# LAMPIRAN A

# PERANCANGAN REAKTOR

## 1. Perhitungan Neraca Massa Reaktor

Kapasitas produksi : 15.000 ton/tahun

Waktu operasi : 330 hari/tahun

Basis perhitungan : 1 jam operasi

Bahan baku : Magnesium hidroksida ($Mg(OH)_{2(s)}$) 97,4% w/w

Asam klorida ($HCl_{(l)}$) 10% mol

Produk : Magnesium klorida ($MgCl_2$) 96,5% w/w

Kapasitas Produksi : $\frac{15.000\ \text{Ton}}{\text{Tahun}} \times \frac{1000\ \text{Kg}}{1\ \text{Ton}} \times \frac{1\ \text{Tahun}}{330\ \text{Hari}} \times \frac{1\ \text{Hari}}{24\ \text{Jam}}$

: 1893,9394 Kg/jam

Komposisi Bahan Baku

Tabel A.1 Komposisi Magnesium hidroksida

| Komposisi | % (w/w) | Fraksi massa (xf) |
|---|---|---|
| $Mg(OH)_2$ | 97,40 | 0,974 |
| $SiO_2$ | 1,60 | 0,016 |
| $Fe_2O_3$ | 0,20 | 0,002 |
| CaO | 0,80 | 0,008 |

Tabel A.2 Komposisi Asam Klorida

| Komposisi | % (mol) | Fraksi mol (xf) |
|---|---|---|
| HCl | 10 | 0,100 |
| $H_2O$ | 90 | 0,900 |

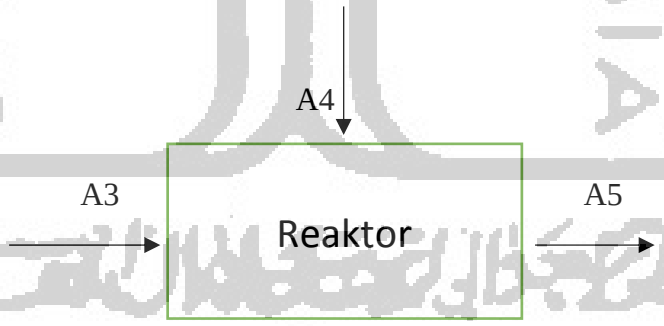
Tabel A.3 Berat Molekul Komponen-Komponen yang Terlibat

| Komponen | Rumus Kimia | BM (kg/kmol) |
|---|---|---|
| Magnesium Klorida | MgCl2 | 95,211 |
| Magnesium Hidroksida | Mg(OH)2 | 58,3197 |
| Silikon Dioksida | SiO2 | 60,08 |
| Ferioksida | Fe2O3 | 159,69 |
| Kalsium Oksida | CaO | 56,0774 |
| Asam Klorida | HCl | 36,46094 |
| Air | H2O | 18,01529 |

Perhitungan neraca massa dilakukan mengikuti metode perhitungan alur maju. Berdasarkan *trial and error* didapatkan basis perhitungan sebesar 1248,8582 Kg/jam sehingga kebutuhan bahan baku $Mg(OH)_2$ sebesar 1216,3879 Kg/jam = 20,8572 Kmol/jam

**Perhitungan Neraca Massa pada Reaktor :**

Fungsi : sebagai tempat mereaksikan $Mg(OH)_2$ dan HCl 10% menjadi produk $MgCl_2$




Gambar A.1 Aliran Massa Reaktor

Keterangan :

$A_3$ : Laju alir HCl 10% keluaran Mixed Tank

$A_4$ : Laju alir $Mg(OH)_2$ dari tangki penyimpanan umpan

$A_5$ : Laju alir $MgCl_2$ produk Reaktor

Basis Perhitungan = 1248,8582 Kg/jam

Konversi $Mg(OH)_2$ terhadap $MgCl_2$ = 94,5%

Basis $Mg(OH)_2$ = 1216,3879 Kg/jam = 20,8572 Kmol/jam

| **Kmol/jam** | **2HCl** | **+** | **$Mg(OH)_2$ ⟶** | **$MgCl_2$** | **+** | **$2H_2O$** |
|---|---|---|---|---|---|---|
| **Mula-mula** | 41,7145 | | 20,8572 | - | | - |
| **Reaksi** | 39,4202 | | 19,7101 | 19,7101 | | 39,4202 |
| **Sisa** | 2,2943 | | 1,1471 | 19,7101 | | 39,4202 |

**Neraca Massa Reaktor :**

Massa masuk – Massa keluar + Generasi – Konsumsi = Akumulasi

Massa Masuk = $A_3 + A_4$

Massa Keluar = $A_5$

Massa Tergenerasi = $F_G$

Massa Terkonsumsi = $F_K$

Massa Terakumulasi = 0

Persamaan neraca massa reaktor : $(A_3 + A_4) – A_5 + F_G - F_K = 0$

**<u>Massa Masuk :</u>**

$A_3$ : HCl = 2 x 20,8572 kmol/jam

= 41,7145 kmol/jam x 36,4609 kg/kmol

= 1520,9490 kg/jam

$H_2O$ = 1520,9490 kg/jam : 0,1

= 15.209,4903 kg/jam

$A_4$ : $Mg(OH)_2$ = 20,8572 kmol/jam x 58,3197 kg/kmol = 1216,3879 kg/jam

$SiO_2$ = (0.016/0.974) x 1216,3879 kg/jam = 19,9817 kg/jam

$Fe_2O_3$ = (0,002/0,974) x 1216,3879 kg/jam = 2,4977 kg/jam

CaO = (0,008/0,974) x 1216,3879 Kg/jam = 9,9909 kg/jam

**Massa Keluar :**

$A_5$ : $MgCl_2$ = 0,945 x 20,572 kmol/jam

= 19,7101 kmol/jam x 95,211 kg/kmol = 1876,6174 kg/jam

$Mg(OH)_2$ = 20,8572 kmol/jam – (0,945 x 20,8572 kmol/jam)

= 1,1471 kmol/jam x 58,3197 kg/kmol = 66,9013 kg/jam

$SiO_2$ = (0.016/0.974) x 1216,3879 kg/jam = 19,9817 kg/jam

$Fe_2O_3$ = (0,002/0,974) x 1216,3879 kg/jam = 2,4977 kg/jam

CaO = (0,008/0,974) x 1216,3879 Kg/jam = 9,9909 kg/jam

HCl = 41,7145 kmol/jam – (2 x 19,7101 kmol/jam)

= 2,2942 kmol/jam x 36,4609 kg/kmol

= 83,6522 kg/jam

$H_2O$ = 375,1067 kmol/jam + (2 x 19,7101 kmol/jam)

= 414,4929 kmol/jam x 39,4202 kg/kmol

= 15.919,6563 kg/jam

**Massa Tergenerasi :**

$MgCl_2$ = 0,945 x 20,8572 kmol/jam

= 19,7101 kmol/jam x 95,211 kg/kmol = 1.876,6174 kg/jam

$H_2O$ = 2 x 19,7101 kmol/jam

= 39,4202 kmol/jam x 18,0153 kg/kmol = 1437,2968 kg/jam

**Massa Terkonsumsi :**

$Mg(OH)_2$ = 0,945 x 20,8572 kmol/jam

= 19,7101 kmol/jam x 58,3197 kg/kmol

= 1.149,4865 kg/jam

HCl = 2 x 19,7101 kmol/jam

= 39,4202 kmol/jam x 36,4609 kg/kmol

= 1437,2968 kg/jam

Tabel A.4 Neraca Massa Reaktor

| Komponen | Masuk (kg/jam) | | Fg | Fk | Keluar (kg/jam) |
|---|---|---|---|---|---|
| | Alur 3 | Alur 4 | (kg/jam) | (kg/jam) | Alur 5 |
| MgCl2 | - | - | 1876,6174 | - | 1876,6174 |
| Mg(OH)2 | - | 1216,3879 | - | 1149,4865 | 66,9013 |
| SiO2 | - | 19,9817 | - | - | 19,9817 |
| Fe2O3 | - | 2,4977 | - | - | 2,4977 |
| CaO | - | 9,9909 | - | - | 9,9909 |
| HCl | 1520,9490 | - | - | 1437,2968 | 83,6522 |
| H2O | 15209,4903 | - | 710,1660 | - | 15919,6563 |
| **Total** | 16730,4393 | 1248,8582 | 2586,7834 | 2586,7833 | 17.979,2975 |
| | 17.979,2975 | | | | 17.979,2975 |

**2. Perhitungan Neraca Panas**

Dari hasil perhitungan neraca massa, selanjutnya dilakukan perhitungan neraca energi. Perhitungan Neraca energi didasarkan pada :

Basis waktu : 1 Jam operasi

Satuan panas : kilo joule (kJ)

Temperatur referensi : 25$^o$C (298,15 K)

**Neraca Energi:**

Energi masuk – Energi keluar + Generasi – Konsumsi = Akumulasi

(Himmelblau,ed.6,1996)

$$Q = H = \int_{Tref}^{T} n\, Cp\, dT$$

(Smith, Van Ness, 1996)

Entalpi bahan pada temperatur dan tekanan tertentu adalah :

ΔH = ΔHT – ΔHf (Himmelblau,ed.6,1996)

Keterangan :

ΔH = Perubahan entalpi (panas)

ΔHT = Entalpi bahan pada suhu T

ΔHf = Entalpi bahan pada suhu referensi (25 oC)

Enthalpi bahan untuk campuran dapat dirumuskan sebagai berikut :

ΔH = Σ m Cp dT (Himmelblau,ed.6,1996)

Keterangan :

ΔH = Perubahan entalpi (panas)

m = Massa, kg

Cp = Kapasitas panas, kJ/kg.K

dT = Perbedaan termperatur (K)

**Kapasitas Panas**

Persamaan kapasitas panas (Reklaitis, 1983)

$$Cp = a + bT + cT^2 + dT^3 + eT^4 \quad \text{..... (1)}$$

Jika Cp = Fungsi T, maka :

$$\int_{T1}^{T2} Cp\, dT = \int_{T1}^{T2} (a + bT + cT^2 + dT^3) dT \quad \text{..... (2)}$$

$$\int_{T1}^{T2} Cp\, dT = a(T_2 - T_1) + \frac{b}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{c}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{d}{4}(T_2^4 - T_1^4)$$

Untuk sistem perubahan fasa :

$$\int_{T1}^{T2} Cp\, dT = \int_{T1}^{Tb} Cp_l\, dT + \Delta H_{vi} + \int_{Tb}^{T2} Cp_v\, dT$$

Energi untuk sistem reaksi :

$$\frac{dQ}{dt} = r\Delta H_R + N \int_{T1}^{T2} Cp\, dT_{out} - N \int_{T1}^{T2} Cp\, dT_{in}$$

Keterangan :

Cp = Kapasitas panas (J/kmol.K)

A,B,C,D,E = Konstanta

Tref = Temperatur referensi = 298,15 K

T = Temperatur operasi (K)

Tabel A.5 Data Konstanta Kapasitas Panas

| Sumber | Komponen | BM | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Appendix C | HCl(l) | 36,5 | 73,993 | -1,2946E-01 | -7,8980E-05 | 2,6409E-06 | |
| Appendix C | HCl(g) | 36,5 | 29,244 | -1,2615E-03 | 1,210E-06 | 4,9676E-09 | -2,4963E-12 |
| Science Direct | $Mg(OH)_2$ | 58,3197 | 46,99 | 0,10285 | | | |
| Perry's 1999 | MgCl2 | 95,211 | 17,3 | 0,004 | | | |
| Reaklaitis 1983 | CaO | 56,077 | 10 | 0,00484 | 108000 | | |
| Reaklaitis 1983 | $Fe_2O_3$ | 159,688 | 24,72 | 0,01604 | 423400 | | |
| Perry's 1999 | $SiO_2$ | 60,0843 | 12,8 | 0,0044 | 302000 | | |
| Appendix C | $H_2O(l)$ | 18 | 92,053 | -3,995E-02 | -2,1103E-04 | 5,3469E-07 | |
| Appendix C | $H_2O(g)$ | 18 | 33,933 | -8,4186E-03 | 2,9906E-05 | -1,7825E-08 | 3,6934E-12 |

**Perhitungan Neraca Panas Pada Reaktor :**

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara magnesium hidroksida dan asam

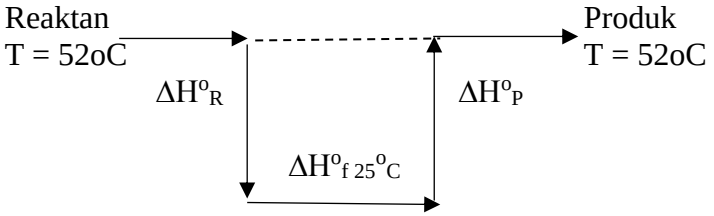
: klorida untuk membentuk produk magnesium klorida

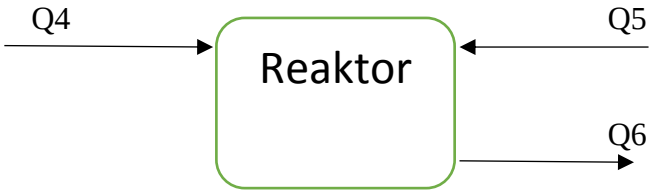
Jenis : *Continuous Stirred Tank Reactor* (CSTR)

Kondisi : Isotermal

Temperatur : 52°C

Tekanan : 1 atm






Gambar A.2 Aliran Massa Reaktor

Energi Masuk :

$Q_4$

$T_{ref}$ = 25°C = 298,15 K

T = 52°C = 325,15 K

Tabel A.6 Perhitungan Panas Umpan Masuk Aliran $Q_4$

| Komponen | F3 (kg/jam) | kmol/jam | Cp (J/mol K) | $\int_{298,15}^{325,15} Cp\, dT$ | Q4 |
|---|---|---|---|---|---|
| HCl | 1520,9490 | 41,7041 | 114,3318 | 3086,9598 | 128738,9231 |
| H2O | 15209,4903 | 844,9717 | 75,1320 | 2028,5637 | 1714078,8989 |
| Total | 16730,4393 | 886,6758 | 189,4638 | 5115,5235 | 1842817,8220 |

$Q_5$

$T_{ref}$ = 25°C = 298,15 K

T = 30°C = 303,15 K

Tabel A.6 Perhitungan Panas Umpan Masuk Aliran $Q_4$

| Komponen | F4 (kg/jam) | kmol/jam | Cp (j/mol K) | $\int_{298,15}^{303,15} Cp\, dT$ | Q5 |
|---|---|---|---|---|---|
| Mg(OH)2 | 1216,3879 | 20,8572 | 325,1247 | 1625,6233 | 33906,0124 |
| SiO2 | 19,9817 | 0,3326 | 44,8596 | 224,2979 | 74,5929 |
| Fe2O3 | 2,4977 | 0,0156 | 103,5785 | 517,8927 | 8,1005 |
| CaO | 9,9909 | 0,1782 | 52,9964 | 264,9821 | 47,2101 |
| Total | 1248,8582 | 21,3836 | 526,5592 | 2632,7960 | 34035,9158 |

Energi Keluar :

$Q_6$

$T_{ref}$ = 25°C = 298,15 K

T = 52°C = 325,15 K

Tabel A.8 Perhitungan Panas Produk Keluar Aliran $Q_6$

| Komponen | F5 (kg/jam) | kmol/jam | Cp (j/mol K) | $\int_{298,15}^{325,15} Cp\,dT$ | Q6 |
|---|---|---|---|---|---|
| MgCl2 | 1876,6174 | 19,7101 | 77,8770 | 2102,6778 | 41443,9688 |
| Mg(OH)2 | 66,9013 | 1,1471 | 336,7512 | 9092,2820 | 10430,1941 |
| SiO2 | 19,9817 | 0,3326 | 52,7338 | 1931,5970 | 642,3750 |
| Fe2O3 | 2,4977 | 0,0156 | 142,1009 | 3836,7238 | 60,0111 |
| CaO | 9,9909 | 0,1782 | 71,5406 | 1423,8138 | 253,6714 |
| HCl | 83,6522 | 2,2937 | 75,1320 | 3086,9598 | 7080,6408 |
| H2O | 15919,6563 | 884,4253 | 114,3318 | 2028,5637 | 1794113,1736 |
| Total | 17979,2975 | 908,1027 | 870,4673 | 23502,6180 | 1854024,0347 |

**Menghitung Panas Reaksi**

$$2\,HCl_{(l)} + MgOH2_{(s)} \longrightarrow MgCl_{2\,(aq)} + 2H_2O_{(l)}$$

$\Delta H_{298}$ = ($\Delta$Hf produk - $\Delta$Hf reaktan)

= ($\Delta H^o f\ MgCl_2 + 2.\Delta H^o f\ H_2O$) - ($\Delta H^o f\ Mg(OH)_2 + 2.\Delta H^o f\ HCl$)

= ((-641,8)+2x(-285,84)) - ((-928,074) + 2x(-167,37)) kJ/mol

= 49,334 kJ/mol

Sedangkan pada keadaan temperatur operasi, yaitu pada T = 325,15K

$\Delta H_{RX} = \Delta H_{298} + \Delta H_{reaktan} + \Delta H_{produk}$

= {(49,334) + ((-928,074) + 2(-167,37)) + ((-641,8)+2(-285,84))} kJ/mol

= -2426,9600 kJ/kmol

Tanda (-) menunjukan bahwa reaksi bersifat eksotermis.

Kondisi media pendingin :

Jenis pendingin : air

BM = 18 kg/kgmol

$T_{in}$ = 30 ºC = 303,15 K

$T_{out}$ = 45 ºC = 308,15 K

$$\Delta H = \int_{T_1=303,15}^{T_2=318,15} Cp\, dT$$

ΔH = 1129,8300 kJ/mol

**Menghitung Jumlah Cooling Water yang digunakan :**

Karena kondisi operasi temperatur harus dijaga tetap pada 52 ºC , sedangkan reaksi di reaktor merupakan reaksi eksotermis yang melepas panas, maka panas berlebih tersebut harus diserap atau disebut panas serap

Qcw = Qin - Qout + Qreaksi

Qcw = (1.842.817,8220 + 34.035,9158) – (1.854.024,0347) + (-2.426,9600)

Qcw = 20.402,7431 kJ/jam

Q cooling water merupakan beban panas yang diterima pendingin untuk mendinginkan reaktor.

Maka jumlah air pendingin yang dibutuhkan adalah :

$$m = \frac{Q}{Cp_{H2O} x (T_{out} - T_{in})}$$

m = 18,0682 kmol/jam x 18 kg/kmol

m = 325,0483 kg/jam

T = 30°C

Tabel A.9 Neraca Energi Reaktor (RE-201)

| Aliran | Qin (kJ/jam) | Qgen (kJ/jam) | Qout (kJ/jam) | Qcw (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| Qin | 1876853,7378 | -2426,9600 | | 20402,7431 |
| Qout | | | 1854024,0347 | |
| **Total** | **1.874.426,7778** | | **1.874.426,7778** | |

**3. Perhitungan Perancangan Reaktor**

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara $Mg(OH)_{2(s)}$ dan $HCl_{(aq)}$ menghasilkan $MgCl_2$

Kondisi operasi : P = 14,696 psi

T = 52°C

Konversi : 94,5%

Tipe reaktor : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Fase reaksi : Padat – cair

Kondisi : Isotermal

Tipe perancangan : Bejana vertikal dengan *flange* and *torispherical head* sebagai tutup atas dan bawah, dilengkapi dengan *coil* pendinginan dan pengaduk.

Alasan pemilihan : *torispherical head* dapat dioperasikan pada tekanan operasi antara 15-200 psi.

Tujuan : - Menentukan volume reaktor

- Menentukan diameter dan tinggi reaktor
- Merancang pengaduk
- Merancang pendingin

**a. Menentukan Persamaan Laju**

Berdasarkan penelitian (HK Bharadwaj, 2013), diketahui bahwa reaksi pembentukan magnesium klorida merupakan reaksi orde satu terhadap magnesium hidroksida ($Mg(OH)_2$).

-ra = k.Ca

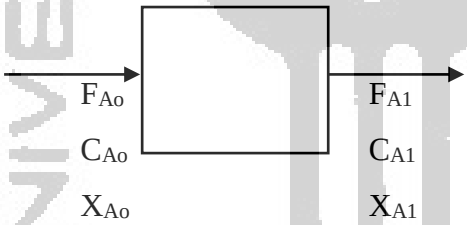
Keterangan :

$-r_A$ : laju pengurangan $Mg(OH)_2$ persatuan waktu, (kmol/$m^3$.jam)

k : konstanta laju reaksi; 0,111 $menit^{-1}$

$C_A$ : konsentrasi $MgOH)_2$ sisa, (kmol/$m^3$)

**b. Menentukan Volume Reaktor dan Waktu Tinggal**




Neraca massa:

*Rate of Input – Rate of Output – Rate of Reaction = Rate of Accumulation*

karena proses *steady state* maka *rate of accumulation* = 0.

Sehingga:

$R_{in} – R_{out} – R_{rx} = R_{acc}$

$F_{A0} – F_{A1} – (-r_A).V = 0$

$C_{A0} .V_0 – C_{A1}.V_0 = k.C_{A1}.V$

$C_{A0}.V_0 – (C_{A0} – C_{A0}.X_A).V_0 = k.(C_{A0} – C_{A0}.X_A).V$

$C_{A0} - (C_{A0} - C_{A0}.X_A) = k.(C_{A0} - C_{A0}.X_A).\ \tau$

$\tau = V/V_0$

$C_{A0}.X_A = k.(C_{A0} - C_{A0}.X_A).\tau$

$$\tau = \frac{Ca0.Xa}{kCa0(1-Xa)}$$

$$\frac{V}{V0} = \frac{Xa}{kCa0(1-Xa)}$$

$$V = \frac{V0.Xa}{kCa0(1-Xa)}$$

Keterangan :

$F_{A0}$ = laju alir mol $Mg(OH)_2$ mula-mula, kmol/jam

$F_{A1}$ = laju alir mol $Mg(OH)_2$ sisa, kmol/jam

V = volume reaktor, $m^3$

$V_o$ = laju alir volumetrik umpan, $m^3$/jam

$C_{Ai}$ = konsentrasi $Mg(OH)_2$ sisa, Kmol/$m^3$

$X_A$ = konversi

k = konstanta laju reaksi, $m^3$/kmol.jam

$\tau$ = waktu tinggal, jam

Tabel A.10 Komposisi Umpan Reaktor

| Komponen | F (kg/jam) | xi | ρ | xi/ρ |
|---|---|---|---|---|
| Mg(OH)2 | 1216,3879 | 0,127593677 | 2340 | 2,8912E-05 |
| SiO2 | 19,9817 | 0,002095995 | 2650 | 4,1939E-07 |
| Fe2O3 | 2,4977 | 0,000261999 | 5240 | 2,6512E-08 |
| CaO | 9,9909 | 0,001047997 | 3340 | 1,6637E-07 |
| HCl | 1520,9490 | 0,159540787 | 1050 | 8,0566E-05 |
| H2O | 15209,4903 | 0,709459544 | 997 | 0,00084849 |
| Total | 17979,2975 | 1 | | 0,00095858 |

$$\rho mix = \frac{1}{\sum \frac{xi}{pi}}$$

$$\rho mix = \frac{1}{0{,}00091922}$$

$$\rho mix = 1043{,}2088 \text{ kg/m3}$$

$$\rho mix = 65{,}1254 \text{ lb/ft3}$$

$$FV0 = \frac{Fv}{\rho campuran}$$

$$= \frac{17979{,}2975 \text{ kg/jam}}{1043{,}2088 \text{ kg/m3}}$$

= 17,2346 $m^3$/jam

$$\tau 1 = \frac{X1}{k(1 - X1)}$$

$$= \frac{0{,}945}{0{,}111 \text{ x } (1-0{,}945)}$$

= 154,7912 menit

= 2,5799 jam

$$\tau = \frac{V}{Fvo}$$

V = τ x $F_{vo}$

V = 2,5799 jam x 17,2346 $m^3$/jam

V = 44,4628 $m^3$

**c. Menentukan Dimensi Reaktor**

**1. Menentukan Diameter dan Tinggi Reaktor**

Diameter Dalam Shell (ID)

$$V_{total} = \frac{\pi\, ID^2\, H_L}{4} + 2\,(0{,}000049\, ID^3)$$

Keterangan :

ID = Diameter dalam *shell*, ft $H_L$ = Tinggi cairan, ft

Diambil perbandingan tinggi cairan terhadap diameter dalam *shell* standar dan tinggi sf adalah :

H = ID (Walas, hal.601)

sf = 3 in = 0,25 ft

$$V_{total} = \frac{\pi\, ID^2\, H_L}{4} + 2 \times (0{,}000049\, ID^3)$$

Dengan mengetahui volume reaktor, maka diameter dan tinggi reaktor dapat ditentukan. Apabila *over design* yang diambil adalah 20%, maka :

$V_{desain}$ = 44,4628 $m^3$ + (20% x 44,4628 $m^3$)

= 53,3553 $m^3$

= 1.884,2249 $ft^3$

Dengan demikian, diperoleh:

ID = 13,3885 ft = 160,6636 in

$H_s$ = $ID_s$ = 13,3885 ft = 160,6636 in

$V_{torispherical\ bag.\ bawah}$ = 0,000049.$ID^3$

= 0,000049 x (13,3885 ft)$^3$

= 0,1176 $ft^3$

$V_{cairan\ di\ shell}$ = $V_{desain} - V_{torispherical\ bawah}$

= 1.884,2249 $ft^3$ – 0,1176 $ft^3$ = 1.884,1073 $ft^3$

$V_{cairan\ di\ shell}$ = $\frac{\pi\ ID^2\ H_L}{4}$

1.884,1073 $ft^3$ = $\frac{\pi(13{,}3886)^2 H_L}{4}$

$H_L$ = 13,3895 ft

= 4,0811 m

**2. Menentukan Tekanan Design**

Tekanan operasi ($P_{ops}$) = 1 atm (14,696 psi)

$P_{hidrostatik}$ = ρ.g.h

$P_{hidrostatik}$ = (1043,2088kg/$m^3$)x (9,8 m/$s^2$) x (4,0811 m) x (0,00014504 psi)

= 6,0514 psi

Tekanan desain adalah 5 - 10% di atas tekanan kerja normal (Coulson, 1983).

Tekanan desain diambil 10% atau 1,1. Jadi, tekanan desain adalah :

$P_{desain}$ = 1,1 ($P_{operasi}$ + $P_{hidrostatik}$)

= 1,1 (14,696 + 6,0514 psi

= 20,7474 psi

**3. Konstruksi Bahan**

Material = Stainless steel SA 167 Grade 11 type 316 (Coulson Vol.6, 2005: 295)

Alasan = *Austenitic* (18-20% Cr dan >7% Cr) memiliki ketahanan yang baik terhadap asam, khususnya untuk larutan yang mengandung klorida (Coulson Vol. 6, 2005 : 296)

f = 18.750 psi (Brownell & Young, 1959 : 342)

c = 0,25 in/20 tahun

E = efisiensi sambungan

(*single-welded butt joint with backing strip, no radiographed* ) = 0.85

**4. Menghitung Tebal Shell**

$$t_s = \frac{P\, r_i}{f\ E - 0{,}6\, P} + c$$ (Brownell & Young, 1959:254)

Keterangan :

$t_s$ = Tebal *shell* (in)

P = Tekanan operasi (psi)

f = *Allowable stress* (psi)

$r_i$ = Jari-jari *shell* (in)

E = Efisiensi pengelasan

C = Faktor korosi (in)

$$t_s = \frac{22{,}8222\ x\ (\frac{160{,}6636}{2})}{(18.750\ x\ 0{,}85) - (o{,}6\ x\ 22{,}8222)} + 0{,}25$$

ts = 0,3651 in

digunakan tebal standar 1/2 in (tabel 5.7 Brownell, 1959:89)

**5. Menentukan Diameter Luar Shell ($OD_s$)**

$OD_s$ = ID + 2. $t_s$

= 160,6636 in + 2.(7/16 in)

= 161,5386 in (dipilih OD standar = 168 in) (tabel 5.7 Brownell, 1959:89)

**6. Menentukan Tinggi Reaktor**

Tinggi total reaktor = tinggi *shell* ($H_s$) + (2 x tinggi tutup)

- Tinggi *shell* ($H_s$) = 13,3886 ft = 160,6636 in
- Tinggi Tutup (OA)

OA = $t_h$ + b + sf

Keterangan :

b = *Depth of dish* (*inside*), in

$t_h$ = tebal *torispherical head*, in

sf = *straight flange*, in

**<u>Menghitung Tebal Head</u> :**

$$th = \frac{P.rc.W}{2fE - 0,2P} + c$$ (Brownell & Young, pers. 7.77, 1959:138)

$$W = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{icr}}\right)$$ (Brownell & Young, pers. 7.76, 1959:138)

Keterangan :

W = *stress-intensification factor*

$r_c$ = *radius of dish*

icr = *inside-corner radius*

Dari Tabel 5.7 (Brownell & Young, 1959:89), OD terdekat adalah 168 in sehingga diperoleh:

icr = 10,125 in

$r_c$ = 144 in

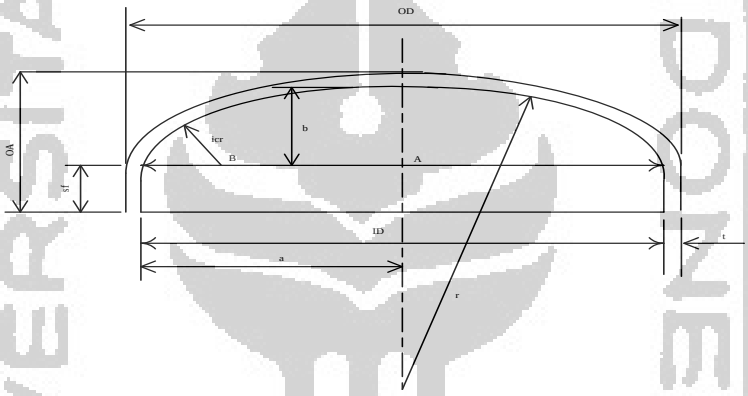
$$W = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{144}{10,125}}\right)$$

W = 1,6928 in

$$t_h = \frac{22,8222 \ x \ 144 \ x \ 1,6928}{2 \ x \ 18.750 \ x \ 0,85 - 0,2 \ x \ 22,8222} + 0,25$$

$t_h$ = 0,4246 in

Digunakan tebal plat standar = 7/16 in (tabel 5.7 Brownell, 1959:89)




Gambar A.3 Hubungan dimensi *torispherical flanged and dish heads*

**<u>Menghitung Tinggi Tutup (OA)</u> :**

$$b = r_c - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

Dengan mengetahui AB dan BC, maka dapat ditentukan tinggi tutup *torispherical* atas dan bawah.

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$AB = \frac{160,6636}{2} - 8$$

AB = 70,2068 in

BC = rc - icr

= 144 in – 10,125 in = 133,875 in

b = 144 in - $\sqrt{(133{,}875\ in)^2 - (70{,}2068\ in)^2}$

b = 30,0109 in

Tinggi *head and bottom torrispherical* adalah :

OA = $t_h$ + b + sf

= 7/16 in + 30,0109 in + 2 in

= 32,4484 in = 2,7040 ft

**<u>Menentukan Volume Reaktor</u> :**

$V_{reaktor}$ = $V_{shell}$ + (2.$V_{sebuah\ head}$)

$V_{shell}$ = $\frac{1}{4} \times \pi \times ID^2 \times H$

= $\frac{3{,}14}{4}\ x\ (160{,}6636\ in)^2\ x\ 160{,}6636\ in$

= 3.255.534,2 $in^3$

$V_{torispherical}$ = 0,000049 $ID^3$

= 0,000049 x $(160{,}6636\ in)^3$

= 203,2117 $in^3$

$V_{sf}$ = $\frac{1}{4} \times \pi \times ID^2 \times sf$

= $\frac{3{,}14}{4}\ x\ (160{,}6636\ in)^2\ x\ 2\ in$

= 40.526,0917 $in^3$

$V_{head}$ = $V_{torispherical}$ + $V_{sf}$

= 203,2117 $in^3$ + 40.526,0917 $in^3$

= 40.729,3034 $in^3$

$V_{reaktor}$ = 3.255.534,2 $in^3$ + (2 x 40.729,3034 $in^3$)

= 3.336.992,807 $in^3$

= 54,6835 $m^3$

**<u>Menghitung Tinggi Total Reaktor</u> :**

$H_{reaktor}$ = tinggi *shell* ($H_s$) + [2 x (tinggi tutup atau OA)]

= 13,3886 ft + (2 x 2,7040 ft)

= 18,7967 ft = 5,7292 m

**d. Menentukan Desain Sistem Pengaduk**

**1. Dimensi Pengaduk**

Digunakan *impeller* dengan jenis :

Jenis : *six flat blade open turbine*

Dasar pemilihan : Pengaduk dengan kemiringan *blade* 45$^o$ yang efektif untuk pengadukan yang disertai perpindahan panas dengan *internal coil*. (Walas : 279 ).

Perancangan pengadukan berdasarkan Brown, 1950 : 507

ID = 3,2562 m

Tabel A.11 Standar Agitation System

| | | |
|---|---|---|
| Da/Dt = 0,3 to 0,5 | H/Dt =1 | C/Dt = 1/3 |
| W/Da = 1/5 | L/Da = 1/4 | J/Dt = 1/12 |
| Dd/Da = 2/3 | (table 3.4-1 Geankoplis,1993:144) | |

**<u>Menentukan Diameter Pengaduk</u> :**

$$\frac{Da}{Dt} = 0,3$$

Da = 0,3 x 4,0809 m

Da = 1,2242 m = 4,0166 ft = 48,1991 in

**<u>Menentukan Lebar Pengaduk</u> :**

$$\frac{W}{Da} = 0,2$$

W = 0,2 x 1,2242 m

W = 0,2449 m

$$\frac{Dd}{Da} = 0,6667$$

Dd = 0,6667 x 1,2242 m

Dd = 0,8162 m

**<u>Menentukan Panjang Pengaduk</u> :**

$$\frac{L}{Da} = 0,25$$

L = 0,25 x 1,2242 m

L = 0,3061 m

**<u>Menentukan Tinggi Liquid :</u>**

$$\frac{H}{Dt} = 1$$

H = 4,0809 m

**Menentukan Jarak Pengaduk dari Dasar Tangki :**

$$\frac{C}{Dt} = 0{,}3333$$

C = 0,3333 x 4,0809 m

C = 1,36034 m = 4,4629 ft

**Menentukan Lebar Baffle :**

$$\frac{J}{Dt} = 0{,}8333$$

J = 0,8333 x 4,0809 m

J = 0,3401 m

**Menentukan Offse Top dan Offset Bottom :**

Berdasarkan Wallas (1990 : 288)

Offset Top = $\frac{Wb}{6}$

$= \frac{0{,}2449 \text{ m}}{6}$

= 0,0408 m

Offset Bottom = $\frac{Di}{2}$

$= \frac{1{,}2243 \text{ m}}{2}$

= 0,6121 m

**Menentukan Jumlah Pengaduk :**

Menurut Dickey (1984) dalam Walas 1990 hal. 288, kriteria jumlah impeller yang digunakan didasarkan pada viskositas liquid dan rasio ketinggian liquid ($H_L$) terhadap diameter tangki (D).

Diketahui bahwa :

$ID_s$ = 160,6636 in

$H_L$ = 160,6636 in

$H_L$ /ID = 1

μ liquid = 1,011 cP

Tabel A.12 Pemilihan Jumlah Impeller

| Viscositas,cP | Max h / D | Jumlah | *Impeller Clearance* | |
|---|---|---|---|---|
| | | | *Lower* | *Upper* |
| <25.000 | 1,4 | 1 | h/3 | - |
| <25.000 | 2,1 | 2 | D/3 | (2/3)h |
| >25.000 | 0,8 | 1 | h/3 | - |
| >25.000 | 1,6 | 2 | D/3 | (2/3)h |

Rasio $H_L$/ID maksimum untuk penggunaan 1 buah impeller adalah 1,4 untuk viskositas liquid <25.000 cP. Dengan demikian, jumlah *impeller* yang digunakan adalah sebanyak 1 buah.

**2. Menentukan Putaran Pengaduk :**

Kecepatan putaran motor standar yang tersedia secara komersil adalah 4, 5, 6, 7,5, 9, 11, 13,5, 16,5, 20, 25, 30, 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190 , 230, 280, 350 dan 1750 rpm. (Walas, 1990)

Digunakan putaran motor 45 rpm = 0,7500 rps

ρmix = 1087,8790 kg/$m^3$

Viskositas campuran diprediksi dengan persamaan 3.107, Perry's Chemical Engineering Handbook, 6th ed, p.3-282 :

ln μmix = Σ (wi.ln μmix) = 0,011

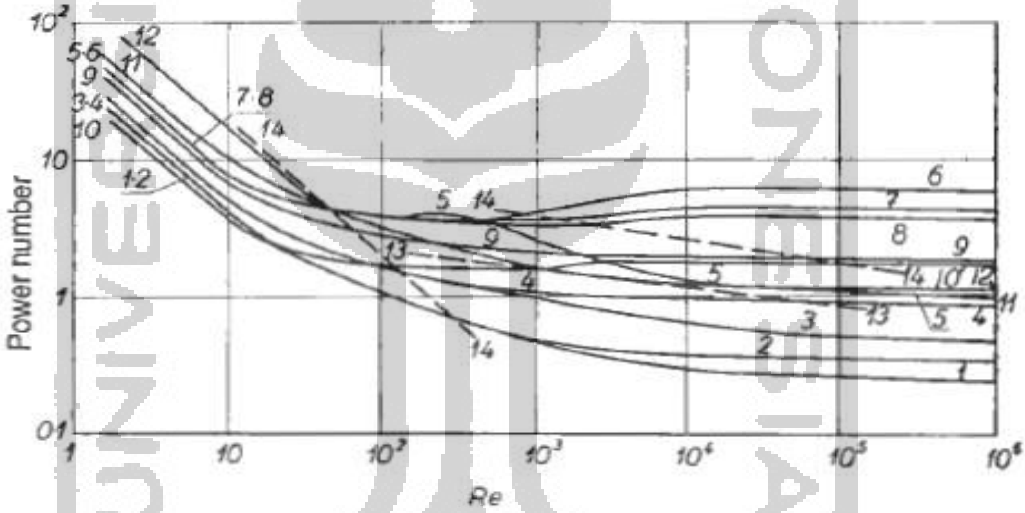
μmix = 1,011 cp = 0,0101 g/cm.s

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

$= \frac{(122{,}43\ cm)^2.0{,}75\ rps.1{,}0432 g/_{cm^3}}{0{,}0109\ g/_{cm.s}}$

= 1.071.920,477

Berdasarkan Fig.10-5 Wallas, 1990, hal. 292, dengan menghubungkan nilai $N_{Re}$ dan jenis pengaduk berupa *turbine impeller, six blade, four baffles* (11), diperoleh bilangan *power* ($N_p$) yaitu 4




Gambar A.4 Power Number pada berbagai jenis pengaduk

Kebutuhan teoritis :

$NP = \frac{Pgc}{\rho N^3 Da^5}$ (Geankoplis,Pers.3.4-2, 1978)

$P = \frac{4\ x\ 65{,}1254\ x\ (0{,}75\ )^3\ x\ (4{,}0166)^5}{9{,}8}$

P = 11.723,4674ft/lb.s

P = 21,3154 hp

**Menentukan Daya yang Hilang :**

Asumsi daya yang hilang sebesar 10% daya teoritis, maka:

$P_{loss}$ = 10 % x $P_{teoritis}$ (MV. Joshi)

= 0.1 x 21,3154 hp

= 2,1315 hp

Keterangan:

$P_{teoritis}$ = daya teoritis (hp)

$P_{loss}$ = daya yang hilang (hp)

**Menentukan Daya yang Dibutuhkan :**

$P_{input}$ = $P_{teoritis}$ + $P_{loss}$

= 21,3154 hp + 2,1315hp

= 23,4469 hp

Keterangan:

$P_{input}$ = daya yang dibutuhkan (hp)

**3. Menentukan Efisiensi motor (η)**

Berdasarkan Coulson Volume 6, 1983 : 93, diperoleh:

Efisiensi motor (η) = 80 %

P = $\frac{100}{80}$ x 23,4469 hp = 29,3087 hp

Maka digunakan power motor sebesar 30 hp

**4. Mengecek Waktu Pengadukan Sempurna**

Kriteria untuk pengadukan sempurna:

$$\frac{Q_R}{Fv} > 10$$

Dengan : $Q_R$ = kecepatan sirkulasi, $m^3$/jam

$F_v$ = debit umpan masuk reaktor, $m^3$/jam

Untuk $N_{Re}$ di atas 10.000, digunakan:

$$N_{QR} = \frac{0{,}93\ ID}{Di}$$

$$N_{QR} = \frac{0{,}93 \text{ x } 160{,}6636 \text{ in}}{48{,}1991 \text{ in}}$$

$N_{QR}$ = 3,1

$Q_R$ = $N_{QR}$ x N x $D_i^3$

= [3,1 x 0,7500 rps x (1,2243 m)$^3$]x 3600 s/1 jam

= 15.358,2940 $m^3$/jam

Dengan mengetahui $F_v$ = 8,7557 $m^3$/jam, maka:

$$\frac{Q_R}{F_v} = \frac{7.802{,}4205\ m^3/jam}{8{,}7557\ m^3/jam} = 891{,}1309$$

$Q_R/F_v$ lebih dari 10, sehingga dapat dinyatakan bahwa pengadukan sempurna sekali. Secara sederhana,

$$T_{mix} = \frac{V}{Q_R}$$

$$T_{min} = \frac{44{,}4628\ m^3}{7.802{,}4205\ m^3/jam}$$

$T_{min}$ = 0,0029 jam = 10,4221 detik

Waktu tinggal dalam reaktor:

$$\theta = \frac{V}{F_v}$$

$$\theta = \frac{44{,}4628\ m^3}{17{,}2346\ m^3/jam}$$

$$\theta = 2{,}5799\ jam$$

Waktu pengadukan sangat singkat bila dibandingkan dengan waktu tinggal di reaktor, sehingga keadaan *uniform* dapat dianggap langsung tercapai di dalam reaktor.

**5. Menentukan Panjang Batang Sumbu Pengaduk**

Axis length (L) = tinggi total tangki + jarak dari motor ke bagian atas bearing – jarak pengaduk dari dasar tangki

Tinggi total tangki = 18,7967 ft

Jarak dari motor ke bagian atas bearing = 1 ft

Jarak pengaduk dari dasar tangki (C) = 4,4629 ft

axis length (L) = 18,7967 ft + 1 ft – 4,4629 ft

= 15,3338 ft = 4,6737 m

**6. Menentukan Diameter Sumbu**

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

**Menghitung $T_m$**

$T_m$= (1,5 or 2,5) x $T_c$

Digunakan $T_m$ = 1,5 $T_c$

$$T_c = \frac{P \text{ x } 75\text{x } 60}{2 \text{ x } \pi \text{ x } N}$$

Keterangan :

$T_c$ = Momen putaran, kg.m

P = Daya, Hp

N = Kecepatan putaran, rpm

$$T_c = \frac{30\ x\ 75\ x\ 60}{2\ x\ 3{,}14\ x\ 45} = 477{,}7070 \text{ m}$$

$T_m$ = 1,5 x 477,7070 kg.m

$T_m$ = 716,5605 kg.m

**Menghitung $Z_p$**

$$Z_p = \frac{T_m}{f_s}$$

Keterangan :

$T_m$ = Torsi maksimum

P = Shear stress

$f_s$ = Section of shaft cross section

Material sumbu yang digunakan adalah commercial cold rolled steel.

Axis shear stress yang diizinkan, $f_s$ = 550 kg/cm$^2$

Batasan elastis pada tegangan = 2.460 kg/cm$^2$

$$Z_p = \frac{716{,}5605\ kg.m\ x\ 100\ cm/1m}{550\ kg/cm^2} = 130{,}2837 \text{ cm}$$

**Menghitung diameter sumbu (d)**

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

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

d = 8,7236 cm

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

Tegangan yang disebabkan oleh *bending moment equivalent* adalah

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

**Menghitung *Bending Moment***

Me = *Bending moment equivalent*

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

$M = F_m$ x L

$$F_m = \frac{T_m}{0.75 \text{ x } R_b}$$

Keterangan :

$F_m$ = bending moment (kg)

$R_b$ = Jari-jari impeller = ½ $D_i$

= ½ x 01,2243 m = 0,6121 m

$$F_m = \frac{716{,}5605 \text{ kg.m}}{0{,}75 \text{ x } 0{,}6121 \text{ m}} = 7.294{,}8160 \text{ kg}$$

L = Panjang *axis* = 4,6737 m

M = 1.560,8061 kg x 4,6737 m

= 7.294,8160 kg.m

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

= 7.312,3705 kg.m

**Tegangan yang disebabkan oleh *bending moment equivalent***

$$f = \frac{Me}{\pi\left(\frac{d^3}{32}\right)} = 112{,}2530 \text{ kg/cm}^2$$

**Diameter sumbu**

Karena f < batasan elastis dalam tegangan (112,2530 < 2.460), maka diameter sumbu yang direncanakan memenuhi.

**7. Menentukan Desain Pendingin**

Pendingin dirancang dengan alasan:

Reaksi yang berlangsung dalam reaktor bersifat eksotermis, sehingga panas yang dilepaskan harus diserap dari reaktor agar tidak menyebabkan kenaikan suhu, karena suhu di dalam reaktor dijaga tetap 52ºC. Untuk menjaga agar suhu di dalam reaktor tetap pada 52ºC dengan menggunakan air pendingin.

**Menentukan $\Delta T_{LMTD}$**

Suhu di dalam reaktor dijaga konstan pada 52ºC dan suhu air pendingin masuk pada 30ºC (86ºF) dan keluar pada 45ºC (113ºF) seperti tertera pada tabel berikut.

Tabel A.13 Temperatur fluida di Reaktor

| **Fluida Panas (ºF)** | | **Fluida Dingin(ºF)** | **Δt (ºF)** |
|---|---|---|---|
| 125,6 | Temperatur Tinggi | 86 | 39,6 |
| 125,6 | Temperatur Rendah | 113 | 12,6 |
| 0 | *Difference* | -27 | 27 |

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{39{,}6 - 12{,}6}{\ln(39{,}6/12{,}6)}$$

$\Delta T_{LMTD}$ = 23,5781 ºF

**Menghitung Kebutuhan Air Pendingin**

Qcw = 20.402,7431 kJ/jam = 19.333,9862 btu/jam

m = 325,0483 kg/jam

Jenis pendingin = Jaket Pendingin

Vair = $\frac{m}{1000}$ = 0,3250 $m^3$/jam

**Perancangan Jaket Pendingin**

<u>Menghitung Diameter Jaket</u>

Dinding dalam jaket, ID = 168 in

$H_{jaket} = H_L$

$H_{jaket}$ = 10,6838 ft = 3,2564 m

Asumsi jarak jaket = 5 in

Diameter luar jaket, OD = Diameter dalam jaket + (2 x jarak jaket)

OD = 168 in + (2 x 5 in) = 178 in

**Luas yang dilalui steam (A) :**

$$A = \frac{\pi}{4}(D2^2 - D1^2)$$

Dimana :

D = diameter dalam jaket (in)

d = diameter luar jaket (in)

A = 2716,1 $in^2$ = 1,7523 $m^2$

**Menghitung Kecepatan Air Pendingin**

$$v = \frac{V_{air}}{A}$$

$$v = \frac{0{,}3250\ m^3/jam}{1{,}7523\ m^2}$$

v = 0,1855 m/jam

**Menghitung Tekanan Design**

Tekanan operasi ($P_{ops}$) = 1 atm (14,696 psi)

$$P_{hidrostatik} = \frac{H-1}{144}\ \rho_{air}$$

$$P_{hidrostatik} = \frac{3{,}2564 - 1}{144}\ x\ 997\ kg/m^3$$

$P_{hidrostatik}$ = 15,6226 psi

Tekanan desain adalah 5 - 10% di atas tekanan kerja normal (Coulson, 1983).

Tekanan desain diambil 10% atau 1,1. Jadi, tekanan desain adalah :

$P_{desain}$ = 1,1 ($P_{operasi}$ + $P_{hidrostatik}$)

= 1,1 (14,696 + 15,6226) psi

= 33,3505 psi

**Menghitung Tebal Dinding Jaket :**

Bahan = stainless steel SA-167 Grade 11 type 316

$$tj = \frac{P.ri}{f.E - 0,6P}$$ (Brownell & Young, 1959:254)

Keterangan :

$t_j$ = Tebal jaket (in)

P = Tekanan operasi (psi)

f = *Allowable stress* (psi) = 18.750 psi (Tabel 13.1 Brownell, 1959:251)

$r_i$ = Jari-jari *shell* (in)

E = Efisiensi pengelasan = 80% (Tabel 13.1 Brownell, 1959:254)

C = Faktor korosi (in) = 0,25 (Coulson, vol 6)

$$t_j = \frac{33,3504\ x \left(\frac{168}{2}\right)}{(18.750\ x\ 0,8) - (o,6\ x\ 33,3504)} + 0,25$$

ts = 0,4370 in

digunakan tebal standar 1/2 in (tabel 5.7 Brownell, 1959:89)

OD = ID + 2 $t_j$

OD = 168 in + (2 x 1/2)

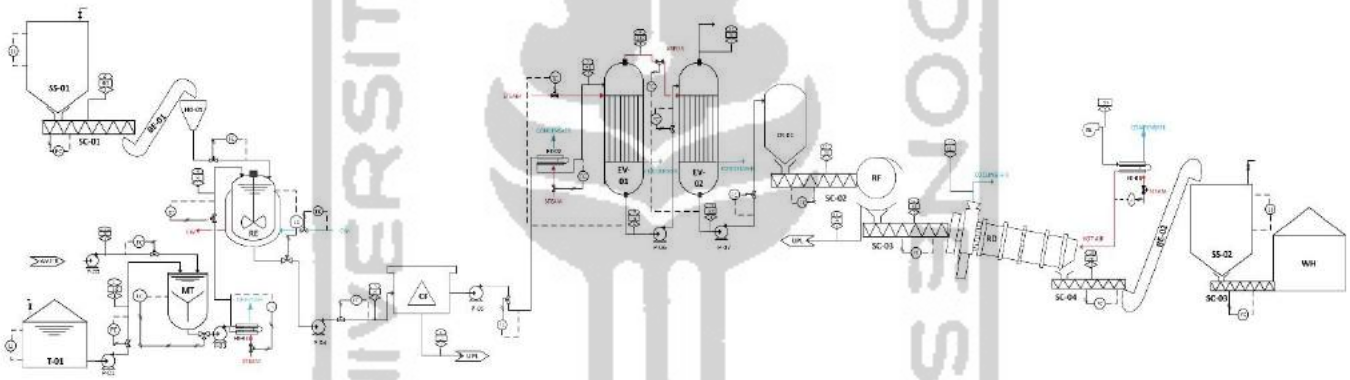
OD = 168,875

Digunakan OD standar 168 in

# LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

**PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA MAGNESIUM KLORIDA DARI ASAM KLORIDA DAN MAGNESIUM HIDROKSIDA DENGAN KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN**




| | Flow Rate (kg/jam) | | | | | | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Komponen | Arus 1 | Arus 2 | Arus 3 | Arus 4 | Arus 5 | Arus 6 | Arus 7 | Arus 8 | Arus 9 | Arus 10 | Arus 11 | Arus 12 | Arus 13 | Arus 14 | Arus 15 | Arus 16 |
| HCl | 1520,9490 | | 1520,9490 | | 83,6522 | 1,6730 | 81,9792 | 81,9792 | | | | | | | | |
| Mg(OH)2 | | | | 1236,3879 | 66,9013 | 65,5633 | 1,3380 | | 1,3380 | | 1,3380 | 1,3380 | 0,0669 | 1,2711 | | 1,2711 |
| SiO2 | | | | 19,9817 | 19,9817 | 19,5821 | 0,3996 | | 0,3996 | | 0,3996 | 0,3996 | 0,0200 | 0,3797 | | 0,3797 |
| Fe2O3 | | | | 2,4877 | 2,4877 | 2,4478 | 0,0510 | | 0,0500 | | 0,0500 | 0,0500 | 0,0025 | 0,0475 | | 0,0475 |
| CaO | | | | 9,9509 | 9,9019 | 9,7910 | 0,1918 | | 0,1598 | | 0,1598 | 0,1598 | 0,0100 | 0,1898 | | 0,1898 |
| MgO2 | | | | | 1876,6174 | 37,5323 | 1839,0851 | | 1839,0851 | | 1839,0851 | 36,7817 | 34,9426 | 1,8391 | | 1884,6560 |
| MgO2.6H2O | | | | | | | | | | | | 3919,8100 | 195,9901 | 3723,8199 | | |
| H2O | 3097,7744 | 12111,7159 | 15209,4903 | | 15919,6613 | 318,3931 | 15601,2682 | 6240,5063 | 9360,7579 | 6322,4844 | 3038,2735 | 920,7758 | 874,7350 | 45,9388 | 1879,6595 | 7,3953 |
| Total | 4618,7234 | 12111,7159 | 16730,4393 | 1248,8582 | 17979,2973 | 455,4323 | 17524,3148 | 6322,4844 | 11201,8304 | 6322,4844 | 4879,3460 | 4879,3460 | 1105,7691 | 3773,5769 | 1879,6595 | 1893,9394 |

| Alat | KETERANGAN | SIMBOL | KETERANGAN |
|---|---|---|---|
| T | Tangki | LC | Level Controller |
| SS | Silo | LI | Level Indicator |
| HO | Hopper | TC | Temperature Controller |
| MT | Mixer | FC | Flow Controller |
| RE | Reaktor | FFC | Flow Fraction Controller |
| CF | Centrifuge | | Nomor Arus |
| P | Pompa | | Suhu (C) |
| HE | Heater | | Tekanan (atm) |
| EV | Evaporator | | Valve |
| CR | Crystallizer | | Electric Connection |
| RD | Rotary Dryer | | Piping |
| RF | Rotary Filter | | Vent |
| BL | Blower | | Udara Tekan |
| BE | Bucket Elevator | | |
| SC | Screw Conveyor | | |
| WH | Warehouse | | |

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA MAGNESIUM KLORIDA DARI ASAM KLORIDA DAN MAGNESIUM HIDROKSIDA DENGAN KAPASITAS 15.000 TON/TAHUN

Dikerjakan Oleh :
1. Wira Afrizaldi (15521084)
2. Hannas Zarna Adli (15521143)

Dosen Pembimbing :
1. Faisal R.M. Drs., Ir., M.T., Ph.D.
2. Tinzin Mulisna, S.T., M.Eng.