LAMPIRAN A

REAKTOR

Jenis = Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Fase = Padat – Cair

Bentuk = Tangki Silinder

Bahan = Stainless Steel Grade A 304

Suhu Operasi = 32^0C

Tekanan = 1 atm

Waktu Tinggal (θ) = 30 menit

Konversi = 100%

A. Kinetika Reaksi

Reaksi :

$$CaCO_3 + 2\ HCl \longrightarrow CaCl_2 + H_2O + CO_2$$

Persamaan kecepatan reaksi :

$$-r_a = k_{1.}.C_{a.}\ C_b$$

dengan,

$-r_a$ = kecepatan reaksi (kmol/L.jam)

k = konstanta kecepatan reaksi ($L^2/kmol^2$.jam)

Ca = konsentrasi $CaCO_3$

Cb = konsentrasi HCl

Input Reaktor

Komponen	Berat (kg)	BM	Kmol
$CaCO_3$	715,88	100	7,1588
$MgCO_3$	20,17	84	0,2401
HCL	641,66	37	17,5799
H20	1.092,22	18	60,6788
Total	2.469,93		85,6576

Konsentrasi Umpan

$C_{ao} = \frac{na}{\sum Fv}$ = 0,00417

$C_{ao} = \frac{na}{\sum Fv}$ = 0,01025

Konstanta Kecepatan Reaksi

Reaksi pembuatan kalsium klorida merupakan reaksi orde 2

k = 72,671 m^3/kmol.jam (*Industrial Chemicals*, Faith-Keyes, 1975)

dengan,

k = konstanta kecepatan reaksi

Kecepatan Reaksi

Reaksi pembutan kalsium klorida dijalankan dengan konversi 99% dengan persamaan sebagai berikut :

Reaksi :

$CaCO_3 + 2\,HCl \longrightarrow CaCl_2 + H_2O + CO_2$

	A	2B	D	E	F
m :	Cao	Cbo			
r :	Cao.X	2Cao.X			
s :	Ca	Cb			

$$C_a = C_{ao} - C_{ao}X = C_{ao}(1-X) \longrightarrow X = \frac{C_{ao} - C_a}{C_{ao}}$$

$$C_b = C_{bo} - 2\,C_{ao}X = C_{ao}\left(\frac{C_{bo}}{C_{ao}} - 2X\right)$$

$$-r_a = k_{1.}.C_{a.}\,C_b$$

$$-r_a = k_{1.}.C_{ao}(1-X).C_{ao}\left(\frac{C_{bo}}{C_{ao}} - 2X\right)$$

$$-r_a = k_{1.}.C_{ao}{}^2(1-X).\left(\frac{C_{bo}}{C_{ao}} - 2X\right) \longrightarrow \left(\frac{C_{bo}}{C_{ao}} = M\right)$$

$$-r_a = k_{1.}.C_{ao}{}^2(1-X).(M-2X)$$

B. Perancangan Reaktor

Asumsi :

- Volume cairan selama reaksi tetap
-

Menentuka volume cairan dalam reaktor

$$V = \frac{Fv.X}{k_{1.}.(1-X).(M-2X)}$$

V = 4,909 m^3

= 4909 L

C. Menghitung Dimensi Reaktor

Perancangan reaktor dibuat *over design* sebesar 20%, sehingga volume reactor menjadi

Volume reactor = 1,2 x volume cairan

Volume reactor = 1,2 x 4,909 m^3

= 5,89 m^3

= 208,037 ft^3

1. Menghitung diameter dan tinggi reaktor

   Reaktor yang digunakan berbentuk silinder tegak

   Volume = volume silinder + volume tutup

   = volume silinder + volume *head*

   Tutup berbentuk *torispherical dished head*

   Dengan :

   Volume head = 0,000049 d^3

   Sehingga :

   Volume = ($\frac{1}{4}$ x π x D^2 x H) + [(0,000049) x (D^3)

   Dipilih perbandingan D : H = 1 : 2

   208,037 ft^3 = ($\frac{1}{4}$ x π x D^2 x H) + [(0,000049) x (D^3)

$208,037\ ft^3 = (\frac{1}{4} \text{ x } 3,14 \text{ x } D^2 \text{ x } 2D) + [(0,000049) \text{ x } (D^3)$

$208,037\ ft^3 = D^3(\frac{6,28}{4} + 0,000049)$

$208,037\ ft^3 = D^3 \text{ x } 1,57$

D = 5,09 ft = 1,55 m = 61,17 in

Maka tinggi reactor :

H = 2D

H = 2 x 5,09 ft

H = 10,19 ft = 3,1 m = 122,35 in

2. Menghitung tinggi cairan

Volume cairan $= h_{cairan} \text{ x } \frac{\pi D^2}{4}$

$4,909\ m^3 = h_{cairan} \text{ x } \frac{3,14 \text{ x } (1,55\ m)^2}{4}$

$h_{cairan} = \frac{4,909\ m^3}{0,855\ m^2}$

h_{cairan} = 2,59 m

3. Menentukan tekanan disain

P hidrostatis $= p \text{ x } g \text{ x } h_{cairan}$

= 1440,89kg/m^3 x 9,8 x 2,59 m

= 36.571,77 N/m^2

= 5,3 psia

4. Menghitung tebal dinding reaktor

Persamaan 13.1 (*Brownell 1959, page 254*) :

$$t_s = \frac{P \text{ x } di}{2(f \text{ x } E) - (0,6 \text{ x } P)} + C$$

Dengan :

Allowable stress (f) = 16250 psia

Sambungan yang dipilih = double wekded but joint

Efisiensi sambungan (E) = 85%

Corrosion allowance (C) = 0,125 in

Tekanan (P) = tekanan operasi + tekanan hidrostatis

= 14,7 psia + 5,3 psia

= 20 psia

Sehingga :

$$t_s = \frac{20 \text{ psia x } 61{,}177 \text{ in}}{(16250 \text{ psia x } 85\%) - (0{,}6 \text{ x } 20 \text{ psia})} + 0{,}125 \text{ in}$$

t_s = 0,169 in

Jadi, tebal shell minimum yang dibutuhkan sebesar 0,169 in

Berdasarkan tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959), maka dipilih t_s standar :

t_s = 3/16 in

= 0,1875 in

ID shell = 61,177 in

OD shell = ID + $2t_s$

= 61,177 in + (2 x 0,1875 in)

= 65,625 in

Berdasarkan tabel 5.7 (Brownell & Young, 1959), untuk OD standar maka diambil OD terdekat yaitu :

OD = 66 in

= 1,67 m

ID = OD - $2t_s$

= 66 in - (2 x 0,1875 in)

= 65,625 in = 1,209 m = 3,9687 ft

H = 2 x D

= 2 x 65,625 in

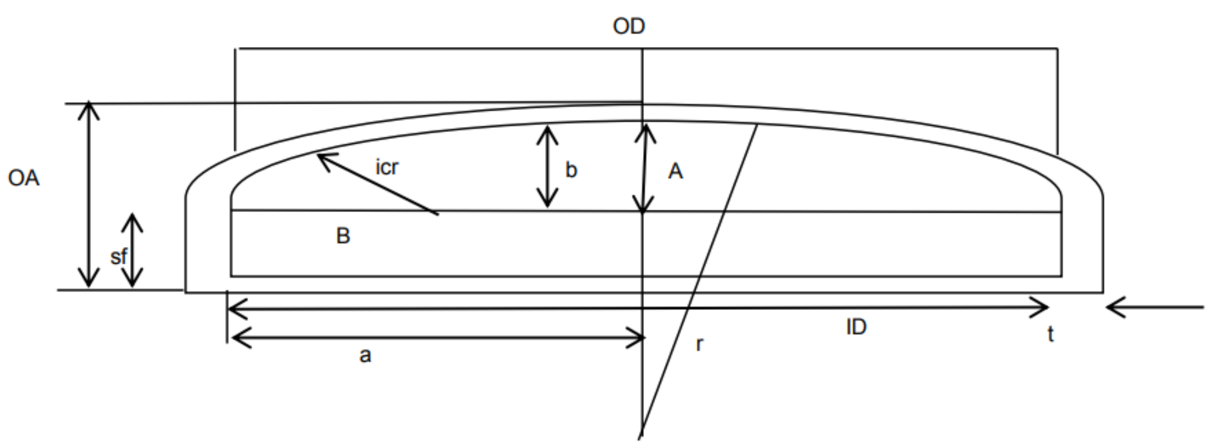
= 131,25 in = 3,33 m = 10,937 ft

icr = 4 in

rc = 66 in

D. Menghitung Dimensi *Head* Reaktor

Dipilih head dengan bentuk *Torispherical Flanged & Dish Head,* dengan pertimbangan harganya cukup ekonomisdan dapat digunakan tekanan operasi hingga 15 bar.



Keterangan gambar :

ID : diameter dalam *head*

OD : diameter luar *head*

a : jari-jari *head*

t : tebal *head*

r : jari-jari dalam *head*

icr : *inside corner radius*

b : *deep of dish*

sf : *straight of flanged*

OA : tinggi *head*

1. Menghitung tebal *head*

$$t_h = \frac{P\ x\ rc\ x\ W}{(2\ x\ f\ x\ E) - (0{,}2\ x\ P)} + C$$ (Brownell & Young 1959, Page 138)

$$W = \frac{1}{4}\ x \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}}\right)$$

$$W = \frac{1}{4}\ x \left(3 + \sqrt{\frac{66\ in}{4\ in}}\right)$$

W = 1,765

Sehingga :

$$t_h = \frac{20\ \text{psia}\ x\ 48\ in\ x 1{,}765}{(2 \text{ x } 16250 \text{ psia x } 85\%) - (0{,}2 \text{ x } 20 \text{ psia})} + 0.125 \text{ in}$$

t_h = 0,209 in

Berdasarkan tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959), maka dipilih t_h standar :

t_h = 1/4 in

= 0,25 in

2. Menghitung tinggi head

Berdasarkan tabel 5.8 (Brownell & Young, 1959), maka digunakan sf :

sf = 1 in

ID = OD - 2 t_h

= 66 in - (2 x 0,25 in)

= 66,5 in = 1,66 m

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

= 32,75 in

AB = A – icr

= 32,75 in – 3 in

= 28,75 in

BC = rc – icr

= 66 in – 4 in

= 62 in

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

= $\sqrt{62^2 - 28{,}75^2}$

= 54,93 in

B = rc – AC

= 66 in – 54,93 in

= 12,069 in

Tinggi head total :

AO = sf + B + t_h

= 3,64 m

E. **Menghitung Dimensi Pengaduk**

Volume cairan yang diaduk = 4,9091 m^3

= 1296,8587 gallon

Kekentalan cairan yangdiaduk (μ) = 0,6481 cP

= 0,000436 lb/ft.s

Jenis pengaduk yang digunakan *six pitched blade turbine* karena dapat digunakan untuk campuran berviskositas <10.000 cp (Geankoplis 1993, hal 143) dan cocok untuk pengadukan suspense solid (Wallas 1990, hal 298).

Perancangan untuk pengadukan dilakukan dengan prinsip similaritas menggunakan model sesuai dengan referensi buku Brown pada Fig. 477 kurva no. 15 halaman 507 dan tabelnya.

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

$\frac{Zl}{Di}$ = 3,9

$\frac{Zi}{Di}$ = 1,3

Maka diperoleh :

a. Diameter Impeller (Di)

Di = Dt/3

= 65,6250/3

= 21,875 in

= 0,5556 m

= 1,8229 ft

b. Tinggi cairan dalam pengadukan (Zl)

Zl = Di x 3,9

= 85,3125 in

= 2,1669 m

= 7,1094 ft

c. Jarak pengaduk dari dasar tangki (Zi)

Zi = Di x 1,3

= 28,4375 in

= 0,7223 m

= 2,3698 ft

d. Tinggi pengaduk (W)

W = Di x (1/5)

= 4,38 in

= 0,111 m

= 0,3646 ft

e. Lebar pengaduk (L)

L = Di x (1/4)

= 5,469 in

= 0,1389 m

= 0,4557 ft

f. Lebar baffle (B)

B =Di x 0.17

=3,719 in

=0,0945 m

=0,3099 ft

Menghitung jumlah pengaduk (sesuai referensi wallas halaman 288)

Rasio tinggi permukaan cairan dan diameter tangki = H/D

= 101,96/65,63

= 1,5538 in

= 0,0394 m

= 0,129 ft

Berdasarkan referensi Wallas jumlah pengaduk yang dipakai = 1 buah

Trial nilai rpm (N) :

Pada reaksi dengan transfer panas nilai Hp/1000 gallon = 10 dan kecepatan pengaduk

(πDN) = 15 – 20 ft/s (Wallas, hal 292)

Dipilih (πDN) = 20 ft/s

N = 20 ft/s x $\frac{1}{\pi x Dim/rotasi}$

= 3,494 rps

= 209,6451 rpm

Menghitung Re :

Re $= \frac{\rho \ x \ N \ x \ Di^2}{\mu}$

Re $= \frac{89{,}67\frac{lb}{ft^3} x \ 3{,}491 rps \ x \ 1{,}8229^2}{0{,}000436\frac{lb}{ft}.s}$

Re = 2396202,13

Tenaga Pengaduk

Dihitung dengan persamaan :

$$Po = Np\,\rho l\,N^3\,Di^5/gc$$

dengan hubungan :

Di = diameter pengaduk

N = kecepatan putaran

Np = bilangan daya

Po = daya penggerak

ρl = rapat massa fluida yang diaduk

Bilangan daya diperoleh dari fig 10.6 Wallas " *Chemical Process Equipment* " hal 292 .

Re > 1.000.000 , dari fig 10.6 Wallas, dipilih curve 6 sehingga diperoleh NP = 1.5

Po	=	3596,563	ft.lbf/s
		6,538	HP
		4,875	KW

Effisiensi motor = 80%

Daya penggerak motor = 8,173 Hp

F. Menghitung Jaket Pendingin

1. Menghitung luas selimut

   Luas selimut (A) = Luas selimut reaktor + Luas penampang bawah reaktor

   = (π x OD x H) + (1/4 x π x OD^2)

   = 212,636

   =19,75 m^2

   Kebutuhan pendingin = 2524,57 kg/jam

   T reaktor = 32^{o}C = 305 K = 89,6^{o}F

   t *in* = 30^{o}C = 303 K = 86^{o}F

   t *out* = 31^{o}C = 304 K = 87,8

   $$\Delta T_{lmtd} = \frac{(\text{T reaktor} - \text{t } in) - (\text{T reaktor} - \text{t } out)}{\ln \frac{(\text{T reaktor} - \text{t } in)}{(\text{T reaktor} - \text{t } out)}}$$

   ΔT_{lmtd} = 2,59^{o}F

2. Menghitung luas transfer panas

   Untuk fluida *heavy organic* dan fluida dingin air UD = 75-150 btu/ft^2.F.Jam

   $$A = \frac{Q}{(Ud.\Delta T_{lmtd})}$$

   A = 52,43 ft^2

   Luas selimut > A terhitung, maka luas selimut mencakupi sebagai luas transfer panas sehingga digunakan jaket pendingin

3. Menghitung kebutuhan air pendingin

   $$Qpendinginan = m\ air\ x\ Cp\ air\ (Tout - Tin)$$

   $$m\ air = (Q\ pendinginan)/(Cp\ air\ (Tout - Tin))$$

   Cp air = 4,1855 Kj/kg.K

   ΔT = 1 K

m air = 2524,5736 kg/jam

=5566,6849 lb/jam

4. Kecepatan volumetrik air

$$Q_v = \frac{mair}{\rho_{air}}$$

Q = 2,4678 m^3/jam

5. Menghitung dimensi jaket

Tinggi jaket :

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

hj = 3,33 m = 10,93 ft

Debit air pendingin = 2,4678 m^3/jam

= 0,0242 ft^3/detik

Ditentukan :

Waktu kontak 10 menit = 600 detik

Volume pendingin = 0,411 m^3

= 14,52 ft^3

$$V_{col} + V_R = \left(\frac{1}{4}\pi\, D_j{}^2\, H_j\right) + \left(0.000049\, D_j{}^3\right)$$

$$V_R \text{ setinggi } h_j = \left(\frac{1}{4}\pi\, D_t{}^2\, H_j\right) + \left(0.000049\, D_t{}^3\right)$$

Vr setinggi hj = 259,72 ft^3

Vcol + VR = 274,24 ft^3

Maka didapatkan Dj = 5,651 ft

= 1,722 m

$$l_j = \frac{(D_j - D_t)}{2}$$

Lj = 0,0758 ft

= 0,023 m

= 0,91 in

Menghitung tebal jaket (tj)

$$t_j = \left(\frac{P.R_i}{f.E - 0.2P}\right) + C$$

tj = 0,179 in = 0,00456 m

diambil tj standar 3/16 in

DO jaket = 2 x tj

DO jaket = 1,732