

LAMPIRAN A

REAKTOR (R-01)

Jenis : Reaktor gelembung berpengaduk dengan pendingin coil.

Fungsi : Mereaksikan larutan Sodium carbonat dengan Carbon Dioksida.

Kondisi Operasi :

T : 40°C

: 313,15 K

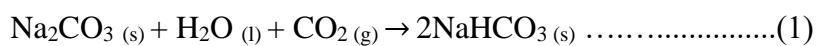
P : 3 atm

Reaksi : Eksotermis

Tujuan:

1. Menentukan Jenis Reaktor
2. Menghitung Dimensi Reaktor
3. Menentukan Pressure Drop

Reaksi yang terjadi dalam Reaktor:



1. Data-data Fisis Bahan Baku dan Produk

a. Kapasitas Panas Komponen (Cp)

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \dots \dots \dots (2)$$

Tabel. 1 Kapasitas Panas Komponen

Komponen	A	B	C	D	T	Cp
H ₂ O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07	313,15	75,26698
Na ₂ CO ₃	233,515	-9,53E-03	-3,47E-05	1,58E-08	313,15	227,6164
NaHCO ₃	87,639	-4,84E-04	-4,54E-02	1,19E-09	313,15	-4366,79

Didapatkan:

Tabel. 2 Kapasitas Panas Campuran Pada Suhu 313,15 K

Komponen	wi	wi/viskositas (J/mol.K)
H ₂ O	58,29466	4387,662513
Na ₂ CO ₃	34,23654	0,150413357
NaHCO ₃	7,468799	-0,001710364
Total	100	0,022790406

Dari tabel diatas didapatkan kapasitas campuran sebesar 0,022790406
J/mol.K

b. Densitas

Dari persamaan buku yaws didapatkan rumus densitas yaitu:

$$\text{density} = A \cdot B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n} \dots\dots\dots(3)$$

Tabel. 3 Densitas Komponen

Komponen	A	B	n	Tc	T	Densitas (kg/m ³)
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	313,15	1013,638132
NaHCO ₃	0,19975	0,09793	0,25382	2820	313,15	1904,883497
Na ₂ CO ₃	0,26141	0,1	0,28571	3700	313,15	2468,156271

Didapatkan :

Tabel. 4 Densitas Campuran Pada Suhu 313,15 K

Komponen	xi	xi/densitas
NaHCO ₃	7,468799	0,003920869
H ₂ O	58,29466	0,057510323
Na ₂ CO ₃	34,23654	0,013871303
	100	0,075302496

Dari tabel diatas didapatkan densitas gas campuran sebesar

$$100/0.075302496 = 1327,977 \text{ kg/m}^3$$

c. Viskositas

Dari persamaan buku yaws didapatkan rumus viskositas yaitu:

$$\eta_{\text{liquid}} = A + B/T + CT^2 + DT^3 \dots\dots\dots(4)$$

Tabel. 5 Viskositas Komponen

Komponen	A	B	C	D	T	n liquid (Cp)
H2O	-10,2158	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05	313,15	0,663453685
Na2CO3	11,2905	-4,58E+03	-6,78E-03	9,24E-07	313,15	4,37334E-06
NaHCO3	-0,002062919	2,05E+03	2,79E-03	-6,16E-07	313,15	23063995,31

Didapatkan:

Tabel. 6 Viskositas Campuran Pada Suhu 313,15 K

Komponen	wi	wi/viskositas
H2O	58,2946564	87,86544971
Na2CO3	34,23654423	7828474,132
NaHCO3	7,46879937	3,23829E-07
Total	100	7828561,997

Dari tabel diatas didapatkan viskositas liquid campuran sebesar $100/7828561,997 = 1,27737E-05$ Cp atau sama dengan $1,27737E-08$ kg/m.s

d. Surface Tension

Dari persamaan buku yaws didapatkan rumus konduktivitas panas yaitu:

$$\sigma = A. \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \dots\dots\dots(5)$$

Tabel. 7 Surface Tension Komponen

Komponen	A	T	TC	n	σ
H2O	132,674	313,15	647,13	0,955	35,3381
Na2CO3	0	0	0	0	0

NaHCO ₃	0	0	0	0	0
--------------------	---	---	---	---	---

Didapatkan :

Tabel. 8 Surface Campuran Pada Suhu 313,15 K

Komponen	wi	σ_{campuran}
H ₂ O	0,58295	20,600247
Na ₂ CO ₃	0,34237	0
NaHCO ₃	0,07469	0
Total	1	20,600247

Dari tabel diatas didapatkan surface tension campuran sebesar 20,600247 dyne/cm.

e. Konduktivitas Panas

Dari persamaan buku yaws didapatkan rumus konduktivitas panas yaitu:

$$k = A + BT + CT^2 \dots \dots \dots (6)$$

Tabel. 9 Konduktivitas Panas Komponen

Komponen	A	B	C	T	k
H ₂ O	-0,2758	4,61E-03	-5,54E-06	313,15	0,62527
Na ₂ CO ₃	0	0	0	313,15	0
NaHCO ₃	-3,2252	4,00E-03	5,06E-06	313,15	-1,4747

Didapatkan :

Tabel. 10 Konduktivitas Panas Campuran Pada Suhu 313,15 K

Komponen	wi	wi.k
H ₂ O	58,2947	36,44975
Na ₂ CO ₃	34,2365	0
NaHCO ₃	7,4688	-11,014
Total	100	25,43575

Dari tabel diatas didapatkan konduktivitas gas campuran
 $100/25,43575 = 3,931475 \text{ W/mK}$

2. Penentuan Parameter Konversi

Untuk menentukan persamaan – persamaan yang digunakan untuk menghitung ukuran reaktor harus diketahui faktor yang paling berpengaruh dalam proses. Faktor tersebut adalah :

1. reaksi kimia
2. perpindahan massa gas ke dalam cairan

Kriteria yang dipakai dalam menentukan faktor yang berpengaruh adalah kriteria parameter konversi M :

$$M_H^2 = \frac{k \cdot C_B \cdot \partial_{BL}}{K_{BL}^2}$$

dengan :

M = Parameter konversi film

k = Konstanta kecepatan reaksi

C_A = Konsentrasi reaktan dalam fase cair, kmol/m^3

D_{BL} = Difusivitas gas ke dalam cairan, m^2/s

k_{BL} = Koefisien transfer massa antara fase gas dan cairan, m/s

Bila :

$M_H > 4$: reaksi kimia relatif sangat cepat dibandingkan dengan transfer massa, sehingga transfer massa yang paling berpengaruh.

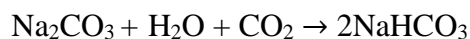
$0,0004 < M_H < 4$: transfer massa dan reaksi kimia sama – sama berpengaruh.

$M_H < 0,0004$: reaksi kimia relatif sangat lambat dibandingkan transfer massa, sehingga reaksi kimia yang paling berpengaruh.

a. Menghitung Konstanta Kecepatan Reaksi

Proses pembentukan Sodium Bicarbonate merupakan reaksi eksotermis.

Reaksi yang terjadi adalah :



Reaksi diatas merupakan reaksi tunggal, sehingga dapat di tuliskan sebagai berikut :

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

Untuk Persamaan 1 :

Karena C_{B0} konstan, maka $C_{B0} = C_B$

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

$$-r_A = k \times C_{A0} \cdot (1 - X_A) \times C_B$$

$$\left(\frac{dC_A}{dt}\right) = k \times C_{A0} \cdot (1 - X_A) \times C_{B0}$$

$$C_{A0} \left(\frac{dX_A}{dt}\right) = k \times C_{A0} \cdot (1 - X_A) \times C_{B0}$$

$$\int_0^X \frac{dX_A}{(1 - X_A)} = \int_0^t k \cdot C_{B0} dt$$

$$-\ln(1 - X_A) = k \cdot C_{B0} \cdot t$$

$$k = \frac{-\ln(1 - X_A)}{C_{B0} \cdot t}$$

Dari perhitungan terlampir di dapat nilai k sebesar :

$$k = \frac{-\ln(1 - 0,98)}{19,6899404 \times 60}$$

$$k = 0.003311355 \text{ m}^3/\text{kmol} \cdot \text{menit}$$

b. Diffusivitas Gas Dalam Cairan

$$D_{BL} = \frac{117,3 \cdot 10^{-18} \cdot (\Phi \cdot BM)^{1/2} \cdot T}{\mu_L \cdot V_B^{0,6}}$$

Dengan :

D_{BL} : diffusivitas gas dalam cairan, m^2/s

Φ : Faktor disosiasi pelarut

: 2,26

BM : Berat Molekul Cairan, kg/kmol .

T : Suhu, K

μ_L : Viskositas Cairan, kg/m.s

v_B : Volume Molal Gas Pada Titik Didihnya, m³/kmol
: 0,034 m³/kmol

$$\partial_{BL} = \frac{117,3 \cdot 10^{-18} \times (2,26 \times 3,65093)^{1/2} \times 313,15}{1,27737E-08 \times 0,034^{0,6}}$$

$$\partial_{BL} = 6,28167E-05 \text{ m}^2/\text{s}$$

c. Koefisien Transfer Massa Gas di Fase Cair

$$k_{BL} = 0,42 \times \left(\frac{g \cdot \mu_c}{\rho_c} \right)^{1/3} \times \left(\frac{\partial_{BL} \cdot \rho_c}{\mu_c} \right)^{1/2}$$

Dengan :

k_{BL} : koefisien transfer massa gas di fase cair, m/s

g : percepatan gravitasi, m²/s

∂_{BL} : diffusivitas gas dalam cairan, m²/s

ρ_c : densitas cairan, kg/m³.

μ_c : viskositas cairan, kg/m.s

$$k_{BL} = 0,42 \times \left(\frac{9,8 \times (1,27737E-08)}{1327,977} \right)^{1/3} \times \left(\frac{(6,28167E-05) \times 1327,977}{(1,27737E-08)} \right)^{1/2}$$

$$k_{BL} = 0,488473416 \text{ m/s}$$

Sehingga parameter konversi yang di dapat adalah :

$$M_H = \left(\frac{(5,51893E-05) \times 19,6899404 \times (6,28167E-05)}{0,488473416^2} \right)^{0,5}$$

$$M_H = 0,000534867$$

Nilai M_H berada di $0,0004 < M_H < 4$ sehingga transfer massa dan reaksi kimia sama – sama berpengaruh

3. Dimensi Reaktor

a. Volume Reaktor

Dari neraca massa sodium karbonat di cairan dalam reaktor, di dapat :

Anggapan:

- Konversi 98%
- Dianggap isothermal karena cairan dalam tangki mixed flow
- Reaksinya orde 2 :

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

NM alat pada elemen volume RATB pada kondisi :

$$R_{IN} - R_{OUT} - R_{reaksi} = R_{acc}$$

$$F_{A0} - F_A - (-r_A)V = 0$$

$$(-r_A)V = F_{A0} - F_A$$

$$V = \frac{F_{A0} - F_A}{(-r_A)}$$

Dimana : $F_A = F_{A0} - F_{A0}X$

$$V = \frac{F_{A0} - F_A}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{F_{A0} - (F_{A0} - F_{A0}X)}{k \cdot C_A \cdot C_B}$$

$$V = \frac{F_{A0} - (F_{A0} - F_{A0}X)}{k \cdot \frac{F_A}{F_V} \cdot C_B}$$

$$V = \frac{F_{A0}X}{k \cdot \frac{F_A}{F_V} \cdot C_B}$$

$$V = \frac{F_{A0}X \times F_V}{k \cdot F_A \cdot C_B}$$

$$V = \frac{F_{A0}X \times F_V}{K \cdot F_{A0}(1 - X) \cdot C_B}$$

$$V = \frac{F_V \cdot X}{k \cdot C_B \cdot (1 - X)}$$

Karena CO_2 konstan, maka $C_{BO} = C_B$

$$V = \frac{F_V}{k \cdot C_{BO}} \left[\frac{1}{(1 - X_n)^{1/n}} - 1 \right]$$

$$k = 0,198681303 \text{ m}^3/\text{kmol.j}$$

$$C_{BO} = 19,6899404 \text{ kmol/m}^3$$

$$X_a = 0,98$$

$$\text{Sehingga } V = 49,2732 \text{ m}^3$$

b. Volume Reaktor Over Desain

Dirancang untuk tingkat keamanan design reaktor 20% (Sebagai over design) menjadi 120 %.

$$\text{Sehingga } V_{\text{desain}} = 1,2 \times 49,2732 \text{ m}^3 = 59,1279 \text{ m}^3$$

c. Diameter dan Tinggi Reaktor

$$\text{Rasio } H/D = 2$$

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot H$$

Dari rumus di atas di dapatkan nilai D :

$$D = \sqrt[3]{\frac{2.V}{\pi}}$$

maka:

$$D = 3,352 \text{ m}$$

$$H = 2 \times D = 6,704 \text{ m}$$

d. Menghitung Luas Penampang Reaktor

Luas penampang reaktor dihitung menggunakan persamaan

$$A = \frac{\pi}{4} D^2$$

dimana,

A = luas penampang reaktor (m²)

sehingga nilai A,

$$A = \frac{3,14}{4} 3,352^2 = 8,8199 \text{ m}^2$$

e. Menghitung Kecepatan Superfisial Gas (U_{sg})

Kecepatan superficial gas dihitung menggunakan persamaan (Froment, 1979).

$$U_{sg} = \frac{F_v}{3600.A}$$

dimana,

U_{sg} = kecepatan superficial gas (m/s)

F_v = debit gas masuk (m³/jam)

sehingga nilai U_{sg} ,

$$U_{sg} = 0,0001 \text{ m/s}$$

4. Mechanical Design

a. Pemilihan Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang di pilih adalah Low Alloy Steel SA 204 Grade C

Alasan pemilihan bahan tersebut karena tahan korosi, tahan suhu tinggi (Brownell, 1959)

b. Penentuan Tebal Shell

Tekanan total untuk perhitungan tebal shell

$$P_{\text{total}} = P_{\text{sistem}} + P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{lingkungan}}$$

$$P_{\text{total}} = 44,1 \text{ psi} + 12,657 \text{ psi} + 14,7 \text{ psi}$$

$$P_{\text{total}} = 42,0574 \text{ psi}$$

Overdesign sebesar 20%

$$P_{\text{overdesign}} = 1,2 \times 42,0574 = 50,4689 \text{ psi}$$

Tebal shell dapat dihitung dengan persamaan (Brownell and Young, 1959)

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

dengan,

$$\text{Allowable stress (f)} = 18.750 \text{ psi}$$

$$\text{Corrosion allowance (C)} = 0,125 \text{ in}$$

$$\text{Welded joint efficiency (E)} = 80\%$$

sehingga,

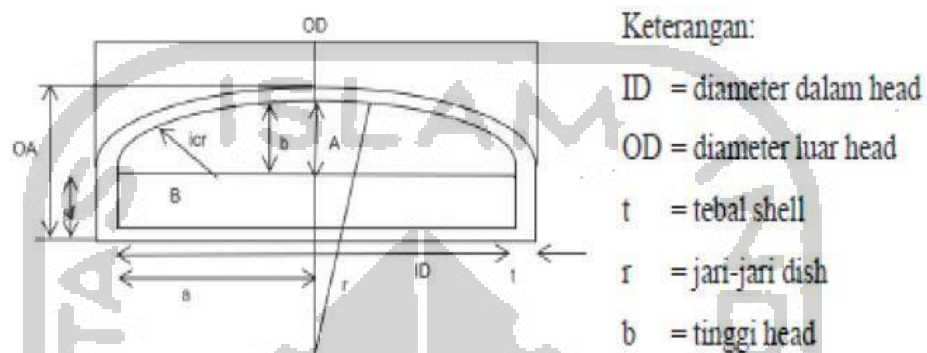
$$t_s = 0,3475 \text{ in}$$

Digunakan tebal shell standar,

$$t_s = 0,6250 \text{ in}$$

c. Perancangan Head and Bottom

Dipilih tipe head Torispherical Flanged & Dished Head. Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.



Gambar 1 Penampang Torispherical Flanged and Dished Head

Perhitungan tebal head menggunakan persamaan (Brownell and Young, 1959)

$$t_h = \frac{0,885.P.r}{f.E-0,1P} + C$$

sehingga,

$$t_s = 0,3215 \text{ in}$$

Digunakan tebal head standar,

$$t_s = 0,6250 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell and Young (1959), diperoleh

$$OD = 138$$

$$r = 132$$

$$icr = 8,375$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young (1959), dipilih $sf = 2$

Dari persamaan fig 5.8 Brownell and Young (1959),



Gambar 4 Hubungan Dimensi Flanged dan Dished Head

Keterangan :

ID = Diamter dalam head

icr = inside corner radius

OD = Diameter luar head

b = Deep of dish

a = jari- jari head

sf = straight of flanged

t = tebal head

OA = Tinggi head

r = jari-jari dalam head

Berlaku hubungan dimensional :

$$a = \frac{ID}{2}$$

id (DR) inc	131,9666
a(inc)	69,9833

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

icr (inc)

8,375

$$BC = r - (icr)$$

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

133

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

AB (inc)	57,6083
r (inc)	132
BC (inc)	123,6250
AC (inc)	109,3820
b (inc)	22,6180

tinggi head (OA)

$$OA = tH_{\text{standard}} + b + sf$$

th standart (inc)	0.625
nilai standard straight flange (sf) inc	2
OA (inc)	25,2430
OA (cm)	64,1172
OA (m)	0.6412

sehingga,

tinggi total reaktor :

$$H_{\text{total}} = H + (2 \times OA)$$

$$H_{\text{total}} = 7,9862 \text{ m}$$

- Volume pada straight flange (Vsf)

$$V_{sf} = \frac{\pi \times OD^2 \times SF}{4}$$

$$V_{sf} = 48,99581 \text{ m}^3$$

- Volume Head

$$V_h = 0,000049 \cdot D^3$$

$$V_h = 0,001845$$

- Volume total sebuah head

$$V_{\text{head total}} = V_{\text{head}} + V_{sf}$$

$$V_{\text{head total}} = 0,001845 + 48,99581$$

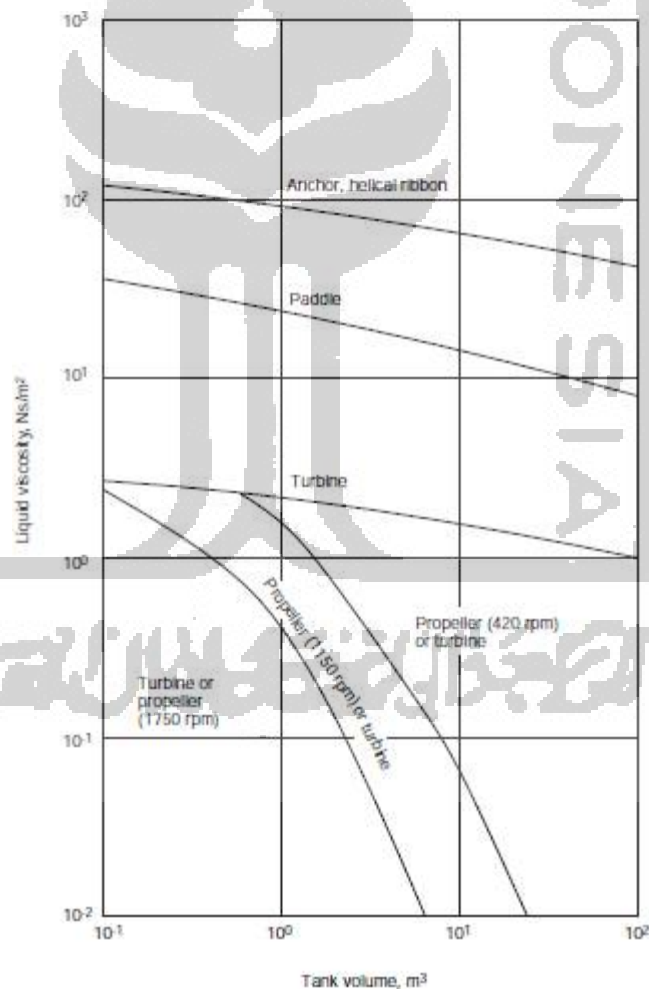
$$V_{\text{head total}} = 48,99766 \text{ m}^3$$

5. Perancangan Pengaduk

Perancangan pengaduk di lakukan agar tidak terjadi plug flow. Pemilihan jenis pengaduk dapat dilihat pada fig 10.57 Coulson and Richardson's (1999). Pada grafik ini dibutuhkan data viskositas dan volume yang telah dihitung sebelumnya.

Viskositas = $1,27737\text{E-}08$ kg/m.s

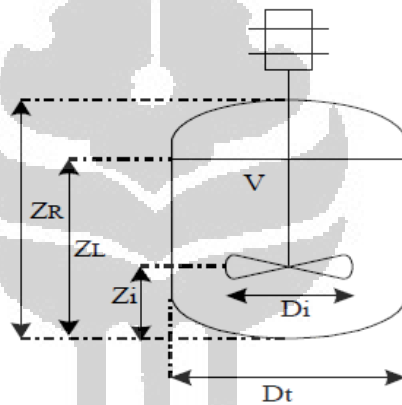
Volume = $59,1279$ m³



Gambar 2 Pemilihan Pengaduk

Dari grafik diatas, dapat disimpulkan bahwa pengaduk yang sesuai kondisi reaktor adalah pengaduk jenis propeller (1150 rpm) atau turbin. Reaktor ini menggunakan pengaduk propeller dengan marine type impeller yang biasanya menggunakan 3 blade propeller. Alasannya adalah karena jenis ini cocok untuk viskositas yang rendah.

a. Menghitung Dimensi Pengaduk



Gambar 3 Dimensi Tanki Pengaduk (Brown, 1950) :

$$D_t/D_i = 3$$

$$Z_L/Z_i = 2,7-2,9$$

$$Z_i/D_i = 0,75$$

Dimana,

D_i = diameter impeler (m)

Z_i = tinggi impeler terhadap dasar reaktor (m)

Z_L = tinggi pengaduk terhadap cairan (m)

Untuk dimensi pengaduk di pilih :

$$D_t/D_i = 3$$

$$Z_L/Z_i = 2,7$$

$$Z_i/D_i = 0,75$$

sehingga,

$$D_i = 1,117 \text{ m}$$

$$Z_i = 0,8380 \text{ m}$$

$$Z_L = 3,0168 \text{ m}$$

Water Equivalent Liquid Height (WELH)

$$\text{WELH} = s_g \times Z_L$$

dimana,

S_g = spesifik gravity

Sehingga WELH = 3,9523 m.

b. Menghitung Kecepatan Pengaduk Karakteristik

Kecepatan pengaduk karakteristik diperoleh dari persamaan berikut

(Froment, 1979)

$$No^* = 2 \left[\frac{\sigma_L \cdot g}{\rho_L} \right]^{1/4} \frac{D}{D_s} \left[\frac{H_L - H_s}{D} \right]^{1/2}$$

dimana,

No^* = kecepatan pengaduk karakteristik (putaran/s)

σ_L = tegangan muka campuran cairan (N/m)

g = percepatan gravitasi (m/s²)

ρ_L = massa jenis campuran cairan (kg/m³)

sehingga nilai U_{sg} ,

$No^* = 0,6662$ putaran/s

c. Menentukan Kecepatan Pengaduk Minimum

Kecepatan pengaduk minimum diperoleh dari persamaan berikut

(Froment, 1979).

$$N_{\min} = \left[\frac{F_V \cdot g \cdot \left(\frac{D}{D_s}\right)^{3,3}}{16 \cdot D_s^4} \right]^{1/3}$$

dimana,

N_{\min} = kecepatan pengaduk minimal (putaran/s)

sehingga,

$N_{\min} = 0,253$ putaran/s

d. Menentukan Diameter Gelembung (d_B)

Kecepatan pengaduk minimum diperoleh dari persamaan berikut

(Froment, 1979).

$$d_B = \sqrt{\frac{\tau_L}{\rho_L \cdot g} \cdot 6,25 \left(\frac{U_{sg}}{\sqrt{\frac{\tau_L \cdot g}{\rho_L}}} \right)^{-1/2} \left(\frac{\rho_L \cdot \tau_L^3}{g \cdot \mu_L^4} \right)^{-1/8}}$$

dimana,

d_B = diameter gelembung (m)

sehingga,

$$d_B = 0,000278776 \text{ m}$$

$$d_B = 0,027877605 \text{ cm}$$

$$d_B = 0,278776051 \text{ mm}$$

e. Menentukan Kecepatan Naik Gelembung

$$U_b = 0,711d_B g^{0,5}$$

dengan,

U_b = kecepatan naik gelembung (m/s)

sehingga,

$$U_b = 0,0006$$

f. Menghitung Terminal Velocity

Kecepatan pengaduk minimum diperoleh dari persamaan berikut (Treyball, 1980).

$$V_t = \sqrt{\frac{2\sigma}{D_b \cdot \rho_L}} + \sqrt{\frac{g \cdot D_b}{2}}$$

$$V_t = 0,3336 \text{ m/s}$$

g. Menghitung Power Pengaduk

Untuk mencari N_p dilihat berdasarkan grafik (Brown) dengan mencari nilai Re terlebih dahulu.

$$Re = \frac{\rho_L D_b V_t}{\mu_L}$$

$$Re = 9.668.436,532$$

Dari fig.477 (Brown,1950) didapatkan nilai N_p sebesar 0,7.

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

Sehingga power pengaduk adalah 2,1598 HP.

Dipilih power pengaduk 2 HP berdasarkan standar NEMA.

h. Menghitung Hold Up Gas

$$H_g = \frac{V_{gs}}{V_{gs} + V_t}$$

$$H_g = 0,0004$$

i. Mencari Luas Permukaan Spesifik (Interfacial Area)

Luas permukaan spesifik diperoleh dari persamaan (Froment, 1979).

$$a_v = \frac{6 \cdot (1 - H_g)}{d_b}$$

dimana,

$$a_v = \text{luas permukaan spesifik (m}^{-1}\text{)}$$

$$a_v = 21.514,6621 \text{ m}^{-1}$$

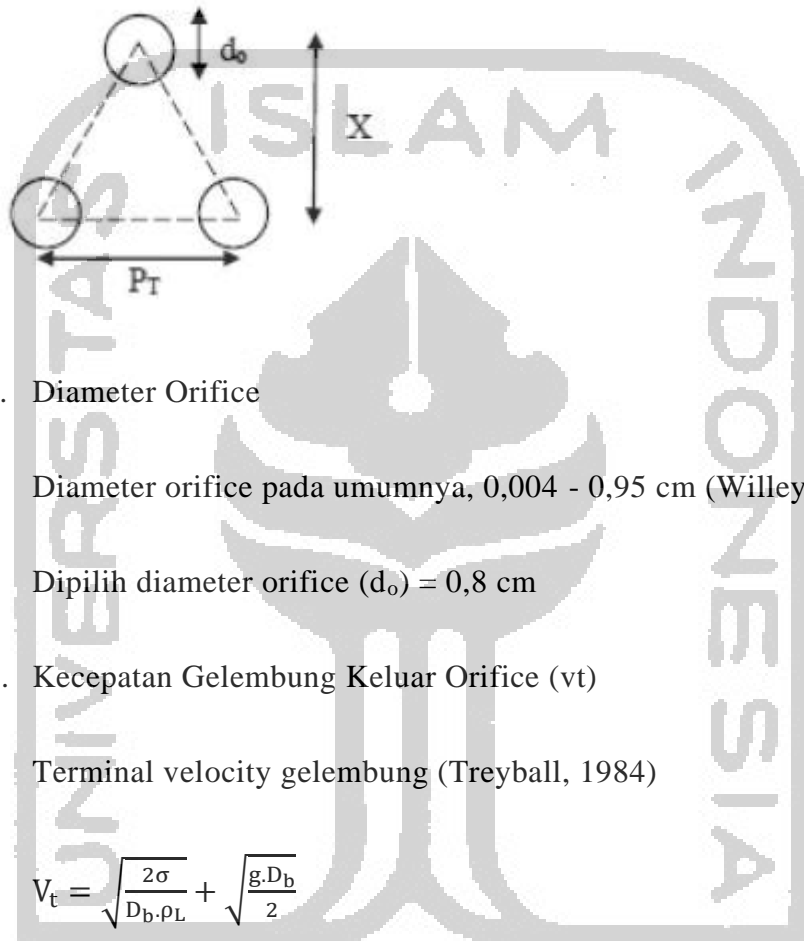
6. Perancangan Sparger

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

Susunan orifice :



- Diameter Orifice

Diameter orifice pada umumnya, 0,004 - 0,95 cm (Willey, 1974).

Dipilih diameter orifice (d_o) = 0,8 cm

- Kecepatan Gelembung Keluar Orifice (v_t)

Terminal velocity gelembung (Treyball, 1984)

$$V_t = \sqrt{\frac{2\sigma}{D_b \cdot \rho_L}} + \sqrt{\frac{g \cdot D_b}{2}}$$

$$V_t = 0,3336 \text{ m/s}$$

- Kecepatan Volumetrik Gas

$$W_o = \frac{R_e \cdot \pi \cdot d_o \cdot \mu_g}{4}$$

dengan,

W_o = bilangan Reynold pada orifice = 50000 (Treyball, 1985)

μ_g = viskositas (diambil udara $1,8 \times 10^{-5}$ kg/m.s (Perry, 1999)

sehingga,

$$W_o = 0,004929451 \text{ kg/s}$$

d. Jumlah Lubang Sparger

Diketahui kecepatan gas masuk (W_g) = 1,1076 kg/s

Maka, didapat jumlah lubang sparger

$$N_o = \frac{W_g}{W_o}$$

$$N_o = 225 \text{ Lubang}$$

e. Pitch

$$d_o/P_t \text{ min} = 0,5 \quad (\text{Ludwig, 1964})$$

sehingga $P_t \text{ min} = 0,016 \text{ m}$ atau 16 mm

f. Luas Plate Yang Diperlukan Tiap Lubang (A_n):

$$A_n = \frac{1}{2} \sqrt{3} \cdot P_t^2$$

$$A_n = 0,0002 \text{ m}^2$$

g. Luas Sparger (A_{sp})

$$A_{sp} = N_{hole} \times A_n$$

$$A_{sp} = 226 \times 0,0002 = 0,0492 \text{ m}^2$$

h. Diameter Sparger

$$D_{sp} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{sp}}{\pi}}$$

$$D_{sp} = 0,2519 \text{ m}$$

i. Waktu Tinggal Gas dan Cairan

- Waktu tinggal gas = $\frac{r}{v_t}$

Sehingga waktu tinggal gas adalah 5,0239 detik.

- Waktu tinggal cairan = $\frac{V_{desain}}{\text{Konsentrasi Cairan}}$

Sehingga waktu tinggal cairan adalah 3,2742 jam.

7. Perancangan Koil Pendingin

a. Neraca Panas

Pada reaktor umpan masuk pada suhu 40°C dan produk keluar pada suhu 40°C.

Perhitungan ΔH_1 dan ΔH_2

Nilai ΔH_1 dan ΔH_2 diperoleh dengan persamaan :

$$\Delta H_1 = \sum F_{i0} \times \int_{313}^{298} C_p dT$$

$$\Delta H_2 = \sum F_i \times \int_{298}^{313} C_p dT$$

Didapatkan nilai ΔH_1 dan ΔH_2 :

Tabel 10 Nilai ΔH_1

Komponen	N (kmol/jam)	Cpdt	AH1
NaHCO ₃	21,3230	1416,7005	30208,3035
Na ₂ CO ₃	77,4570	1695,0954	131297,0534
H ₂ O	776,6637	1129,0381	876882,9322
CO ₂	90,6247	583,2825	52859,8203
Total			1091248,1094

Tabel 11 Nilai ΔH_2

Komponen	N (kmol/jam)	Cpdt	AH2
NaHCO ₃	173,1388	1419,1230	245705,2209
Na ₂ CO ₃	1,5491	1695,0954	2625,9411
H ₂ O	700,7558	1129,0381	791180,0343
CO ₂	14,7168	583,2825	8584,0734
Total			1048095,2696

Sehingga di dapatkan panas pendingin sebesar $Q = 4.648.523,21$ kJ/jam

b. Data Fisis Air Pendingin

Pendingin yang digunakan adalah air untuk menjaga suhu reaksi tidak lebih dari 40°C. Air pendingin yang masuk bersuhu 30°C dan suhu keluar 55°C. Sehingga digunakan suhu rata-rata sebesar 42,5°C.

Pada air suhu 35°C (Yaws, 1999):

$$\rho = 1011,3113 \text{ kg/m}^3 = 63,1341 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 0,6323 \text{ cP}$$

$$C_p = 1,3292 \text{ kJ/kg.K} = 0,3175 \text{ btu/lb.F}$$

$$K = 0,6281 \text{ btu/jam.ft.F}$$

c. Menentukan Kebutuhan Pendingin

Pendingin yang digunakan adalah air dengan :

$$T_{in} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} = 55 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Jumlah air yang dibutuhkan dapat ditentukan dengan persamaan berikut:

$$m = \frac{Q}{C_p \Delta T}$$

dengan,

m = massa air pendingin yang dibutuhkan (lb/jam)

Q = beban panas (btu/jam)

C_p = kapasitas panas air (btu/lb.F)

ΔT = beda suhu fluida pendingin (F)

Menggunakan persamaan diatas, maka didapatkan massa fluida pendingin

sebesar : 308.397,2548 lb/jam

d. Menentukan Harga ΔT_{LMTD}

$$\text{Suhu masuk reaktor } (T_1) = 40 \text{ }^{\circ}\text{C} = 104 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar reaktor } (T_2) = 40 \text{ }^{\circ}\text{C} = 104 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu pendingin masuk } (t_1) = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 86 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu pendingin keluar } (t_2) = 55 \text{ }^{\circ}\text{C} = 131 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln\left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}\right)}$$

$$\Delta T_2 = T_2 - t_2$$

$$\Delta T_1 = T_1 - t_1$$

Sehingga di dapat :

Inisial	Fluida Panas (°F)		Fluida Dingin (°F)	ΔT
ΔT ₂	104	Lower temp	86	18
ΔT ₁	104	Higher temp	131	27

$$\Delta T_{LMTD} = 22,1967 \text{ } ^\circ\text{F}$$

e. Menghitung Luas Transfer Panas

- Luas Selubung Reaktor = $\pi \cdot D \cdot H + \frac{1}{4} D^2$

$$\text{Luas Selubung Reaktor} = 789,7296 \text{ ft}^2$$

- Dari Tabel.8 Kern, P.840, Nilai UD untuk Hot Fluid Light

Organic dan Cold Fluid Water adalah 75 - 150 Btu/ft².°F.jam

Diambil U_D = 150 Btu/ft².°F.jam

Sehingga,

$$A = \frac{Q}{\Delta T_{LMTD} \cdot U_D}$$

$$A = 1323,3028 \text{ ft}^2$$

Luas selimut < A (luas transfer panas) terhitung, sehingga luas selimut tidak mencukupi sebagai luas transfer panas, maka digunakan koil pendingin.

f. Menentukan LayOut Koil

Ukuran pipa koil berada pada kisaran 0,5-2,5 in (Perry, 1999)

Diambil ukuran 2,5 in

Berdasarkan (Table-11 Kern, 1983) dari ukuran tersebut di dapatkan :

- ukuran nominal pipa, IPS : 2,5 in
- OD : 2,88 in
- ID : 2,469 in

- Schedule Number : 40
- Flow area/pipa, A_o : 4,79 in²
- Surface are per lin ft, A_t : 0,753 ft²/ft

Susunan koil = helix.

Diameter helix, $d_{he} = 0,8 \times \text{diameter reaktor}$ (Rase, 1977)

Sehingga, $d_{he} = 2,682 \text{ m}$

Jarak antar lilitan, $j_{sp} = 1 \times \text{OD}$

Sehingga, $j_{sp} = 2,88 \text{ in}$

g. Menghitung Koefisien Transfer Panas

Nilai koefisien transfer panas reaktor dengan pengaduk dan diinginkan

menggunakan koil menggunakan persamaan (Kern, 1950)

$$h_c = \frac{0,87 \cdot k}{D_t} \left[\frac{L^2 N_p}{\mu} \right]^{2/3} \left[\frac{C_p \mu}{k} \right]^{1/3} \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14}$$

dengan,

h_c = koefisien transfer panas cairan (btu/jam.ft.F) D_t = diameter

reaktor (ft)

k = konduktivitas panas cairan (btu/jam.ft.F) C_p = kapasitas panas cairan (btu/lb.F)

L = diameter pengaduk (ft)

ρ = densitas cairan (lb/ft³)

N = kecepatan putar pengaduk (rph)

μ = viskositas cairan (lb/ft.jam)

maka diperoleh $h_c = 5269,9106$ btu/jam.ft.F

h. Koefisien Transfer Panas Dalam Koil

Koefisien transfer panas dalam koil dapat dihitung dengan persamaan berikut (Kern, 1950)

$$\frac{h_i ID}{k} = 0,027 Re^{0.8} Pr^{1/3} \left[1 + \frac{3,5 ID}{d_{he}} \right]$$

Fluks massa pendingin total $G_t = m/a'$

$$G_t = 2947517,6747 \text{ lb/ft.jam}$$

Kecepatan medium pendingin

Kecepatan medium pendingin didalam pipa, umumnya berkisar 1,25 – 4 m/s. Dipilih $v = 4$ m/s

$$G_i = \rho c \times v$$

$$G_i = 2929020,566 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$Re = \frac{ID}{\mu}$$

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k}$$

Sehingga didapat nilai $h_i = 2368,8300$ btu/jam.ft².F

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

$$h_{io} = 2030,7783 \text{ btu/jam.ft}^2.F$$

i. Menghitung U_c dan U_d

Clean overall coefficient heat transfer (U_c) dihitung dengan persamaan

(Kern, 1950)

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot hc}{h_{io} + hc}$$

$$\text{Didapatkan } U_c = 1465,8918 \text{ btu/jam.ft}^2.F$$

Diambil nilai $R_d = 0,003$ (Kern, 1950) maka nilai U_d dapat diketahui

$$U_d = \frac{\frac{1}{R_d} \cdot U_c}{\frac{1}{R_d} + U_c}$$

$$\text{Didapatkan } U_d = 271,5784 \text{ btu/jam.ft}^2.F$$

j. Menghitung Luas Transfer Panas Aktual

Perhitungan luas transfer panas menggunakan persamaan (Kern,1950)

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

sehingga,

$$A = 670,7308 \text{ ft}^2$$

k. Menghitung Panjang Koil

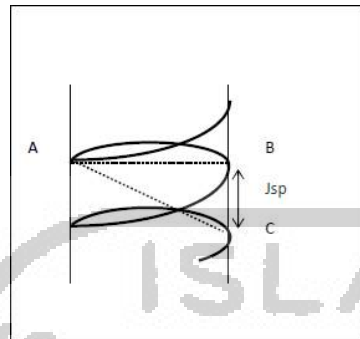
Panjang koil dapat di hitung dengan persamaan :

$$L_c = \frac{A_{\text{actual}}}{A_t}$$

sehingga,

$$L_c = 890,7443 \text{ ft}$$

1. Menghitung Jumlah Lengkungan Koil dan Tinggi Tumpukan Koil



$$AB = DC$$

$$BC = J_{sp}$$

$$AC = \sqrt{(AB)^2 + (BC)^2}$$

$$= \sqrt{(DC)^2 + (J_{sp})^2}$$

$$\text{Keliling busur AB} = 1/2 \pi DC$$

$$\text{Keliling busur AC} = 1/2 \pi AC$$

$$\text{Keliling 1 lingkaran koil} = \text{keliling busur AB} + \text{keliling busur AC}$$

$$kl = 1/2 \pi DC + 1/2 \pi AC$$

$$kl = 55,2603 \text{ ft}$$

Jumlah Lengkungan Koil

$$N = Lc/kl$$

$$N = 16$$

Tinggi Tumpukan Koil

$$tc = (N \times OD) + J_{sp}$$

$$tc = 1,252 \text{ m}$$

8. Pressure Drop

Untuk menghitung faktor friksi digunakan rumus sebagai berikut :

$$\text{faktor friksi, } f = 0,0035 + \frac{0,624}{Re^{0,42}}$$

sehingga,

$$f = 0,0042$$

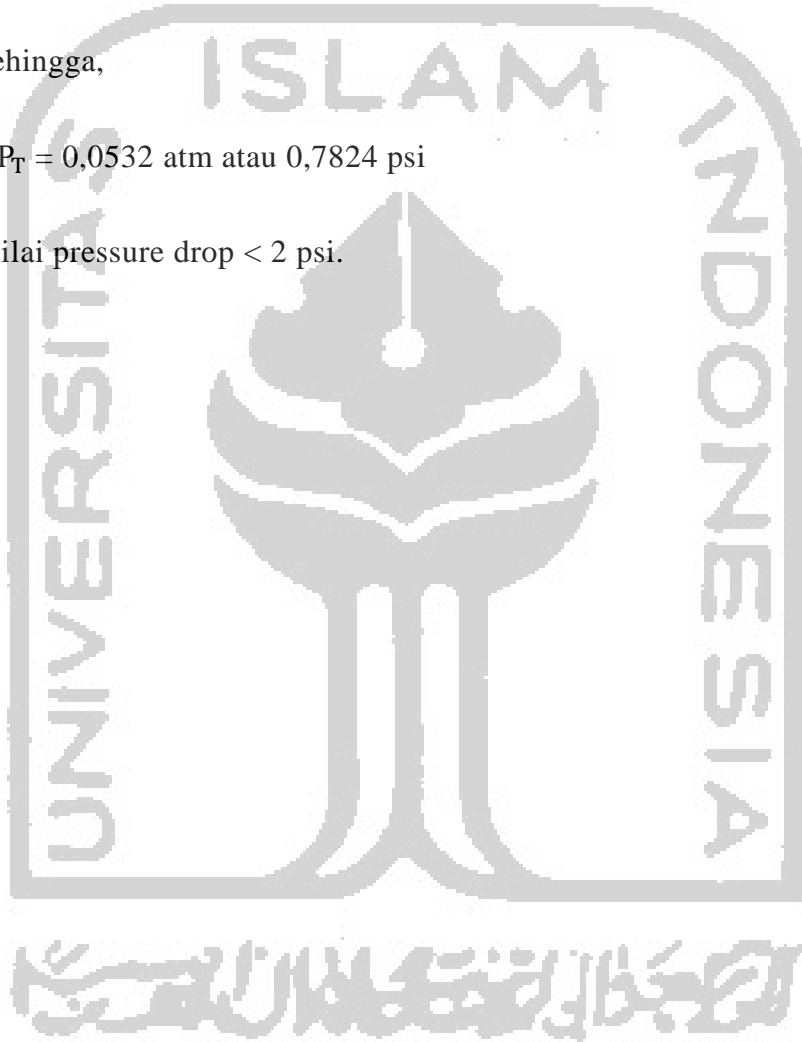
Untuk menghitung pressure drop digunakan rumus sebagai berikut :

$$\Delta P_T = \frac{f \times v^2 \times L}{5,22 \times 10^{10} \times ID \times s \times \theta t}$$

sehingga,

$$\Delta P_T = 0,0532 \text{ atm atau } 0,7824 \text{ psi}$$

Nilai pressure drop < 2 psi.

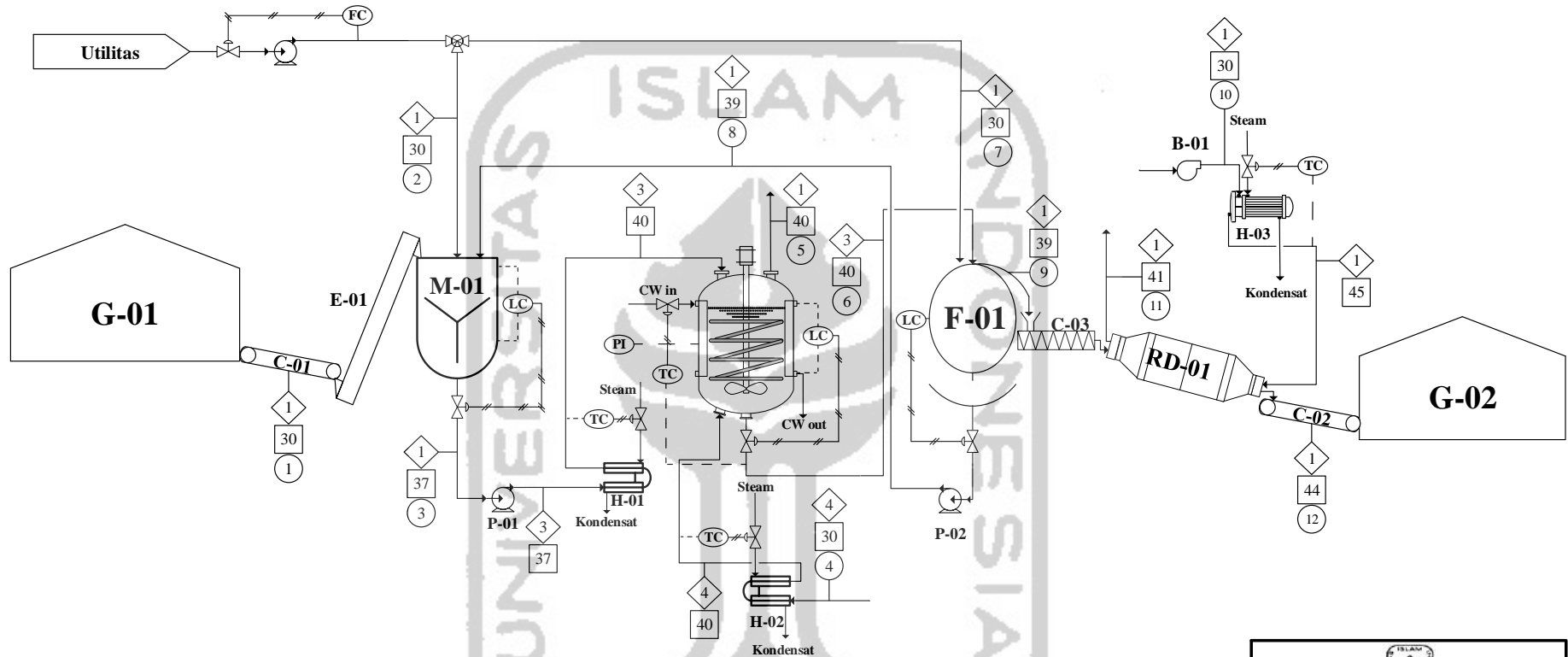


LAMPIRAN B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM



**PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK SODIUM BICARBONATE DARI SODIUM CARBONATE
DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 100.000 TON/TAHUN**



Keterangan Instrumen	
FC	Flow Control
TC	Temperature Control
LC	Level Control

Komponen	Arus (kg/jam)											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Na ₂ CO ₃	7965.774		8128.341			162.5668		162.5668				
H ₂ O	10.9087	1341.77	13840.15			12487.47	1262.5	12487.47	1262.5		1261.238	1.2625
NaHCO _{3(l)}			1773.221			1773.221		1773.221				
NaHCO _{3(s)}						12625			12625			12625
CO ₂				3947.613	641.0654			14423.26				
Udara										781163.9	781163.9	
Total	7976.683	1341.77	23741.71	3947.613	641.0654	27048.26	1262.5	28846.51	13887.5	781163.9	782425.2	12626.26

Keterangan Alat dan Bahan	
G	Gudang
M	Mixer
R	Bubble Reaktor
F	RDVF
RD	Rotary Dryer
HE	Heater
C	Belt Conveyor
SC	Screw Conveyor
E	Bucket Elevator
P	Pompa
B	Blower

Keterangan Simbol	
◇	Telanan, atm
□	Suhu, °C
○	Nomor Arus
⊗	Control Valve
—	Aliran Fluida
---	Sinyal Elektrik
—/—	Sinyal Pneumatik



**JURISAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2019**

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK SODIUM BICARBONATE DARI SODIUM CARBONATE
DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH :

1. Cakra Warta Kasu (15 521 213)
2. Iqbal Boswari Fatkhurrahman (15 521 185)

DOSEN PEMBIMBING :

Ir. Drs. Faisal R.M.M.L., Ph.D
Lucky Wahyu Nuzulia S., S.T.M.Eng