³)	V (gal)	V over	Harga (USD)
1	450,7081	119.064,4545	142.877	1.226.983
2	15,99018665	4.224,159587	5.069	404.432
3	4,226084499	1.116,413194	1340	295.708

5. Menghitung Dimensi Reaktor

Reaktor dilengkapi dengan pengaduk agar suhu, tekanan dan komposisi selalu seragam dan dipilih bahan stainless steel SA – 283 C sebagai bahan konstruksi reaktor. Reaktor dilengkapi dengan koil pemanas untuk menjaga agar suhu dalam reaktor tetap isothermal. Bentuk reaktor dipilih adalah vertikal vessel dengan formed head. Untuk tekanan operasi 1 atm dipilih bentuk torespherical dished head (Brownell and Young, hal 88). Untuk menentukan volume desain reaktor digunakan *safety factor* 20% (Peter and Timmerhaus, 1991).

Volume desain reaktor ditentukan dengan menggunakan persamaan:

$$V_{\text{reaktor}} = 1,2 \times V_t$$

$$V_{\text{reaktor}} = 1,2 \times 15,9902 \text{ m}^3$$

$$= 19,1882 \text{ m}^3$$

$$= 677,6257 \text{ ft}^3$$

Untuk desain optimum, digunakan perbandingan diameter dan tinggi reaktor

$D/H=1,5$ (Brownell and Young, 1958).

$$\text{Volume Reaktor} = \frac{1}{4} \pi D^2 \cdot 1,5D + \{2 \cdot (0,000049 \cdot D^3)\}$$

$$677,6257 = D^3 \cdot \left\{ \frac{1,5}{4} \pi + (0,000098 \cdot) \right\}$$

$$677,6257 = D^3 \cdot \left\{ \frac{1,5}{4} 3,14 + (0,000098 \cdot) \right\}$$

$$677,6257 = D^3 \cdot 1,1776$$

$$D = 8,3176 \text{ ft}$$

$$= 99,8111 \text{ in}$$

$$= 2,5352 \text{ m}$$

$$H = 1,5 D$$

$$H = 3,8028 \text{ m}$$

$$\text{Volume dish} = 0,000049 D^3$$

$$\text{Volume dish} = 0,000049 \times (99,8111)^3$$

$$= 48,7228 \text{ in}^3$$

$$= 0,0283 \text{ ft}^3$$

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} D^2 sf$$

Diambil $sf = 2$

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} 99,8111^2 \cdot 2$$

$$= 15.640,7425 \text{ in}^3$$

$$= 9,05 \text{ ft}^3$$

Sehingga,

$$V_{\text{head}} = 2 (V_{\text{dish}} + V_{\text{sf}})$$

$$= 2 (0,0283 + 9,05)$$

$$= 18,1591 \text{ ft}^3$$

$$= 0,514209 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{reaktor}} = V_{\text{shell}} + V_{\text{head}}$$

$$= 19,1882 + 0,514209$$

$$= 19,70243 \text{ m}^3$$

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

$$= 0,5 \times 0,514209$$

$$= 0,2571 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume cairan} = V_{\text{shell}} - V_{\text{bottom}}$$

$$= 19,1882 - 0,2571$$

$$= 18,9311 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi cairan} = \frac{4V}{\pi D^2}$$

$$= \frac{4 \cdot 18,9311}{\pi \cdot 2,5352^2}$$

$$= 3,7522 \text{ m}^3$$

Menghitung tebal shell

Digunakan persamaan 13.1 Brownell dan Young, 1959 hal 254 :

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

Dimana :

t_s : tebal shell, in

E : efisiensi pengelasan = 0,85

f : maksimal allowable stress, bahan yang digunakan 12.650 psi

(Brownell, 1959).

r : jari-jari dalam shell, in

$$r = 0,5 D$$

$$r = 0,5 \times 99,8111 = 49,91 \text{ in}$$

c : faktor koreksi = 0,125 in

P : Tekanan desain = P operasi + P hidrostatik

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm} = 14,69 \text{ psi}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho g h}{g_c} = 6,6750 \text{ psi}$$

$$P \text{ desain} = 25,6380 \text{ psi}$$

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

$$t_s = \frac{25,638 \times 49,91}{(12.650 \times 0,85 - 0,6 \times 25,638)} + 0,125$$

$$t_s = 0,2516 \text{ in}$$

Dari tabel Brownell 1959 hal 350, dipilih t_s standar sebesar 5/16 in

Menghitung tebal head

Digunakan persamaan 77.7 Brownell dan Young, 1959 hal 138 :

$$t_h = \frac{P \cdot r \cdot w}{(2fE - 0,2P)} + C$$

dimana,

P : tekanan

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

$$= 99,8111 \text{ in} + 2(0,3125 \text{ in})$$

$$= 100,4361 \text{ in}$$

Dicari ukuran standart pada tabel 5.7 Brownell hal. 90, maka didapat :

$$\text{OD} = 120 \text{ in} \quad \text{ts} = 0,3125 \text{ in}$$

$$\text{icr} = 7,25 \text{ in} \quad \text{r} = 114 \text{ in}$$

E : efisiensi pengelasan = 0,85

f : maksimal allowable stress, bahan yang digunakan 12.650 psi
(Brownell, 1959).

c : faktor koreksi = 0,125 in

w : faktor intensifikasi tegangan untuk jenis head, in

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

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{114}{7,25}} \right)$$

$$w = 1,7413 \text{ in}$$

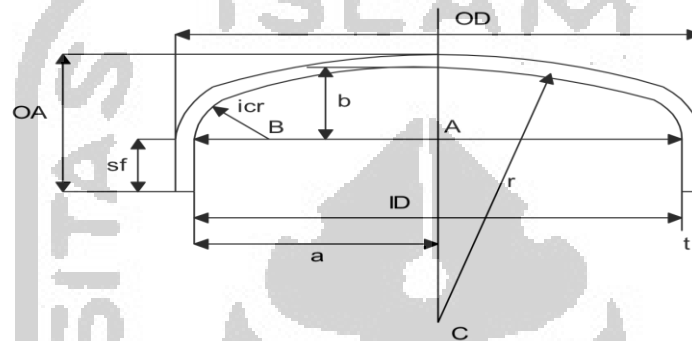
$$t_h = \frac{P \cdot r \cdot w}{(2fE - 0,2P)} + C$$

$$t_h = \frac{21,3650 \times 114 \times 1,7413}{(2 \times 12.650 \times 0,85 - 0,2 \times 21,3650)} + 0,125$$

$$t_h = 0,3346 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell hal 88 dipilih tebal head $3/8$ in.

Menghitung tinggi head



Pada tabel 5.4 Brownell halaman 87 dengan t_h $3/8$ in, didapat nilai sf sebesar $1\frac{1}{2}$ -3 in. Maka dipilih nilai sf sebesar 2 in.

$$\begin{aligned} ID &= OD - 2t_h \\ &= 120 - 2 \times (0,375) \\ &= 119,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} \\ &= \frac{119,25}{2} \\ &= 59,625 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 59,625 - 7,25 \\ &= 52,375 \text{ in} \end{aligned}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 114 - 7,25$$

$$= 106,75 \text{ in}$$

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

$$= \sqrt{106,75^2 - 52,375^2}$$

$$= 93,0184$$

$$b = r - AC$$

$$= 114 - 93,0184$$

$$= 20,9816$$

$$OA = th + b + sf$$

$$= 0,375 + 20,9816 + 2$$

$$= 23,3566 \text{ in}$$

$$= 0,5933 \text{ m}$$

$$h_{\text{reaktor}} = 2 h_{\text{head}} + h_{\text{shell}}$$

$$= (2 \times 0,5933) + 3,8028$$

$$= 4,9893 \text{ m}$$

6. Menghitung spesifikasi pengaduk

Ukuran pengaduk Data pengaduk di dapat dari Brown “ Unit Operation”

halaman 477.

$$Di = \frac{Dt}{3}$$

$$= \frac{3,0321}{3}$$

$$= 1,0107 \text{ m}$$

$$E = 1,3 \times D_i$$

$$= 1,3 \times 3,0321 \text{ m}$$

$$= 1,3139 \text{ m}$$

$$B = 0,17 \times D_i$$

$$= 0,17 \times 1,0107 \text{ m}$$

$$= 0,1718 \text{ m}$$

$$L = 0,25 \times D_i$$

$$= 0,25 \times 1,0107 \text{ m}$$

$$= 0,2527 \text{ m}$$

$$W = 0,2 \times D_i$$

$$= 0,2 \times 1,0107 \text{ m}$$

$$= 0,2021 \text{ m}$$

$$\text{Diameter pengaduk} = 1,0107 \text{ m}$$

$$\text{Jarak pengaduk dengan tangki} = 1,3139 \text{ m}$$

$$\text{Panjang sudut pengaduk} = 0,2527 \text{ m}$$

$$\text{Lebar sudut pengaduk} = 0,2021 \text{ m}$$

Menghitung jumlah impeller

Berdasarkan data viskositas campuran diperoleh nilai viskositas 1,1895 cP dan perbandingan h/D_t di buku Walas halaman 288

$$WELH = \frac{h \text{ cairan}}{D_t}$$

$$= \frac{3,7522}{3,0321} = 1,2375$$

Viscosity (cP [Pa sec])	Maximum Level h/Dt	Number of Impellers	Impeller Clearance	
			Lower	Upper
<<25, [<<25]	1.4	1	h/3	-
<<25, [<<25]	2.1	2	Dt/3	(2/3)h
>>25, [>>25]	0.8	1	h/3	-
>>25, [>>25]	1.6	2	Dt/3	(2/3)h

Maka dapat diperoleh jumlah pengaduk dalam reaktor adalah 1 buah.

Menentukan putaran pengaduk dan power pengaduk

Berdasarkan buku Walas halaman 292 putaran pengaduk terbagi menjadi beberapa kondisi operasi pengadukan. Ditunjukkan pada Tabel , putaran pengadukan di dalam reaktor berkisar diantara rentang 10 – 15 ft/detik.

Operation	HP/1000 gal	Tip Speed (ft/sec)
Blending	0,2-0,5	-
Homogeneous reaction	0,5-1,5	7,5-10
Reaction with heat transfer	1,5-5,0	10-15
Liquid-liquid mixtures	5	15-20
Liquid-gas mixtures	5,0-10	15-20
Slurries	10	-

Kecepatan pengadukan dan power pengadukan dapat dihitung dengan trial pada rentang kecepatan Tabel

$$\text{Kecepatan pengadukan : } N = \frac{v}{\pi \cdot D_i}$$

$$N = 1,1525 \text{ rps}$$

$$N = 69.1499 \text{ rpm}$$

$$\text{Bilangan Reynold} \quad N_{Re} = \frac{NDi^2\rho}{\mu}$$

$$N_{Re} = 1.401.879,191$$

Berdasarkan Figure 477 Brown, didapatkan nilai N_p sebesar 7, sehingga power pengadukan dapat dihitung

$$P = \frac{N_p \times N^3 \times Di^5 \times \rho}{g_c}$$

$$P = \frac{7 \times (2.8 \text{ rps})^3 \times (1.82 \text{ ft})^5 \times (102.62 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3})}{32,2 \frac{\text{lbm.ft}}{\text{lbf. (sec}^2\text{)}}$$

$$P = 8.881,5880 \text{ ft.lbf/sec}$$

$$P = 16,1483 \text{ Hp}$$

Digunakan efisiensi motor sebesar 80% maka diperoleh power pengadukan sebesar 20,1854 Hp. Maka diambil nilai power pengadukan standar sebesar 25 Hp

7. Perancangan Pendingin

Pendingin reaktor dirancang dengan alasan:

- Reaksi yang berlangsung dalam reaktor bersifat eksotermis, sehingga membutuhkan suplai pendingin. Karena reaksi terjadi pada suhu 97°C , maka suhu di reaktor harus dijaga tetap pada suhu tersebut. Untuk menjaga agar suhu di dalam reaktor tetap pada 97°C dengan menggunakan air pendingin.

- Menentukan ukuran jaket pemanas dan kecepatan steam.

Sifat-sifat fisis air pada suhu rata-rata (104°F)

$$C_p = 4,2 \quad \text{kJ/kg K}$$

$$\mu = 1,62 \quad \text{lb/jam.ft}$$

$$k = 0,36 \quad \text{Btu/Jam.ft.}^\circ\text{F}$$

$$\rho = 1 \quad \text{kg/m}^3$$

Jumlah air pendingin yang dibutuhkan :

$$M \text{ air pendingin} = \frac{Q \text{ pendingin}}{C_p (T_{out} - T_{in})}$$

$$= \frac{1.393.688,6093}{4,2 (313,15 - 303,15)}$$

$$= 33.183,06213 \text{ kg/jam}$$

Volume pendingin yang diperlukan

$$V \text{ air pendingin} = \frac{33.183,06213}{1.000}$$

$$= 33,1831 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Menghitung harga LMTD

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

Inisial	Fluida Panas (°F)	Fluida Dingin (°F)	ΔT (°F)
ΔT_2	210	104	106
ΔT_1	149	86	63

$$\Delta T \text{ LMTD} = 82 \text{ }^\circ\text{F}$$

Menghitung Luas Transfer Panas

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana,

A : Luas transfer panas, ft²

Q : Jumlah air yang dibutuhkan, BTU/jam

UD : Untuk fluida panas light organics dan fluida dingin heavy organics,
maka nilai UD = 5 – 75 BTU/jam.ft²°F (Kern Tabel 8)

$$A = 320,469362 \text{ ft}^2$$

Menghitung luas selubung Reaktor

$$L = \pi \times D \times H$$

Dimana,

D : diameter reaktor

H : tinggi shell reaktor

$$L = 466,1065267 \text{ ft}^2$$

Karena luas selubung reaktor lebih besar dari luas transfer panas maka pendingin yang digunakan adalah jaket pendingin.

Menghitung jaket pendingin

- Volume air pendingin = 33,1831 m³/jam
- Waktu tinggal = 0,8255 jam
- Volume pendingin = 27,3923 m³
- V reaktor + jaket = 61,0951 m³

- Diameter dalam jaket

$$D_{ji} = \sqrt{\left(V_j + \frac{D_o^2}{4} \times H_s \right) \left(\frac{4}{H_s} \right)}$$

$$D_{ji} = 1,5702 \text{ m}$$

$$= 61,8188 \text{ in}$$

- Tebal jaket pendingin

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

dimana,

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

$$r_i = 61,8188 \text{ in}$$

$$f = 12.750$$

$$E = 0,85$$

$$c = 0,125$$

$$\text{maka } t_j = 0,1699 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell halaman 88 dipilih tebal head 3/16 in.

- Diameter luar jaket (D_{jo})

$$D_{jo} = D_{ji} + 2t_j$$

$$D_{jo} = 62,1938 \text{ in}$$



KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Erlingga Nur Ikhsan
 No. MHS : 15521183
 Nama Mahasiswa : Wahyu Aldino
 No. MHS : 15521218
 Judul Prarancangan)* : PRA RANCANGAN PABRIK ALUMINIUM FLUORIDA
 DARI ALUMINIUM HIDROKSIDA DAN ASAM FLUOSILIKAT DENGAN
 KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN.
 Mulai Masa Bimbingan : 08 April 2019
 Batas Akhir Bimbingan : 05 Oktober 2019

No.	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
	7 Mei 2019	Konsultasi Perantuan judul	
	30 Mei 2019	Konsultasi jenis proses	
	6 Juli 2019	Konsultasi mengenai neraca massa	
	14 Juli 2019	Konsultasi Alat besar	
	8 Agustus 2019	Konsultasi Alat kecil dan pompa	
	24 Agustus 2019	Konsultasi tentang PFD	
	15 Oktober 2019	Konsultasi mengenai evaluasi ekonomi	
	12 November 2019	Bimbingan tentang masalah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 12 November 2019

Pembimbing,

Ir. Suharno Rusdi, Ph.D

-)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Erlangga Nur Ikhsan

No. MHS : 15521183

Nama Mahasiswa : Wahyu Aldino

No. MHS : 15521218

Judul Prarancangan]* : Pra Rancangan Pabrik Aluminium Fluorida dari Asam Fluosilikat dan Aluminium Hidroksida dengan kapasitas 15.000 ton/tahun

Mulai Masa Bimbingan : 08 April 2019


Batas Akhir Bimbingan : 05 Oktober 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
	7 Mei 2019	Konsultasi Perantuan Judul	
	28 Mei 2019	Perantuan Kapasitas	
	2 Juli 2019	Konsultasi mengenai neraca massa	
	24 Juli 2019	Bimbingan mengenai kinetika reaksi	
	20 Agustus 2019	Bimbingan tentang reaktor dan optimasi	
	30 Agustus 2019	Bimbingan alat besar	
	16 September 2019	Konsultasi mengenai alat kecil	
	23 September 2019	Konsultasi mengenai pompa dan HE	
	8 Oktober 2019	Konsultasi mengenai bagian utilitas	
	29 Oktober 2019	Bimbingan mengenai evaluasi ekonomi	
	6 November 2019	Bimbingan mengenai penulisan naskah	
	11 November 2019	Bimbingan tentang naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 11 November 2019

Pembimbing,


 Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng.

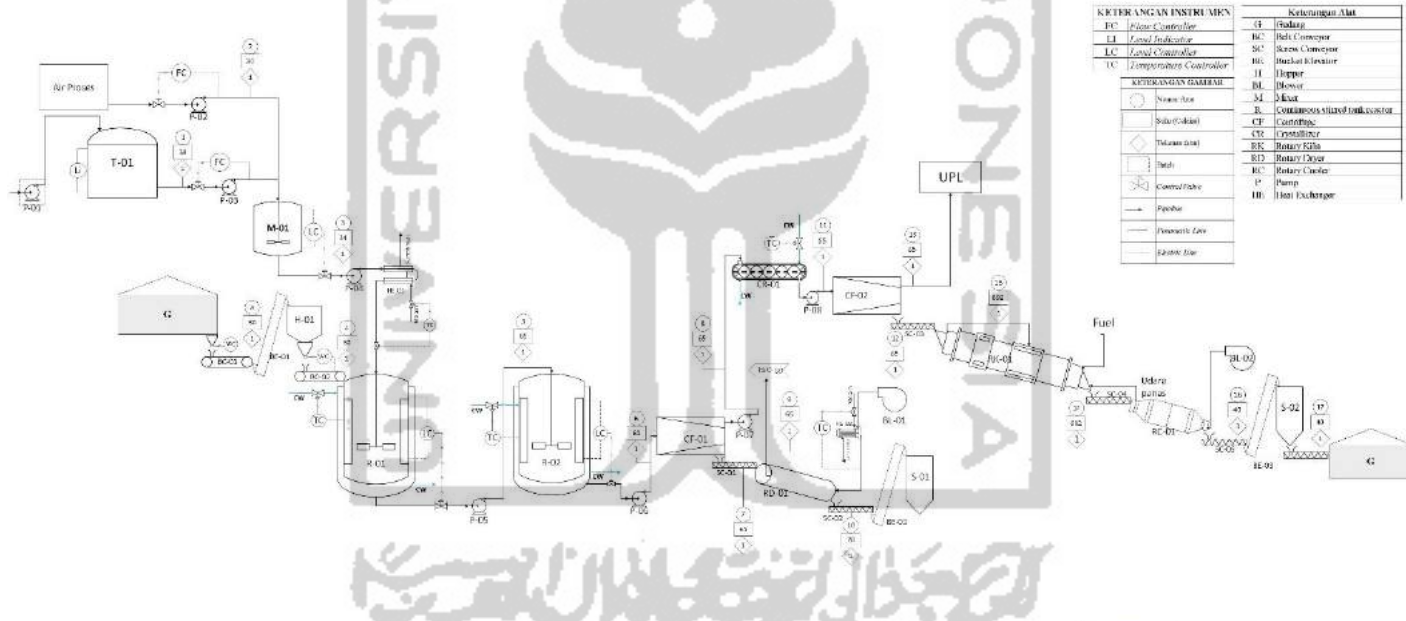
)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

LAMPIRAN C

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
 PRA RANCANGAN PABRIK ALUMINIUM FLUORIDA DARI ALUMINIUM
 HIDROKSIDA DAN ASAM FLUOSILIKA DENGAN KAPASITAS PRODUKSI
 15.000 TON/TAHUN



Komponen	Perhitungan															
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Aluminium Fluorida					2.771,85	3.326,22		3.326,22			214,75		214,75			
Aluminium Fluorida Trihidrat											3.111,47	3.111,47		1.893,94		1.893,94
Difluorosa pentaoksida	4,64		4,64		4,64	4,64	4,18	0,46		4,18	0,46	0,00	0,46	0,00		0,00
Ferrioksida	1,30		1,30		1,29	2,59	2,33	0,26		2,33	0,26	0,00	0,26	0,00		0,00
Silikon Dioksida				0,64	990,59	1.188,58	1.069,72	118,86		1.069,72	118,86	1,19	117,67	1,19		1,19
Aluminium Hidroksida				3.217,33	643,47	128,69	115,82	12,87		115,82	12,87	0,13	12,74	0,13		0,13
Asam Fluosilikat	2.969,84		2.969,84		593,97	118,79	11,88	106,91		11,88	106,91	1,07	105,85	1,07		1,07
Air	4.432,39	11.318,96	15.751,35		16.959,28	17.196,87	1.719,69	15.477,18	1.702,32		15.477,18	666,74	14.810,44		1.884,28	
Massa Total	7.428,17	11.318,96	18.747,13	3.219,26	21.966,39	21.966,39	2.923,62	19.042,77	1.702,32	1.203,93	19.042,77	3.780,61	15.262,16	1.896,33	1.884,28	1.896,33

JURUSAN TEKNIK KIMIA
 FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
 UNIVERSITAS ANTAUN INDRAMAYA
 2601

PROJEK ENGINERINGI FLOW DIAGRAM
 PERANCANGAN PABRIK ALUMINIUM FLUORIDA
 DARI ALUMINIUM HIDROKSIDA DAN ASAM FLUOSILIKA DENGAN
 KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Dosen Pembimbing:
 1. Ir. Soeharno (041194)
 2. Nur Indira (041194) S.T., M.Eng.