LAMPIRAN A

PERANCANGAN REAKTOR

Fungsi : Mereaksikan larutan sodium karbonat (Na_2CO_3) dengan karbon dioksida (CO_2) agar membentuk sodium bikarbonat ($NaHCO_3$) sebagai produk utama dan air sebagai hasil samping.

Jenis : Reaktor gelembung (*Bubble column reactor*) silinder tegak dan tangki tertutup.

Kondisi operasi : T = 40 ^oC

P = 3 atm

Reaksi yang terjadi adalah :

- Reaksi utama :

$$Na_2CO_{3(s)} + H_2O_{(l)} + CO_{2(g)} \longrightarrow NaHCO_{3(s)}$$

Sodium karbonat + Air + Karbon dioksida   Sodium bikarbonat

Alasan pemilihan *bubble reactor* :

a. Reaktor gelembung cocok untuk reaksi gas-cair, dengan jumlah gas yang relatif sedikit direaksikan dengan cairan yang jumlahnya besar.
b. Relatif lebih murah, perawatan dan pengoperasiannya lebih mudah.
c. Di dalam reaktor gelembung, aliran gas dianggap *plug flow*, tetapi cairan teraduk sempurna oleh aliran gelembung gas yang naik ke atas, sehingga suhu cairan didalam reaktor selalu serba sama (*mixed flow*).

(Perry's, 23 – 49, 1999)

1. **Umpan Cairan**

Komposisi umpan cairan masuk reaktor

T = 40 °C

P = 3 atm

Komponen	Kg/Jam	wi	Kmol/jam	xi
Na_2CO_3	5332,519	0,200	50,307	0,041
H_2O	21383,508	0,800	1187,973	0,959
Total	26716,027	1,000	1238,279	1,000

Densitas cairan

$$\rho = A * B^{-\left(1-\frac{T}{Tc}\right)^{n}}$$

Komponen	Wi	A	B	n	Tc (K)	ρ (kg/m³)	ρc = wi*ρ
Na_2CO_3	0,200					2540,0000	506,9840
H_2O	0,800	0,3471	0,2740	0,2857	647,1300	1013,6381	811,3160
Total	1,000					3553,6381	1318,3000

$\rho_{campuran}$ = 1.318,3000 kg/m^3 = 82,2248 lb/ft^3

Berat molekul cairan

Komponen	BM	xi	BMc = Bmi * xi
Na_2CO_3	106	0,041	4,306
H_2O	18	0,959	17,269
Total		1,000	21,575

BMc = 21,575 kg/kmol

Kecepatan volumetris cairan :

$$Fc = \frac{\text{Massa cairan}}{\rho c}$$

$= 20,266\ m^3/jam$

Viskositas cairan

$$\log \mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Komponen	Wi	A	B	C	D	log μ	μ cair	μ_{ci} = wi/μ
Na_2CO_3	0,200							
H_2O	0,800	-10,2158	1,792,5	0,0177	-0,000012	-0,1782	0,663	1,206
Total	1,000							1,206

$$\mu = \frac{1}{\mu_c}$$

= 0,8289 cP

= 8,289E-04 kg/m.s

Surface tension (σ)

$$\sigma = A\left(1 - \frac{T}{T_C}\right)^n$$

Komponen	Wi	A	Tc	n	ói	óc
Na_2CO_3	0,200					
H_2O	0,800	132,674	647,130	0,9550	70,541	56,461
$NaHCO_3$	0,000					
Total	1,000					56,461

$\sigma_{campuran}$ = 56,461 dyne/cm

= 0,0565 N/m

= $0,0058\ kg/m.s^2$

2. Feed Gas

Densitas

Diketahui :

P = 3,0398 bar = 3 atm

R = 0,08206 atm.m^3/mol.K

T = 313,15 K

Bm = 44 g/mol

Tc = 87,89 ^{o}F = 304,2 K

Pc = 1.070,6 psia = 73,8153 bar

Densitas gas CO2 dapat diketahui dengan persamaan berikut :

$$\rho_{gas} = \frac{P\ \Sigma yi.BMi}{Z.R.T}$$

Untuk mencari nilai Z perlu diketahui :

$$Tr = \frac{T}{Tc} = \frac{313,15}{304,2} = 1,02942$$

$$Pr = \frac{P}{Pc} = \frac{3,0398}{73,8153} = 0,04118$$

Dari grafik diperoleh nilai Z = 0,74

Maka densitas gas adalah

$$\rho_{gas} = \frac{3\ \text{atm x } 44\ \frac{g}{mol}}{0,74 \text{ x } 0,08206\ \frac{L.atm}{mol.K} \text{ x } 313,15K}$$

$$= 6,9416$$

Viskositas

Viskositas dapat dihitung dengan persamaan :

$\mu = A + BT + CT^2$ (Carl L.Yaws, P.452)

Dimana : T : Temperatut (K)

A, B dan C : Konstanta

μ_{gas} : Viskositas gas (micropoise)

Diketahui umpan masuk reaktor pada T = 40 °C = 313.15 K, sehingga :

Komponen	A	B	C
CO2	11,336	0,49918	-0,00010876

Maka, μ_{gas} = 156,9889 micropoise

= 1,57E-04 cP

= 1,57E-07 kg/m.s

3. **Penentuan Parameter Konversi**

   a. **Mencari persamaan laju reaksi**

   Dari Hari Asriyanto, 2010 :

   X_A = Konversi = 98%

   T = 60 menit

   Reaksi :

$$Na_2CO_{3(s)} + H_2O_{(l)} + CO_{2(g)} \longrightarrow NaHCO_{3(s)}$$

A B C

Komposisi reaktan dihitung menggunakan persamaan :

$$C_x = \frac{N_x}{N_T} \text{x} \frac{P}{R.T}$$ (Fogler, 1999)

Keterangan :

C_x = Komposisi reaktan

N_x = Mol reaktan

N_T = Mol total = 1.238,279 Kmol

P = Tekanan operasi = 3 atm

T = Temperatur operasi = 313,15 K

R = Konstanta gas ideal = 0,082057 m^3.atm/Kmol.K

- **Konsentrasi Na_2CO_3**
  - $C_{AO} = \frac{50,307}{1238,279} \text{x} \frac{3}{82,057\text{x}10^{-3}\text{x}313,15}$

    = 4,74E-03 kmol/m^3
  - $C_A = C_{AO}(1 - X)$

    $C_A = 4,74E - 03(1 - 0,98)$

    = 9,49E-05 kmol/m^3

- **Konsentrasi CO_2**
  - $C_{B0} = \frac{60,718}{1238,279} \text{x} \frac{3}{82,057\text{x}10^{-3} \text{ x } 313,15}$

    = 5,72E-03 kmol/m^3
  - $C_B = C_{BO} - (C_{AO}.X)$

    C_B = 5,72E-03 – (4,74E-03*0,98)

    = 1,08E-03

Reaksi yang terjadi merupakan reaksi orde 2, dimana persamaan laju reaksinya adalah :

$$-r_A = k\ .\ C_A\ .C_B$$

Keterangan :

$-r_A$: laju reaksi

k : konstanta laju reaksi (m^3/kmol.jam)

C_i : konsentrasi masing-masing komponen (kmol/m^3)

Dengan :

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

$C_B = C_{B0} - (C_{A0}.X_A)$

Sehingga,

$-r_A = k.[C_{A0}(1-X_A)].[C_{B0}-(C_{A0}.X_A)]$ ….. [1]

$$\tau = C_{A0} \int_0^X \frac{dX_A}{-r_A} \quad \ldots\ldots \quad [2]$$

(Levenspiel 3rd ed. Page 102)

Substitusikan persamaan [1] ke [2] :

$$\tau = \frac{1}{kC_{A0}} \int_0^X \frac{dX_A}{(1 - X_A)(1.2 - X_A)}$$

$$k = \frac{1}{\tau C_{A0}} \int_0^X \frac{dX_A}{(1-X_A)(1,2-X_A)}$$

Bentuk integral pada persamaan di atas diselesaikan dengan metode *Simpson's rule*. Jika pada bentuk integral dimisalkan dengan :

$$I = \int_0^X \frac{dX_A}{(1-X_A)(1,2-X_A)}$$

Maka,

$$\int_{X_0}^{X_N} I.\ dX = \frac{\Delta X}{3}(I_0 + 4I_1 + 2I_2 + \ldots + 2.I_{N-2} + 4.I_{N-1} + I)$$

Dengan $\Delta X = \dfrac{0,98}{10}$

$= 0,098$

Untuk N = 10, maka :

No	Xi	Ii	Ii.koef
0	0,0000	0,8333	0,8333
1	0,0980	1,0060	4,0241
2	0,1960	1,2388	2,4777
3	0,2940	1,5634	6,2536
4	0,3920	2,0356	4,0711
5	0,4900	2,7617	11,0467
6	0,5880	3,9660	7,9320
7	0,6860	6,1959	24,7838
8	0,7840	11,1289	22,2578
9	0,8820	26,6496	106,5984
10	0,9800	227,2727	227,2727
	Total		417,551216

Jadi, $\int_{0}^{0.98} I.\ dX$ = 13,6400

Sehingga diperoleh konstanta laju reaksi (k) :

k = 2875,7656 m^3/kmol.jam

Laju reaksi dicari menggunakan persamaan :

$$-r_A = k\ .\ C_A\ .C_B$$

Dengan : k = 2,876E+03

C_{A0} = 4,74E-03

C_{B0} = 5,725E-03

X_A = 0,98

Maka nilai ($-r_A$) = 0,0016 kmol/m^3.jam

b. Diffusivitas karbon dioksida (CO_2) terlarut kedalam cairan

$$\mathcal{D}_{BL} = \frac{117{,}3x10^{-18}\ (\phi x BM)^{\frac{1}{2}} x T}{\mu_L\ x\ {V_B}^{0,6}}$$ (Coulson 1983, vol 6 : 255)

Dengan :

$\mathcal{D}_{BL}$	: Difusivitas CO_2 dalam Pelarut, m^2/s	
Φ	: Faktor disosiasi pelarut	= 2,26
BM	: Berat molekul campuran cairan, kg/kmol	= 21,575
T	: Suhu reaktor, K	= 313,15
μ	: Viskositas cairan, kg/m.s	= 8,289E-04
V_B	: Volume molal CO2 pada titik didihnya,m3/kmol	
	= 0,034 (Tabel 8.6 Coulson, 1983 hal.258)	

Maka,

$$\mathcal{D}_{BL}\ CO_2 = \frac{117{,}3x10^{-18}\ (2{,}26\ x\ 21{,}575)^{\frac{1}{2}}\ x\ 313{,}15}{(0{,}289E-04)\ x\ (0{,}034)^{0,6}}$$

$$= 2{,}353E\text{-}09\ m^2/s = 8{,}47E\text{-}06\ m^2/jam$$

c. Koefisien transfer massa CO_2 di fase cair

Untuk rancangan *perforated plate*

$$K_{BL} = 0{,}42 \times \left(\frac{g.\,\mu c}{\rho c}\right)^{\frac{1}{3}} \times \left(\frac{\mathcal{D}_{BL}.\,\rho c}{\mu c}\right)^{\frac{1}{2}}$$ (Froment : 726)

Maka,

$$K_{BL} = 0{,}42 \times \left[\frac{9{,}8\ x\ 8{,}289E-04}{1.318{,}3000}\right]^{\frac{1}{3}} \times \left(\frac{2{,}353E-09\ x\ 1.318{,}3000}{8{,}289E-04}\right)^{\frac{1}{2}}$$

= 4,711E-04 m/s

= 1,6959 m/jam

4. Menentukan Bilangan Hatta (MH)

$$M_H^2 = \frac{k_r . C_{A0} . \vartheta_{BL}}{k_{BL}^2}$$

$$= \frac{(2{,}876E+03)(4{,}74E-03)(8{,}47E-06)}{(1{,}6959)^2} = 4{,}0147\text{E-5}$$

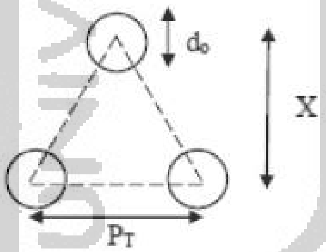
M_H = 0,0063

Nilai $M_H < 0{,}02$, sehingga reaksi kimia lebih mengontrol dibandingkan dengan transfer massa.

5. Perancangan Perforated Plate

Digunakan *perforated plate* dengan susunan *triangular pitch* dengan pertimbangan :

- Jumlah lubang tiap satuan lebih besar daripada susunan *square pitch*
- Ukuran reaktor menjadi lebih kecil dan turbulensi lebih terjamin



Keterangan :

P_r : Pitch

D_o : Diameter orifice

Mencari laju alir gas masuk reaktor (Q_g)

$$Qg = Mg \times \frac{1}{\rho_g} \times \frac{1}{3600}$$

$$= \left(2.671{,}603\,\frac{kg}{jam}\right)\left(\frac{1}{6{,}9416\frac{kg}{m^3}}\right)\left(\frac{1}{3.600}\right)$$

$$= 0{,}1069\ m^3/s = 106.908{,}2\ cm^3/s$$

Mencari diameter gelembung (d_{bo})

$$d_{bo} = \left(\frac{6.d_o.\sigma_l}{g.(\rho_l - \rho_g)}\right)^{\frac{1}{3}}$$

Dimana :

d_{bo} : Diameter gelembung, m

d_o : Diameter orifice, m (0,024-0,95) = 0,12 cm = 0,0012 m (Perry's)

σ_L : Tegangan muka cairan, kg/m.s^2 = 0,0058

g : percepatan gravitasi, m/s^2 = 9,8

ρ : Densitas (cairan-gas), kg/m^3 = 1.318,30 dan 6,9416

Maka diameter gelembung :

$$d_{bo} = \left(\frac{6(0{,}0012)(0{,}0058)}{(9{,}8)(1.318{,}3 - 6{,}9416)}\right)^{\frac{1}{3}}$$

$= 0{,}0015$ m $= 0{,}1477$ cm

Mencari laju alir tiap *orifice*

$$Q_{go} = \left(\frac{d_{bo}^3.\pi.g^{\frac{3}{5}}}{(6)(1.378)}\right)^{\frac{5}{6}}$$ (Perry's, 1999 : 14-71)

$$= \left(\frac{(0{,}1477)^3\left((3{,}14)(980)^{\frac{3}{5}}\right)}{(6)(1{,}378)}\right)^{\frac{5}{6}}$$

$= 0{,}117$ cm^3/s

Mencari luas orifice

$$L_o = \frac{\pi}{4}.d_o^2$$

$$= \frac{3{,}14}{4}(0{,}12)^2$$

$= 0{,}0113$ cm^2

Mencari jumlah orifice

$$N_o = \frac{Q_g}{Q_{go}}$$

$$= \frac{106.908{,}2\frac{cm^3}{s}}{0{,}117\frac{cm^3}{s}}$$

$= 913.395{,}0963$

Mencari nilai *pitch*

$c = k \times d_{bo}$

dimana nilai k > 1, maka diambil = 3

nilai c :

$c = (3)(0{,}1477)$

$= 0{,}4430 \text{ cm}$

Mencari jumlah luas orifice

$L_{to} = L_o . N_o$

$= (0{,}0113 \text{ cm}^2)(913.395{,}0963)$

$= 10.325{,}0182 \text{ cm}^2$

Mencari luas perforated plate

Mencari persentase luas total *orifice* terhadap *perforated plate* :

$$D_{pc} = \frac{d}{c}$$

$$= \frac{0{,}12 \text{ cm}}{0{,}4430 \text{ cm}}$$

$$= 0{,}2709$$

diplotkan pada grafik, untuk memperoleh nilai a

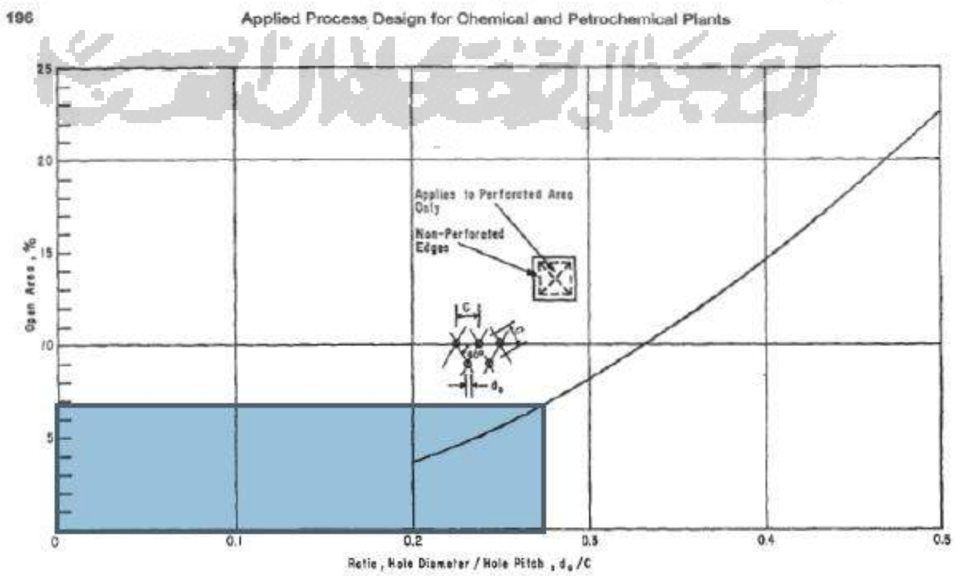


Figure 8-143. Percent open hole area for perforated and sieve trays.

dari grafik diatas, diperoleh nilai a = 6,9% = 0,0690

Maka luas *perforated plate* :

$$L_p = \frac{L_{to}}{a}$$

$$= \frac{10.325,0182\ cm^2}{0,0690}$$

$= 149.637,9445$ cm2 $= 14,9634\ m^2$

6. Menentukan Diameter dan Tinggi Cairan

Menentukan diameter reaktor

$$D_R = \left(\frac{4.L_p}{\pi}\right)^{\frac{1}{2}}$$

$$= \left(\frac{(4)(149.637,9445)}{3,14}\right)^{\frac{1}{2}}$$

= 436,6023 cm = 4,3660 m

Trial tinggi reaktor

Dipilih D/H : 1 : 2

$L_{R0} = H_{cair} + H_{gas} + H_{coil}$

= (4,3660*2) = 8,7 m

Tekanan gas rata-rata dalam reaktor

$$P_{gr} = P + \left(\frac{0,5.\rho_L.L_{RO}}{1,0132 * 10^6}\right)$$

$$= 3 + \left(\frac{(0,5)(1.318,30)(8,7)}{(1,0132 \times 10^6)}\right)$$

= 3,0057 atm

Diameter gelembung gas rata-rata dalam reaktor

$$D_{Br} = \left(\frac{d_{BO}^3.P_{gr}}{P}\right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= \left(\frac{(0,0015)^3(3,0057)}{3}\right)^{\frac{1}{3}}$$

= 0,0015 m

Kecepatan terminal gelembung

$$V_t = \left[\left(\frac{2.\sigma_L}{D_{Br}.\rho_L}\right) + \left(\frac{g.D_{Br}}{2}\right)\right]^{\frac{1}{2}}$$

$$= \left[\left(\frac{(2)(0,0058)}{(0,0015)(1.318,30)}\right) + \left(\frac{(9,8)(0,0015)}{2}\right)\right]^{\frac{1}{2}}$$

$= 0,1147$ m/s

Kecepatan tinggal gelembung dalam reaktor

Dengan asumsi kecepatan naik gelembung di dalam reaktor konstan pada kecepatan terminalnya.

$$\theta_g = \frac{L_{RO}}{V_t}$$

$$= \frac{8,7}{0,1147} = 76,1426 \text{ s}$$

Volume tiap gelembung

$$V_{go} = \frac{\pi}{6}.D_{Br}^3$$

$$= \frac{\pi}{6}(0,0015)^3$$

$= 1,6879E\text{-}09$ m^3 $= 0,00169$ m^3

Jumlah gelembung tiap *orifice* per satuan waktu

$$N_{go} = \frac{Q_{go}}{V_{go}}$$

$$= \frac{0,117}{0,00169}$$

$= 69$ buah

Jumlah gelembung total didalam reaktor

$$N_{gt} = N_o.Q_{go}.\theta_g$$

$$= (913.395,0963)(0,117)(76,1426)$$

$= 8.140.274,239$ buah

Volume gas gelembung total di dalam reaktor

$V_{gt} = N_{gt}.V_{go}$

$= (8.140.274,239)(1)$

$= 8.140.274,239\ cm^3 \quad = 8,1403\ m^3$

Menentukan volume cairan

Menghitung volume larutan untuk aliran *plug flow* :

$$\frac{V}{F_{A0}} = \int_0^X \frac{dX_A}{-r_A}$$

$$V = F_{A0}\int_0^{0,98} \frac{dX_A}{-r_A}$$

$$= \frac{F_{A0}}{kC_{A0}}\int_0^{0,98} \frac{dX_A}{(1-X_A)(1,2-X_A)}$$

$$= \frac{60,718}{(2.875,77 \times 4,74E-03)} x(13,64)$$

Jadi : $V_{cair} = 60,7180\ m^3$

$V_{gas+cair} = V_{gas} + V_{cair}$

$= (8,1403 + 60,7180)\ m^3 \quad = 68,8583\ m^3$

Menentukan tinggi cairan

Diketahui :

D = 4,3660 m = 171,8903 in

$V = \frac{\pi}{4} D^2 H \quad = 68,8583$ m3

Maka, $H = \frac{V}{0,25\ .\pi.D^2}$

$= \frac{68,8583}{(0,25\ )(\pi)(4,3660)^2} = 4,6017$ m = 181,1673 in

Menentukan *hold up* gas

$$\varepsilon_g = \frac{V_{gt}}{V_{gt} + V_c}$$

$$= \frac{8,1403}{8,1403 + 60,7180}$$

$$= 0,1182$$

Luas permukaan *interface*

$$A_g = \frac{6.\varepsilon_g}{D_{Br}}$$ (Perry's, 1999)

$$A_g = \frac{(6)(0,1182)}{0,00015}$$

$$= 480,0734 \text{ m}^{-1}$$

7. Penurunan Tekanan (*Pressure Drop*)

Dry pressure drop

Dry pressure drop merupakan *pressure drop* aliran gas akibat friksi di dalam hole (*orifice*). Dimana *hole* dianggap sebagai tabung pendek dengan tebal *plate* sama dengan tinggi tabung (Treyball, 1981, hal 171).

$$h_D = \frac{V_o.\rho_g}{2.g.\rho_L}.C_o\left[0,4\left(1,25 - \frac{A_0}{A_n}\right) + \frac{4.L.f}{d_o} + \left(1 - \frac{A_o}{A_n}\right)^2\right]$$

dimana :

h_D = *dry pressure drop*

V_o = kecepatan linier gas lewat *hole*, m/s

d_o = diameter *hole*, m

L = tebal *plate*

Tebal plate dari treyball, tabel 6.2, hal 169 : Untuk bahan Stainless Steel dan

d_o = 1,2 mm, maka L/d_o = 0,65

L = 0,00078 m = 0,78 mm

C_o = koefisien *orifice* = $109.\left(\frac{d_o}{L}\right)^{0.25}$ = 1,2139

A_o = luas *orifice*, m^2 = 1,13E-06

A_n = luas *perforated plate*, m^2 = 1,50E+01

ρ_L = densitas cairan, kg/m^3 = 1.318,30

Q_{go} = laju alir tiap *orifice*, m^3/s = 1,17E-07

R_{eh} = Bilangan Reynold gas lewat *hole* = 4.987,68

$$R_{eh} = \frac{V_0.\rho_g.d_o}{\mu_g}$$

f = factor friksi Fanning

= 0,079/($Re^{0,25}$), untuk aliran turbulen 2.000<Re<100.000

= 0,00940

nilai h_D :

h_D = 4,67E-05 m

Hydraulic head

Pressure drop akibat gaya hidrostastis cairan dalam reaktor (Trebal, 1981, hal 172).

h_L = tinggi cairan = 4,6017 m

Residual gas pressure drop

Pressure drop akibat pembentukan gelembung gas. (Treybal, 1981, hal 172)

$$h_R = \frac{6.\sigma_L}{\rho_L.d_o.g}$$

$$= \frac{(6)(0,0565)}{(1.318,30)(0,0012)(9,8)} = 0,0218 \text{ m}$$

***) Total pressure drop (ΔP_t)**

$h_t = h_D + h_L + h_R$

$= (4,67E\text{-}05)+(4,6017)+(0,0219) = 4,6236$ m

maka,

$\Delta P_t = h_t * \rho_L * g$

$= ((4,6236)(1.318,30)(9,8))/100.000$

$= 0,5973$ atm

8. Dimensi Reaktor

Tipe

Jenis reaktor	: Tangki tertutup, silinder tegak
Alasan pemilihan	: Proses Vessel, menjaga tekanan (P>1 atm) dan suhu tetap
Jenis *head*	: *Flanged and dished head* (*torispherical*)
Alasan pemilihan	: Cocok untuk tekanan antara 15-200 psig

Kondisi operasi

Suhu operasi	= 40 ^oC	= 313,15 K
Tekanan operasi	= 3 atm	= 44,09 psia
Tekanan total (ΔP)	= 1 atm	= 8,78 psia
Over desain	= 10%	

Pemilihan material konstruksi

Material : *Low-alloy steel SA-204 grade C*

Alasan pemilihan : 1. Tahan korosi, tahan panas dan tahan asam

2. Tekanan operasi moderat

3. Suhu operasi < 900 ^{o}C

4. Untuk dinding reaktor yang tebal

(Brownell, 1959 hal. 253)

Spesifikasi : *Tensile strength* = 7.500 psi

Allowable stress (f) = 18.750 psi

Corrosion allowance = 0,125

(Tabel 13.1 Brownell, 1959)

Tebal shell

$$t_s = \frac{P_d . ri}{f.E - 0{,}6.P_d} + c$$ (Brownell, 1959)

Dengan : t_s = Tebal *shell*, in

P_d = Tekanan desain, psia = 71,912

r_i = Jari-jari dalam reaktor, in = 85,9452

f = *Allowable stress*, psi

c = *Corrosion allowance*, psi

E = *Single welded butt joint* = 85%

sehingga,

$$t_s = \frac{(71{,}912)(85{,}9452)}{(18.750 \text{ x } 0{,}85) - (0{,}6 \text{ x } 71{,}912)} + 0{,}125$$

$$= 0{,}5138 \text{ in}$$

dipilih tebal *shell* standar adalah 0,625 in = 0,0159 m

Tinggi *shell*

Tinggi reaktor = 4,602 m = 181,167 in

Diameter reaktor = 4,366 m = 171,890 in

Volume reaktor = 68,86 m^3

Over desain = 10% = 0,1

Volume perancangan = $(1+0,1)V_r$

= 75,7441 m3 = 2.674,88 ft 3= 476,3962 bbl

Volume reaktor (V_t) = $V_{shell} + 2V_{head}$

V_t = $(1/4 \times \pi \times D_i^2 \times H) + 2(0,000076 \times D_i^3)$

= 68,87092 m^3

$$H = \frac{V_t - 2 \times V_h}{0,25 \times 3,14 \times Di^2}$$

$$= \frac{(68,87092)-(2\times(68,86))}{(0,25)\times(3,14)\times(4,366)^2}$$

= 4,6033 m= 181,2339 in

Dimensi *head*

$OD_{shell} = ID_{shell} + 2t_s$

= (171,890 + 2(0,625)) in

= 173,1403 in

= 4,397764 m

= 4.397,764 mm

Rumus tebal *head* untuk *flanged & dished head* :

$$th = \frac{P_d . r_c . v}{2. f. E - 0.2P_d} + c$$

dengan :

t_h = Tebal *head*, in

P_d = Tekanan desain, psia = 71,912

D_i = *Inside diameter reactor*, in = 171,890

f = *Allowable stress*, in = 18,750

E = *Welded joint efficiency* = 0,85 (*single welded*)

C = *Corrosion allowance*, in = 0,125

k = a/b = (85,9452/42,9726) = 2

a = Jari-jari dalam = $D_i/2$ = 85,9452 in

b = kedalaman dish = a/2 = 42,9726 in

V = $(1/6)(2+k^2)$

= $(1/6)(2+2^2)$ = 1

sehingga nilai t_h :

$$th = \frac{P_d . r_c . v}{2. f. E - 0.2P_d} + c$$

$$= \frac{(71,912)\left(\frac{171,890}{2}\right)(1)}{(2 \text{ x } 18.750 \text{ x } 0,85) - (0,2 \text{ x } 71,912)}$$

= 0,3190 in

dipakai tebal standar adalah 0,375 in = 0,0095 m = 9,525 mm

maka, OD_{head} = ID + $2t_h$

= (171,890)+(2*0,375) in

= 172,6403 in

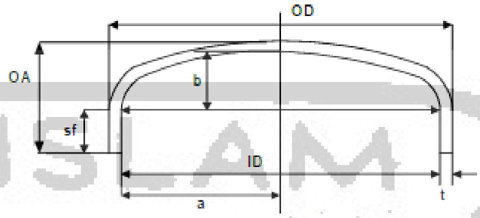
= 4,3851 m

= 4.385,064 mm

Tinggi reaktor

Dari tabel 5-11 Brownell, untuk t_h = 0,375 in diperoleh s_f = 2-3 in

Dipilih s_f = 3 in



Diketahui :

OD = 4,3851 m

ID = 4,366 m

a = ID/2 = 85,9452 in = 2,1830 m

b = ID/4 = 42,97258 in = 1,0915 m

OA = t_h + s_f + b

= (0,375 + 3 + 42,97258) in = 46,348 in = 1,1772 m

Tinggi reaktor = Tinggi *shell* + 2*tinggi *head*

= (4,6033) m + (2*1,1772) m = 6,9578 m

= 273,9288 in

= 22,82745 ft

9. Perancangan Coil Pendingin

Kebutuhan air pendingin

Kondisi operasi isothermal

Jumlah panas yang diserap berdasarkan perhitungan neraca panas :

Q = 2.035.542,839 kJ/jam = 1.929.424,492 Btu/jam

$T_{operasi}$ = 40 °C = 313,15 K = 104 °F

Pendingin :

- Suhu air masuk t_1 = 30 °C = 303,15 K = 86 °F
- Suhu air keluar t_2 = 35 °C = 308,15 K = 95 °F

Sifat fisis air pada suhu rata-rata (42,5) :

Cp_{air} = 75,337 Btu/lbm.F = 4,181 kJ/kg.K

Jumlah air yang dibutuhkan :

$$M_{air} = \frac{Q}{Cp.(t_2 - t_1)}$$

$$= \frac{2.035.542,839}{(4,181)(308,15-303,15)}$$

= 97.371,09971 kg/jam

= 27,0475 kg/s

Volume pendingin yang diperlukan :

dengan nilai ρ_{air} pada suhu 30 °C = 1.022,8753

$V_{pendingin}$ = 97.371,09971/1022,8753

= 95,1935 m^3/jam

= 0,0264 m^3/s

ΔT *Log Mean Temperature Difference* (ΔT_{LMTD})

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T - t_1) - (T - t_2)}{Ln\left(\frac{T - t_1}{T - t_2}\right)}$$

$$= \frac{(104-86)-(104-95)}{Ln\left(\frac{104-86}{104-95}\right)}$$

= 12,9843 °F

Pipa koil pendingin

Ukuran pipa koil = 1,5-2,5 in (Perry, 1999 hal 11.20)

Dipilih IPS = 2,5 in

Spesifikasi pipa koil : (Kern, 1983 hal 844)

Diameter pipa luar (OD) = 2,88 in = 0,0732 m = 0,2400 ft

Schedule number (SN) = 40

Diameter dalam (ID) = 2,469 in = 0,0627 m = 0,2058

Flow area per pipe (ao) = 4,79 in^2 = 0,003 m^2

Surface area per linier ft (Ao) = 0,753 ft^2/ft = 0,230 m^2/m

Susunan koil = helix

Diameter helix (Dh) = (0,7-0,8)*$ID_{reaktor}$ (Rase, 1977 hal 361)

= 0,75 * 4,366 m = 3,275 m = 10,743 ft

Jarak antar lilitan (l) = (1-1,5)*OD (Perry, 1999)

= 1,5 * 0,0732 = 0,110 m

Koefisien transfer panas dalam koil

Digunakan data air pendingin :

$$\frac{hi.ID}{k} = 0,027 \left| Re^{0,8} . Pr^{\frac{1}{3}} \right. . \left[1 + 3,5 \frac{ID}{Dh} \right]$$

(Kern, 1983 hal 103)

dengan :

h_i = Koefisien transfer panas konveksi dalam koil, Btu/jam.ft^2.F

ID = Diameter dalam koil, ft

k = Konduktivitas panas air, Btu/jam.ft.F

D_h = Diameter helix, ft

Re = Bilangan Reynold

Pr = Bilangan Prandtl

Mencari nilai Re

$Re = \frac{Gt.ID}{\mu_{air}}$ dengan μ_{air} = 9,00E-04 kg/m.s

Gt = $Gt = \frac{m_{air}}{ao} = \frac{27,0475}{0,003} = 8.752,348 \frac{kg}{m^2.s}$

maka,

$$Re = \frac{Gt.ID}{\mu_{air}}$$

$$= \frac{(8.752,348)(0,0627)}{(9,00E-04)}$$

$$= 609.869,4748$$

Mencari nilai Pr

$$Pr = \left[\frac{Cp.\mu}{k}\right]_{air}$$

dengan, Cp = 1,003 Btu/lbm.°F

k = 0,655 Btu/jam.ft.°F

μ = 2,082 lbm/ft.jam

$$= \left[\frac{(1,003)(2,082)}{(0,655)}\right]_{air}$$

$$= 3,188$$

Mencari nilai h_i

$$hi = 0,027.\frac{k}{ID}.Re^{0,8}.Pr^{\frac{1}{3}}\left[1+3,5\frac{ID}{DH}\right]$$

= 5.734,2755 Btu/jam.ft^2.°F

= 7,5318 kcal/s.m^2.°C

Koefisien transfer panas dalam koil dilihat dari luar

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

Rase, 1977 hal. 664

$$= (5.734{,}2755)\frac{(0{,}2058)}{(0{,}2400)}$$

$= 4.915{,}9466$ Btu/jam.ft^2.^{o}F

$= 6{,}4570$ kcal/s.m^2.^{o}C

Koefisien konveksi di luar koil

Digunakan data fluida di dalam reaktor

$$h_o = 0{,}06\left(\frac{kc}{OD}\right)\left(\frac{\rho c}{\rho g}\right)^{0{,}28}\left(\frac{OD.Gg}{\mu c}\right)^{0{,}87}\left(\frac{Cpc.\mu c}{kc}\right)^{0{,}4}$$

Dengan :

h_o = koefisien konveksi di luar koil, kcal/m^2.s.^{o}C

k_c = konduktifitas panas cairan, kcal/s.m^2.^{o}C

OD = diameter luar pipa koil, m

ρ_c = densitas cairan, kg/m^3

ρ_g = densitas gas, kg/m^3

G_g = *superficial mass velocity of gas*, kg/m^2.s

μc = viskositas cairan, kg/m.s

Cp_c = panas spesifik cairan, kcal/kg.^{o}C

dan nilai Gg,

$$Gg = \frac{M_{cairan}}{{}^1/_4 . \pi . ID_r^2}$$

$$= \frac{26.716{,}027}{({}^1/_4)(\pi)(4{,}366)}$$

$= 1.785{,}378$ kg/m^2.jam

maka nilai h_o,

$$h_o = 0{,}06\left(\frac{kc}{OD}\right)\left(\frac{\rho c}{\rho g}\right)^{0{,}28}\cdot\left(\frac{OD.Gg}{\mu c}\right)^{0{,}87}\cdot\left(\frac{Cpc.\mu c}{kc}\right)^{0{,}4}$$

= 4,3390 kcal/s.m^2.^{o}C

= 2.618,3614 Btu/jam.ft^2.^{o}F

Koefisien transfer panas keseluruhan (U_c)

$$U_c = \frac{h_{io}.h_o}{h_{io} + h_o}$$ (Pers. 6.7, Kern, 1950)

$$= \frac{(4.915{,}9466)(2.618{,}3614)}{(4.915{,}9466) + (2.618{,}3614)}$$

= 1.708,4150 Btu/jam.ft^2.^{o}F = 2,2911 kcal/s.m^2.^{o}C

Koefisien transfer panas keseluruhan saat kotor (U_d)

Dengan, Rd = *dirt factor/fouling factor* = 0,005 (Tabel 12, Kern, 1950)

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_c} + Rd$$

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{U_c} + Rd}$$

U_D = 179,0402 Btu/jam.ft^2.^{o}F

U_D air-zat organik adalah 100-200 Btu/jam.ft^2.^{o}F, sehingga U_d memenuhi syarat.

Luas kontak perpindahan panas

$$At = \frac{Q}{U_d.\Delta T_{LMTD}}$$

= 829,9685 ft^2

= 77,1057 m^2

Panjang koil

$$L_c = \frac{A_t}{a_o}$$, Lc = 205,6701 m

dimana,

b = 0,500*AD (diameter helix = ID_h)

x = AB (jarak antar lilitan)

a = $(b^2 + x^2/4)^{0,5}$

$BD^2 = AD^2 + AB^2$

a = $(b^2 + x^2/4)^{0,5}$

Keliling koil (Kl_c) = $2.\pi.((a^2 + b^2)/2)^{0,5}$

= $2.\pi.((b^2 + x^2/4 + b^2)/2)^{0,5}$

= $2.\pi.(b^2 + x^2/8)^{0,5}$

b = 1,6373

a = 0,055

$(b^2 + x^2/8)^{0,5}$ = 1,6373

x = 0,110

Keliling koil (Kl_c) = 10,2849 m

Jumlah koil (N_t)

$$N_t = \frac{Lc}{Kell.\ koil}$$

$$= \frac{(205,6701)}{10,2849}$$

= 19,9973

Untuk perancangan dipilih jumlah koil (N_t) = 20 lilitan

Koreksi nilai :

$Lc_{koreksi}$ = Kl_c x N_t

= (10,2849 x 20) m = 205,6974 m

$At_{koreksi}$ = L_c x a_o

= (205,6974 x 0,230) = 47,2082 m^2 = 508,1492 ft^2

$Ud_{koreksi} = \frac{Q}{A_t . \Delta T_{LMTD}}$

= 292,4284 Btu/jam.ft^2.^{o}F

Tinggi koil (H_c) dan Volume koil (V_c)

- Tinggi koil (H_c)

$$H_c = (N_t - 1) \text{ x jarak lilitan} + (N_t * OD_{koil})$$

= ((20 – 1) x 0,110) + (20 x 0,0732)

= 3,5479 m

- Volume koil (V_c)

$$V_c = {}^1/_4 . \pi . (OD_{koil})^2 * L_c$$

= 0,8641 m^3

10. Perancangan Pipa

D_i optimum = 3,9 x $Q^{0.43}$ x $\rho^{0.13}$ (Pers. 6.32, Wallas, 1988)

dengan, Di = diameter pipa optimum, in

Q = debit, ft^3/s

ρ = densitas, lbm/ft^3

Ukuran pipa pemasukan umpan dari tangki pencampur

Debit cairan = 20,2655 m^3/jam = 0,1988 ft^3/s

ρ_{cairan} = 1,3183 gr/ml = 82,2988 lbm/ft^3

D_i, opt = 3,4545 in

Dari tabel 11, Kern, 1950 dipilih pipa dengan spesifikasi :

ID = 4,026 in

OD = 4,5 in

IPS = 4 in

ao = 12,7 in^2

SN = 40

Ukuran pipa pemasukan umpan gas (CO_2)

Debit cairan = 382,2643 m^3/jam = 3,7499 ft^3/s

ρ_{gas} = 0,0069 gr/ml = 0,4333 lbm/ft^3

D_i, opt = 6,1756 in

Dari tabel 11, Kern, 1950 dipilih pipa dengan spesifikasi :

ID = 7,625 in

OD = 8,625 in

IPS = 8 in

ao = 45,7 in^2

SN = 80

Ukuran pipa pengeluaran produk

Debit cairan = 34,0268 m^3/jam = 0,3338 ft^3/s

ρ_{cairan} = 0,8429 gr/ml = 52,6234 lbm/ft^3

D_i, opt = 4,0230 in

Dari tabel 11, Kern, 1950 dipilih pipa dengan spesifikasi :

ID = 4,026 in

OD = 4,5 in

IPS = 4 in

ao = 12,7 in^2

SN = 40

Ukuran pipa pengeluaran gas (CO_2)

Debit cairan = 72,8914 m^3/jam = 0,7150 ft^3/s

ρ_{gas} = 0,0069 gr/ml = 0,4333 lbm/ft^3

D_i, opt = 3,0284

Dari tabel 11, Kern, 1950 dipilih pipa dengan spesifikasi :

ID = 3,068 in

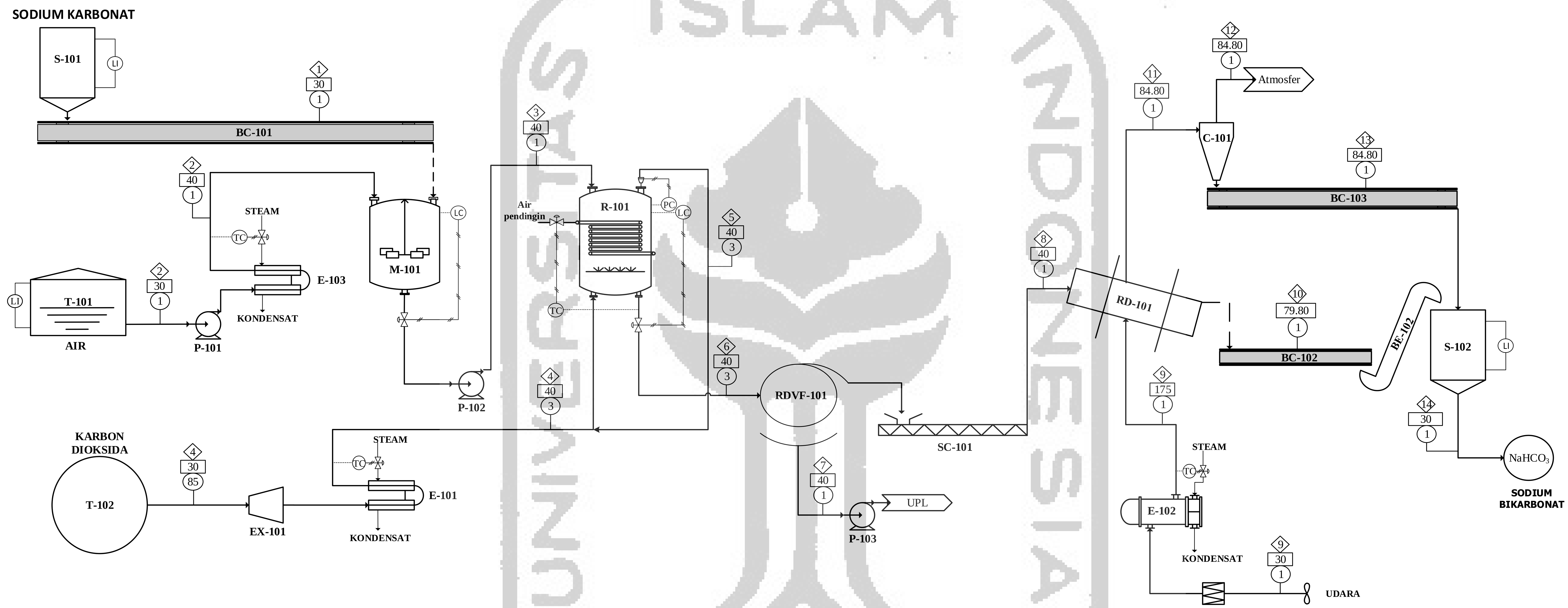
OD = 3,5 in

IPS = 3 in

ao = 7,38 in^2

SN = 40

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK SODIUM BICARBONATE DARI SODIUM CARBONATE DAN CARBON DIOXIDE
KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN



Komponen	Arus (kg/jam)													
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Sodium Karbonat	5332.52		5332.52			106.65	106.65	431.56						
Air	10.69	21372.82	21383.51			20496.10	20064.53			8.20	423.36	423.36	0.007	8.21
Karbon Dioksida				2671.60	502.37			8199.68						
Sodium Bikarbonat						8282.51	82.83			8191.48	8.20	0.820	7.38	8198.86
Udara									16025.46		16025.46	16025.46		
Jumlah	5343.21	21372.82	26716.03	2671.60	502.37	28885.26	20254.01	8631.25	16025.46	8199.68	16457.02	16449.63	7.39	8207.07

SIMBOL	ALAT
	Tekanan Arus
	Suhu
	Nomor Arus
	Arus Utama
	Indikator Elektrik
	Udara Tekan
	Control Valve
LI	Level Indikator
TC	Temperature Control
LC	Level Control
PC	Pressure Control

SIMBOL	ALAT
BC	Belt Conveyor
BE	Bucket Elevator
M	Mixer
P	Pompa
R	Reaktor
SC	Screw Conveyor
T	Tangki
S	Silo
HE	Heater
EV	Expansion Valve
RDVF	Rotary Drum Vacum Filter
RD	Rotary Dryer
C	Cyclone

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK SODIUM BICARBONATE DARI SODIUM CARBONATE DAN KARBON DIOKSIDA
KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN

Di Susun Oleh:

1. Ibrahim Akbar Ali (15521061)
2. Huda Fatah Maulana (15521227)

Dosen Pembimbing :

1. Dr. Suharno Rusdi., Ph.D
2. Dr. Ifa Puspasari., S.T., M.Eng.

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Ibrahim Akbar Ali
   No. MHS : 15521061
2. Nama Mahasiswa : Huda Fatah Maulana
   No. MHS : 15521227

Judul Prarancangan)* : PRA RANCANGAN PABRIK SODIUM BIKARBONAT DARI SODIUM KARBONAT DAN KARBON DIOKSIDA KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019

Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
01	13 Mei 2019	Bimbingan penentuan judul	
02	27 Mei 2019	Bimbingan penentuan kapasitas	
03	05 Agustus 19	Bimbingan progres TA	
04	09 Sept 2019	Bimbingan Utilitas	
05	07 Okt 2019	Bimbingan progres utilitas	
06	21 Okt 2019	— " — " Utilitas dan ekonomi	
07	04 Nov 2019	Bimbingan ekonomi dan revisi	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 12 November 2019

Pembimbing,

Suharno Rusdi, Ir., Ph.D.

)* **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

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

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Ibrahim Akbar Ali
   No. MHS : 15521061
2. Nama Mahasiswa : Huda Fatah Maulana
   No. MHS : 15521227

Judul Prarancangan)* : PRA RANCANGAN PABRIK SODIUM BIKARBONAT DARI SODIUM KARBONAT DAN KARBON DIOKSIDA KAPASITAS 65.000 TON/TAHUN.

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019

Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
01.	10 April 2019	Penentuan judul prarancangan	Ifa
02.	13 Mei 2019	Bimbingan penentuan kapasitas, proses	Ifa
		serta Neraca massa & neraca panas	
03.	07 Agustus 2019	Bimbingan perhitungan alat proses	Ifa
04.	05 Sept 2019	— " — " — " —	Ifa
05.	30 Okt 2019	Bimbingan naskah bab 1, 2 dan 3	Ifa
06	05 Nov 2019	Revisi naskah	Ifa
07	07 Nov 2019	Bimbingan konfirmasi naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 8 November 2019

Pembimbing,

Ifa Puspasari, Dr., S.T., M.Eng.

)* **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

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