LAMPIRAN A

PERHITUNGAN REAKTOR

1. Reaktor Liquifikasi

Fungsi : mengubah $(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ menjadi $(C_6H_{10}O_5)_{10}$ sebanyak 10061,2091 kg/jam melalui proses hidrolisis dengan bantuan enzim *α-amylase.*

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dilengkapi dengan jaket pendingin.

Kondisi operasi :

- Tekanan : 1 atm
- Temperatur : 95 ^{0}C
- pH : 6
- Reaksi Eksotermis

A. Menghitung Kecepatan Volumetris Umpan

Reaksi

$$(C_6H_{10}O_5)_{1000} \xrightarrow{\alpha\text{-amilase}} 100(C_6H_{10}O_5)_{10}$$

Komponen	**Massa (kg/jam)**	**ρ (kg/L)**	**Fv (L/jam)**	**BM (kg/kmol)**	**Kmol/jam**
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	10066,5344	1,4745	6827,0833	162000	0,0621
H_2O	18694,9924	0,9830	19018,3035	18	1038,6107
Serat	10,4799	1,2700	8,2519	60	0,1747
Abu	19,7954	1,3762	14,3841	60	0,3299
$CaCl_2$	10,3778	2,1135	4,9102	111	0,0935
α-amilase	10,1888	1,2280	8,2917	53000	0,0002
$(C_6H_{10}O_5)_{10}$		1,4697		1620	
Total	**28812,3686**		**25881,2247**		

1. Menghitung Konsentrasi Umpan

Reaktan pembatas pada reaksi liquifikasi ini adalah $(C_6H_{10}O_5)_{1000}$, maka $(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ adalah senyawa A.

$$C_{A0} = \frac{mol\ A}{\sum F_v} = 2{,}3615 \times 10^{-6} kmol/L$$

2. Menghitung Harga Konstanta Kecepatan Reaksi

Persamaan Michaelis-Menten untuk reaksi enzimatis :

$$r = \frac{V_{maks} . C_A}{K_m + C_A}$$

Dimana :

r = kecepatan reaksi

Km = konstanta Michaelis-Menten = $3{,}5094 \times 10^{-7}$ kmol/L

C_A = konsentrasi pati = 2,4043 x 10^{-6} kmol/L

V_{maks} = kecepatan reaksi maksimum

Asumsi :

1. Reaksi orde 1 karena nilai C_A dan K_M sangat kecil sehingga dapat diabaikan. Sehingga persamaan menjadi :

   $r = V_{maks}$, dimana V_{maks} = k.C_A

2. Reaksi *irreversible*.
3. Pengadukan sempurna sehingga konsentrasi keluar reaktor sama dengan konsentrasi di dalam reaktor.
4. Kecepatan alir volumetrik (F_v) masuk reaktor sama dengan kecepatan alir volumetrik keluar reaktor.

$$\frac{d(C_A)}{dt} = r_A$$

$$\frac{d(C_{A0} - C_{A0}.x)}{dt} = r_A$$

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

$$-C_{A0}\frac{dx}{dt} = k.C_A$$

$$-C_{A0}\frac{dx}{dt} = k.C_{A0}(1-x)$$

$$-k\int\frac{1}{dt} = \int\frac{dx}{(1-x)}$$

$$-k.t = In(1-x)$$

$$k = \frac{-In(1-x)}{t}$$

Dimana :

k : Konstanta kecepatan reaksi liquifikasi, (1/jam)

C_{A0} : Konsentrasi reaktan A mula-mula = $2{,}3615 \times 10^{-6}$ kmol/L

t : Waktu reaksi = 1 jam

X_A : Konversi reaksi = 97,70 %

Dari rumus di atas maka diperoleh nilai konstanta kecepatan reaksi liquifikasi sebesar 3,7723/jam.

B. Optimasi Reaktor

1. Menghitung Jumlah Reaktor

Volume untuk reaktor seri dengan rumus :

$$V = \frac{Fv\,.\,(x_{A_n} - x_{A_{o1}})}{k\,.\,(1-x)}$$

Dengan cara trial konversi masing-masing reaktor untuk mendapatkan volume reaktor seri yang sama, diperoleh dengan menggunakan excel :

- Jika menggunakan satu reaktor

  V_1 = 76990,4034 gallon

  t = 11,2607 jam

  X_1 = 97,70 %

- Jika menggunakan dua reaktor

  $V_1 = V_2$ = 10138,5809 gallon

  t = 1,4829 jam

  X_1 = 84,83 %

X_2 = 97,70 %

- Jika menggunakan tiga reaktor

  $V_1 = V_2 = V_3$ = 4560,7786 gallon

  t = 0,6671 jam

  X_1 = 71,56 %

  X_2 = 91,91 %

  X_3 = 97,70 %

- Jika menggunakan empat reaktor

  $V_1 = V_2 = V_3 = V_4$ = 2841,6577 gallon

  t = 0,4156 jam

  X_1 = 61,05 %

  X_2 = 84,83 %

  X_3 = 94,09 %

  X_4 = 97,70 %

2. Menghitung Harga Reaktor

Kondisi Operasi : T = 95 ^oC

P = 1 atm

Bahan konstruksi reaktor dipilih *Stainless Steel SA 167 Grade 11*, maka basis harga reaktor pada volume 1000 gallon sebesar $12000 (Robert S. Aries, Fig. 42).

$$E_b = E_a \times \left(\frac{C_b}{C_a}\right)^{0,6}$$

Dimana : E_a = Harga reaktor basis

E_b = Harga reaktor perancangan

C_a = Kapasitas reaktor basis

C_b = Kapasitas reaktor perancangan

- Jika menggunakan satu reaktor

E_b $= \$12000 \times \left(\frac{78274{,}2340\ gallon}{1000\ gallon}\right)^{0{,}6}$

E_b = \$ 162,571.0471

- Jika menggunakan dua reaktor

E_b $= \$12000 \times \left(\frac{10307{,}6438\ gallon}{1000\ gallon}\right)^{0{,}6}$

E_b = \$ 48,168.9908

Harga setiap reaktor = \$ 48,168.9908

Harga total reaktor = \$ 96,337.9817

- Jika menggunakan tiga reaktor

E_b $= \$12000 \times \left(\frac{4636{,}8305\ gallon}{1000\ gallon}\right)^{0{,}6}$

E_b = \$ 29,826.6613

Harga setiap reaktor = \$ 29,826.6613

Harga total reaktor = \$ 89,479.9838

- Jika menggunakan empat reaktor

E_b $= \$12000 \times \left(\frac{2889{,}0430\ gallon}{1000\ gallon}\right)^{0{,}6}$

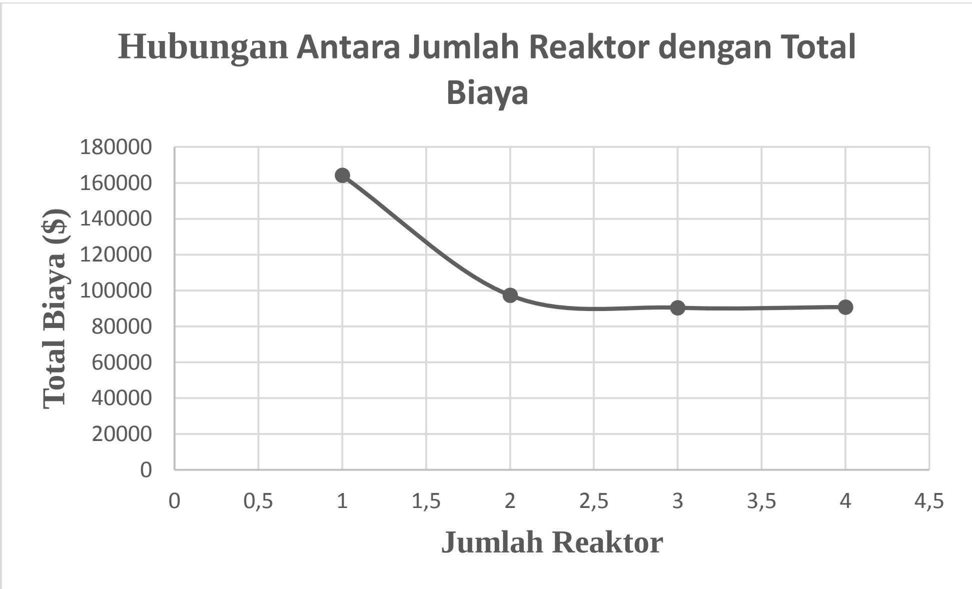
E_b = \$ 22,455.5816

Harga setiap reaktor = \$ 22,455.5816

Harga total reaktor = \$ 89,822.3263

3. Penentuan Jumlah Reaktor

Jumlah Reaktor	Konversi setiap reaktor	Volume reaktor (gallon)	Volume total reaktor (gallon)	Harga tiap unit (dollar)	Harga total unit (dollar)	t (jam)
1	X_1 0,9770	76990,4034	76990,4034	162571,0471	162571,0471	11,2607
2	X_1 0,8483	10138,5809	20277,1617	48168,9908	96337,9817	1,4829
	X_2 0,9770					
3	**X_1 0,7156**	**4560,7786**	**13682,3359**	**29826,6613**	**89479,9838**	**0,6671**
	X_2 0,9191					
	X_3 0,9970					
4	X_1 0,6105	2841,6577	11366,6310	22455,5816	89822,3263	0,4156
	X_2 0,8483					
	X_3 0,9409					
	X_4 0,9770					



Pertimbangan volume : $V_1 > V_2 > V_3 > V_4$

Pertimbangan harga reaktor : $R_1 > R_2 > R_3 < R_4$

Maka jumlah reaktor yang optimum sebanyak tiga buah reaktor disusun secara seri untuk mendapatkan harga perancangan reaktor yang optimum.

C. Perancangan Reaktor

Volume cairan dalam reaktor sebesar :

V_{cairan} = 4560,7786 gallon

= 17264,4286 liter

= 17,2644 m^3

= 609,6881 ft^3

Volume reaktor setelah *overdesign* 20%

$V_{reaktor}$ = 20717,3143 liter

= 20,7173 m^3

= 731,6257 ft^3

1. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki Reaktor

Dipilih Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) berbentuk silinder tegak.

Perbandingan diameter dan tinggi reaktor adalah 1 : 1.

(D : H = 1 : 1) (P. 43, Brownell & Young)

Dengan menggunakan persamaan :

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot \text{Volume shell}}{\pi}}$$

Maka didapatkan dimensi reaktor sebagai berikut :

Diameter = 2,9773 m

= 117,2159 in

= 9,7641 ft

Agar mendapatkan nilai ekonomis, maka tinggi reaktor dirancang mendekati kelipatan dari 6 ft atau 8 ft. (Karena plat di pasaran sekitar 6 ft atau 8 ft).

Sehingga tinggi = 12 ft

= 144 in

= 3,6575 m

2. Menentukan Tebal Dinding (*Shell*) Reaktor

Persamaan yang digunakan :

$$t_s = \frac{P.r_i}{f.E-0,6P} + C$$ (Eq. 13.1, P.254, Brownell &Young)

Dimana :

t_s : Tebal dinding *shell*, in

P : Tekanan Design = 22,2501 psi

r_i : jari-jari reaktor = 1,4886 m

E : Effisiensi sambungan las = 0,8

f : Tekanan maksimal yang diizinkan = 18750 psi

C : Korosi yang diizinkan = 0,1250 in

Sehingga diperoleh tebal *shell* = 0,2120 in

Sehingga diperoleh tebal *shell* standart = 0,2500 in

= 1/4 in

ID *shell*	= 119,2500 in
OD *shell*	= 120 in

3. Menentukan Tebal Head

Bahan kontruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade 11*

Bentuk head : *Torisperical Flanged & Dished Head*

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis *head*, antara lain :

- *Flanged & Standard Dished Head*

  Umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.

- *Torisperical Flanged & Dished Head*

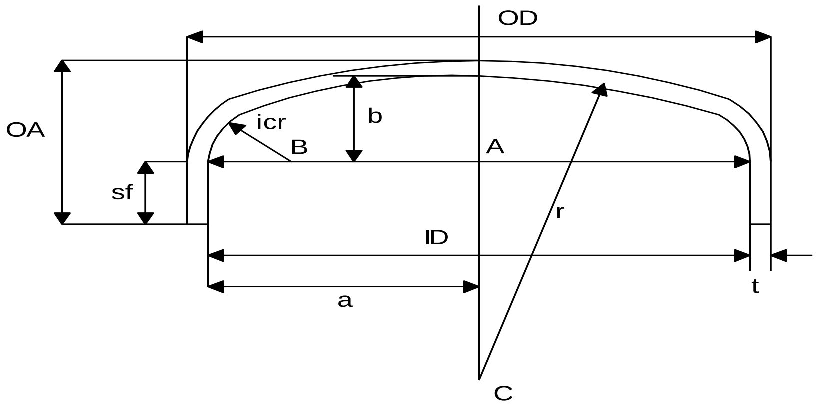
  Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.

- *Eliptical Dished Head*

  Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal.

- *Hemispherical Head*

  Digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi, kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas.



Keterangan gambar :

ID : diameter dalam *head*

OD : diameter luar *head*

a : jari-jari dalam *head*

t : tebal *head*

r : jari-jari dalam *head*

icr : *inside corner radius*

b : *deep of dish*

sf : *straight of flanged*

OA : tinggi *head*

Tebal *head* dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$t_h = \frac{P\,r\,w}{f\,E - 0{,}1P} + C$ (Eq. 7.77, P. 138, Brownell & Young)

Dimana nilai w diperoleh menggunakan persamaan berikut :

$w = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}}\right)$` (Eq. 7.76, P. 138, Brownell & Young)

Sehingga diperoleh :

- w (*stress-intensification factor for torispherical dished head*) sebesar 1,7413 in.
- Tebal *head* standart sebesar 5/16 in.

4. Menentukan Ukuran *Head*

ID = 119,2500 in

Icr = 7,2500 in (Tabel 5.7, P. 90, Brownell and Young)

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

= 59,6250 in

AB = a- icr

= 52,3750 in

BC = r – icr

= 106,7500 in

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

= 93,0184 in

b = r - AC

= 20,9816

Sf (*Straight of Flange*) = 2,5 (Tabel 5.4, P. 87, Brownell and Young)

Jadi tinggi *head* total (OA) $= Sf + b + t_h$

= 23,7941 in

= 0,6044 m

Volume *head* total (V_{head}) $= V_{head} + V_{Sf}$

Persamaan volume *head* untuk *Torispherical Dished Head* adalah :

- $V_h = 0{,}000049 \times ID^3$

  (Eq 5-11, P. 88, Brownell & Young)

  V_h = 0,0456 ft^3

  = 78,8197 in^3

  = 0,0013 m^3

- $V_{Sf} = \frac{1}{4} D^2 Sf$

  V_{sf} = 15,5916 ft^3

  = 76301,9695 in^3

  = 0,4416 m^3

Sehingga diperoleh :

volume *head* total = 44,3216 ft^3

= 26942,3422 in^3

= 1,2552 m^3

Volume reaktor = V_{shell} + 2 V_{head}

= 21,6030 m^3

Tinggi reaktor = 2 OA + tinggi *shell*

= 4,1860 m

5. Perancangan Pengaduk Reaktor

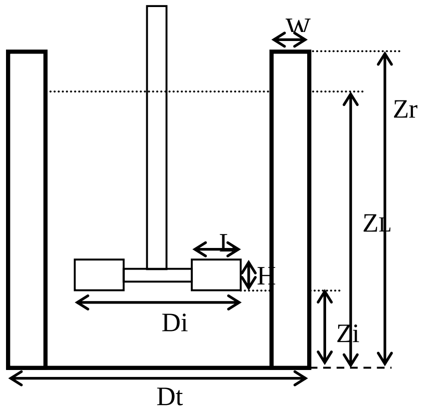
Komponen	**Massa (kg/jam)**	**μ (cp)**	**Fraksi massa, Xi**
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	10066,5344	1	0,3494
H_2O	18694,9924	0,2945	0,6489
Serat	10,4799	1	0,0007
Abu	19,7954	1	0,0004
$CaCl_2$	10,3778	1	0,0004
α-amilase	10,1888	1	0,0004
$(C_6H_{10}O_5)_{10}$	-	-	-
$C_6H_{12}O_6$	-	-	-
Total	**28812,3686**		**1**

Diperoleh :

μ campuran = 0,4525 cp

ρ campuran = 1094,9944 kg/m^3

= 1,0950 kg/L



Jenis pengaduk	= 6 *flat blade turbine impeller*	
Diketahui :		
D_t	= 2,9773 m	
D_t / D_i	= 3	
D_i	= 1,0097 m	
Z_i / D_i	= 0,7500	
Z_i	= 0,7572 m	
W / D_i	= 0,1700	
W	= 0,1716 m	
Zl / D_i	= 2,700	
Zl	= 2,7261 m	
L	= 0,25 D_i	= 0,2524 m
H	= 0,2 D_i	= 0,2019 m

Diperoleh spesifikasi pengaduk sebagai berikut :

- Diameter dalam tangki (D_t) = 2,9773 m
- Diameter pengaduk (D_i) = 1,0097 m
- Jarak pengaduk (Z_i) = 0,7572 m
- Tinggi pengaduk (H) = 0,2019 m
- Lebar pengaduk (L) = 0,2524 m
- Lebar *baffle* (W) = 0,1716 m
- Jumlah *baffle* = 4 buah
- Tinggi *baffle* = 2,3818 m
- Tinggi cairan dalam reaktor (ZL) = 2,7261 m

6. Menghitung Jumlah Impeler

WELH (*Water Equivalen Liquid High*)

Sg = $\rho_{cairan} / \rho_{air}$

= 1,1325

WELH = h_{cairan} x sg

= 3,0873 m

$$\Sigma_{Impeller} = \frac{WELH}{D}$$

= 1,0193

7. Menghitung Kecepatan Pengaduk dalam Reaktor

Digunakan persamaan :

$$\frac{WELH}{2\,DI} = \left(\frac{\pi\,DI\,N}{600}\right)^2$$ (Eq. 8.8, P. 345, HF. Rase)

Dimana :

WELH : *Water Equivalen Liquid High*

D_i : Diameter pengaduk (ft)

N : Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

H : Tinggi pengaduk (ft)

Diubah menjadi :

$$N = \frac{600}{\pi\,DI}\sqrt{\frac{WELH}{2\,DI}}$$

N = 234,0119 rpm

N = 3,9002 rps

8. Menghitung Bilangan Reynold

$$Re = \frac{N\, D_i^{\,2} \rho}{\mu}$$

= 9.621.356,8435

Karena Re > 2100 maka alirannya turbulen.

Six blade turbine dengan Re > 10000 maka nilai Np = Km.

(Eq. 10.7,P. 284, Wallas)

$$K_m = a\,N \left({}^{D}/_{T}\right)^{b} \left({}^{D}/_{z}\right)^{\frac{1}{2}}$$

Dimana :

a = 1,06 (Tabel 10.1, Wallas)

b = 2,17 (Tabel 10.1, Wallas)

sehingga :

Km = 0,3112

9. Menghitung Power Pengaduk

$$P = K_m\, N^3\, \rho\, D^5$$

Dimana :

Km = 0,3112

N = 3,9002 rps

ρ = 1094,9944 kg/m^3

D = 1,0097 m

Sehingga diperoleh :

P = 21208,9933 watt

= 28,4417 Hp

= 21,2089 kw

Effisiensi motor sebesar 88%. (Fig. 14.38, Peter)

$$Daya\ motor = \frac{P}{effisiensi}$$

= 32,3201 Hp

Daya motor standart = 40 HP

D. Menghitung Neraca Panas Reaktor

1. Reaktor-01

- **Menghitung Panas Reaksi (ΔHr)**

Reaksi

$$(C_6H_{10}O_5)_{1000} \xrightarrow{\alpha\text{ - amilase}} 100\ (C_6H_{10}O_5)_{10}$$

Reaktan yang bereksi :

$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ = 0,0445 kmol/jam

Produk yang dihasilkan :

$100(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = 4,4468 kmol/jam

$\Delta Hf\ (C_6H_{10}O_5)_{1000}$ = -725566 kJ/kmol

$\Delta Hf\ 100(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = -2494820 kJ/kmol

$$\Delta H_R = \left(\sum n_i.\Delta H_f\right)_{produk} - \left(\sum n_i.\Delta H_f\right)_{reaktan}$$

$\Delta H_R{}^0$ = -11061588,7771 kJ

Panas Masuk Reaktor

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q_{input} (kJ/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	0,0621	293,5500	18,2409
H_2O	1038,6107	5279,1814	5483014,1979
Serat	0,1747	108,4381	18,9404
Abu	0,3299	108,4381	35,7762
$CaCl_2$	0,0935	72646,1046	6791,9502
α-amilase	0,0002	28270,2000	5,4347
Total	**1039,2711**		**5489884,5404**

Panas Keluar Reaktor

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q_{input} (kJ/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	0,0177	293,5500	5,1875
H_2O	1038,6107	5279,1814	5483014,1979
Serat	0,1747	108,4381	18,9404
Abu	0,3299	108,4381	35,7762
$CaCl_2$	0,0935	72646,1046	6791,9502
α-amilase	0,0002	28270,2000	5,4347
$100(C_6H_{10}O_5)_{10}$	4,4468	21378,0514	95062,9537
Total	**1043,6734**		**5584934,4407**

$\Delta H_{reaktan}$ = mol reaktan yang bereaksi x Cp dT reaktan

= 0,0445 kmol/jam x 293,5500 kJ/kmol

= 13,0534 kJ

ΔH_{produk} = mol produk yang dihasilkan x Cp dT produk

= 4,4468 kmol/jam x 21378,0514 kJ/kmol

= 95062,9537 kJ

ΔH_{Rks} = $\Delta H_R + (\Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan})$

= -10966538,8768 kJ

Karena ΔH_{Rks} bernilai negatif maka reaksi bersifat eksotermis.

Q = Qin + ΔH_{Rks} – Qout

= 10871488,9765 kJ

- **Kebutuhan Air Pendingin**

  Air pendingin yang masuk pada suhu 30 ^oC dan diharapkan air pendingin yang keluar pada suhu 50 ^oC.

  T_{in} = 30 ^oC = 303 K

  T_{out} = 50 ^oC = 323 K

  Cp air = 4,1815 kJ/Kg.K

  Kebutuhan air pendingin $= \frac{Q}{Cp\ (Tout - Tin)}$

  = 129995,0852 Kg/jam

2. Reaktor-02

- **Menghitung Panas Reaksi (ΔHr)**

Reaksi

$$(C_6H_{10}O_5)_{1000} \xrightarrow{\alpha\text{ - amilase}} 100\ (C_6H_{10}O_5)_{10}$$

Reaktan yang bereksi :

$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ = 0,0612 kmol/jam

Produk yang dihasilkan :

$100(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = 1,6242 kmol/jam

$\Delta Hf\ (C_6H_{10}O_5)_{1000}$ = -725566 kJ/kmol

$\Delta Hf\ 100(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = -2494820 kJ/kmol

$$\Delta H_R = \left(\sum n_i . \Delta H_f\right)_{produk} - \left(\sum n_i . \Delta H_f\right)_{reaktan}$$

$\Delta H_R{}^0$ = -4040388,5723 kJ

Panas Masuk Reaktor

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q_{input} (kJ/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	0,0177	293,5500	5,1875
H_2O	1038,6107	5279,1814	5483014,1979
Serat	0,1747	108,4381	18,9404
Abu	0,3299	108,4381	35,7762

Lanjutan

Komponen	**n (kmol/jam)**	**Cp dT (kJ/kmol)**	**Q_{input} (kJ/jam)**
$CaCl_2$	0,0935	72646,1046	6791,9502
α-amilase	0,0002	28270,2000	5,4347
$100(C_6H_{10}O_5)_{10}$	4,4468	21378,0514	95062,9537
Total	**1039,2264**		**5584934,4407**

Panas Keluar Reaktor

Komponen	**n (kmol/jam)**	**Cp dT (kJ/kmol)**	**Q_{input} (kJ/jam)**
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	0,0014	293,5500	0,4195
H_2O	1038,6107	5279,1814	5483014,1979
Serat	0,1747	108,4381	18,9404
Abu	0,3299	108,4381	35,7762
$CaCl_2$	0,0935	72646,1046	6791,9502
α-amilase	0,0002	28270,2000	5,4347
$100(C_6H_{10}O_5)_{10}$	6,0710	21378,0514	129785,9288
Total	**1045,2814**		**5619652,6478**

$\Delta H_{reaktan}$ = mol reaktan yang bereaksi x Cp dT reaktan

= 0,0612 kmol/jam x 293,5500 kJ/kmol

= 4,7679 kJ

ΔH_{produk} = mol produk yang dihasilkan x Cp dT produk

= 1,6242 kmol/jam x 21378,0514 kJ/kmol

= 34722,9751 kJ

ΔH_{Rks} = ΔH_R + (ΔH_{produk} - $\Delta H_{reaktan}$)

= -4005670,3652 kJ

Karena ΔH_{Rks} bernilai negatif maka reaksi bersifat eksotermis.

Q = Qin + ΔH_{Rks} – Qout

= 3970952,1580 kJ

- **Kebutuhan Air Pendingin**

Air pendingin yang masuk pada suhu 30 °C dan diharapkan air pendingin yang keluar pada suhu 50 °C.

T_{in} = 30 °C = 303 K

T_{out} = 50 °C = 323 K

Cp air = 4,1815 kJ/Kg.K

Kebutuhan air pendingin $= \frac{Q}{Cp\ (Tout - Tin)}$

= 47482,3886 Kg/jam

3. **Reaktor-03**

- **Menghitung Panas Reaksi (ΔHr)**

Reaksi

$$(C_6H_{10}O_5)_{1000} \xrightarrow{\alpha\text{ - amilase}} 100\ (C_6H_{10}O_5)_{10}$$

Reaktan yang bereksi :

$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$ = 0,0014 kmol/jam

Produk yang dihasilkan :

$100(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = 0,1396 kmol/jam

$\Delta Hf\ (C_6H_{10}O_5)_{1000}$ = -725566 kJ/kmol

$\Delta Hf\ 100(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = -2494820 kJ/kmol

$$\Delta H_R = \left(\sum n_i . \Delta H_f\right)_{produk} - \left(\sum n_i . \Delta H_f\right)_{reaktan}$$

$\Delta H_R^{\ 0}$ = -347346,7622 kJ

Panas Masuk Reaktor

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q_{input} (kJ/jam)
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	0,0014	293,5500	5,1875
H_2O	1038,6107	5279,1814	5483014,1979
Serat	0,1747	108,4381	18,9404
Abu	0,3299	108,4381	35,7762
$CaCl_2$	0,0935	72646,1046	6791,9502
α-amilase	0,0002	28270,2000	5,4347
$100(C_6H_{10}O_5)_{10}$	6,0710	21378,0514	129785,9288
Total	**1045,2814**		**5619652,6478**

Panas Keluar Reaktor

Komponen	**n (kmol/jam)**	**Cp dT (kJ/kmol)**	**Q_{input} (kJ/jam)**
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	0,0000	293,5500	0,0096
H_2O	1038,6107	5279,1814	5483014,1979
Serat	0,1747	108,4381	18,9404
Abu	0,3299	108,4381	35,7762
$CaCl_2$	0,0935	72646,1046	6791,9502
α-amilase	0,0002	28270,2000	5,4347
$100(C_6H_{10}O_5)_{10}$	6,2106	21378,0514	132771,0162
Total	**1045,4196**		**5622637,3253**

$\Delta H_{reaktan}$ = mol reaktan yang bereaksi x Cp dT reaktan

= 0,0014 kmol/jam x 293,5500 kJ/kmol

= 0,4099 kJ

ΔH_{produk} = mol produk yang dihasilkan x Cp dT produk

= 0,1396 kmol/jam x 21378,0514 kJ/kmol

= 2985,0874 kJ

ΔH_{Rks} = $\Delta H_R + (\Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan})$

= -347346,7622 kJ

Karena ΔH_{Rks} bernilai negatif maka reaksi bersifat eksotermis.

Q = Qin + ΔH_{Rks} – Qout

= 341377,4072 kJ

- **Kebutuhan Air Pendingin**

  Air pendingin yang masuk pada suhu 30 °C dan diharapkan air pendingin yang keluar pada suhu 50 °C.

  T_{in} = 30 °C = 303 K

  T_{out} = 50 °C = 323 K

  Cp air = 4,1815 kJ/Kg.K

  Kebutuhan air pendingin = $\frac{Q}{Cp\ (Tout - Tin)}$

  = 4081,9970 Kg/jam

E. Menghitung Luas Transfer Panas

1. Reaktor-01

- Menghitung Luas transfer panas pada reaktor-01

  Suhu masuk reaktor (T_1) = 95 °C = 203 °F

  Suhu keluar reaktor (T_2) = 95 °C = 203 °F

  Suhu pendingin masuk (t_1) = 30 °C = 86 °F

  Suhu pendingin keluar (t_2) = 50 °C = 122 °F

  $$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{ln\frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$

  ΔT_{LMTD} = 97,8993 °F

  $A = \frac{Q}{U_D . \Delta T_{LMTD}}$ (Eq. 5.13a, P. 89, D.Q.Kern, 1965)

Dimana :

A = Luas transfer panas (ft^2)

U_D = Faktor kekotoran (Btu/jam.ft^2.ºF)

Diketahui :

Untuk fluida dingin light organics - water (viskositasnya < 0,5 cP) dan fluida panas steam, nilai UD = 75-150 Btu/ft^2.ºF.jam.

(Tabel 8, P. 840, D.Q. Kern, 1965)

Diambil U_D = 92 Btu/ft^2.ºF.jam

Sehingga luas transfer panas pada reaktor pertama sebesar 1144,0529 ft^2.

- Menghitung Luas Selubung Reaktor

$$L = \pi D L$$

L = 3,14 x 2,9773 m x 4,1860 m

= 39,1339 m^2

= 421,2336 ft^2

Luas transfer panas lebih besar daripada luas selubung, sehingga reaktor menggunakan koil.

- Menghitung Dimensi Koil
  - Volume reaktor = 270590 L

- Menghitung debit air pendingin
- Jenis pendingin = Air
- Suhu pendingin masuk = 30 ^oC = 303 ^oK
- Suhu pendingin keluar = 50 ^oC = 323 ^oK
- Kebutuhan pendingin = 129995,0039 Kg/jam
- Kapasitas panas pendingin = 4,1815 Kj/Kg.K
- Debit air = $\frac{Wt}{\rho}$

  = 117,6924 m^3/jam

- Menghitung Harga Δ_{LMTD}

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{ln\frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$

ΔT_{LMTD} = 97,8993 ^oF

- Menghitung Luas Penampang Aliran (A)

Harga kecepatan cairan dalam pipa (v) = 1,5 – 2,5 m/s

(P.534, Coulson)

Diambil harga kecepatan cairan dalam pipa (v) = 1,5 m/s

Luas Penampang (A) = debit air/v

= 0, 0218 m^2

Diameter dalam pipa = $\sqrt{\frac{4\ debit\ air}{\pi\ v}}$

= 0,1666 m

Dipilih IPS 6 in, sehingga diperoleh :

OD = 6,625 in

ID = 6,065 in

A' = 28,9 in^2

A'' = 1,734 ft^2/ft

- Menghitung Massa Velocity (Gt)

$$G_t = \frac{W_t}{A'}$$

G_t = 1427993,4071 lb/ft^2.jam

- Menghitung h_i dan h_{io}

Re dalam pipa $= \frac{ID \times Gt}{\mu}$

= 449379,5090

Untuk T_{avg} = 104 ^oF

v = 4,9213 ft/s

Diperoleh h_i = 1300 Btu/jam.ft^2.^oF (fig. 25, P.835, Kern)

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

h_{io} = 1190,1132 Btu/jam.ft^2.^oF

Untuk koil, harga h_{io} harus dikoreksi dengan faktor koreksi

$$hio_{koil} = hio_{pipa}\left(1 + 3.5\frac{D_{pipa}}{D_{spiral\,koil}}\right)$$

Diameter spiral 70%-80% ID reaktor (Rase, 1970)

Diambil = 80% ID reaktor

= 25,6275 ft

$h_{io\ koil}$ = 1272,2616 Btu/jam.ft^2.^oF

- Menghitung Koefisien Transfer Panas

$$\frac{h_c D_t}{k} = 0{,}87 \left(\frac{L^2 N \rho}{\mu}\right)^{2/3} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

Dimana :

N = 234,0119 rpm

= 14040,7141 rph

Densitas (ρ) = 1104,5317 kg/m^3

= 68,6471 lb/ft^3

Viskositas (μ) = 0,6633 cP

= 0,0007 kg/m.s

= 1,6045 lb/ft.jam

Konduktivitas thermal (k) = 0,3613 Btu/ft.hr.°F

Panas Spesifik (C) = 0,9987 Btu/lb.°F

Diameter reaktor (Dt) = 2,9773 m

= 9,7680 ft

Diameter impeler (L) = 1,0097 m

= 3,3125 ft

Sehingga diperoleh :

hc = 110,7674 Btu/jam.ft^2.°F

- Menghitung Uc dan U_D
  - *Clean Overall Coeffisient* (Uc)

$$Uc = \frac{hio.ho}{hio + ho}$$

Uc = 101,8960 Btu/jam.ft^2.°F

- *Dirty Overall Coeffisient* (U_D)

$$Ud = \frac{Uc.hd}{Uc+hd}$$

U_D = 92,4733 Btu/jam.ft^2.^{o}F

Rd = 0,001 – 0,003 (Tabel 12, Kern)

Dipilih Rd = 0,001, sehingga :

$$h_D = \frac{1}{Rd}$$

h_D = 1000 Btu/jam.ft^2.^{o}F

- Menghitung Luas Permukaan Panas (A)

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

A = 1138,1969 ft^2

= 105,7419 m^2

- Menghitung Panjang Koil

$$L_{koil} = \frac{A}{A''}$$

L_{koil} = 656,3996 ft

= 200,0706 m

- Menghitung Jumlah Lengkungan Koil

Susunan koil = helix

Diameter helix,

DH = 0,7 – 0,8 ID reaktor (P.361, Rase)

Dipilih,

DH = 0,8 ID reaktor

DH = 2,3818 m

Jarak antar lilitan,

Jarak (Jsp) = 1 – 1,5 OD (Perry)

Dipilih,

Jarak (Jsp) = 1 OD

Jarak (Jsp) = 0,1683 m

$$Lhe = \frac{1}{2}\pi\,(DH^2 + Jsp^2) + \frac{1}{2}\pi DH$$

Lhe = 12,6907 m

Jumlah lilitan (Nt)

$$Nt = \frac{L}{Lhe}$$

Nt = 16 lilitan

Tinggi tumpukan koil (Hc)

$$Hc = (N_t - 1) \times Jsp + N_t \times OD$$

Hc = 5,1375 ft

= 1,5659 m

Koil tercelup seluruhnya dalam cairan karena tinggi koil < tinggi cairan.

Hc < Zl

1,5659 m < 2,7261 m

$$V_{koil} = \frac{\pi}{4} \times OD^2 \times L_{koil}$$

V_{koil} = 4,4473 m^3

V_{cairan} = 20,7173 m^3

Tinggi cairan setelah ditambah koil (H_L)

$$H_L = \frac{V_{cairan} + V_{koil}}{\frac{\pi}{4} DR^2}$$

H_L = 3,6164 m

- Menghitung Pressure Drop

Untuk Re = 449379,5090

Diperoleh koefisien friksi (f) sebesar 0,00012 (Fig. 26, Kern)

Gt = 1427993,4069 lb/jam.ft^2

$$\Delta P = \frac{f \times Gt^2 \times L}{5,22 \times 10^{10} \times ID \times S \times \theta t}$$

ΔP = 6,0881 psi

2. Reaktor-02

- Menghitung Luas transfer panas pada reaktor-02

Suhu masuk reaktor (T_1) = 95 ^oC = 203 ^oF

Suhu keluar reaktor (T_2) = 95 ^oC = 203 ^oF

Suhu pendingin masuk (t_1) = 30 ^oC = 86 ^oF

Suhu pendingin keluar (t_2) = 50 ^oC = 122 ^oF

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$

ΔT_{LMTD} = 97,8993 ^oF

$A = \frac{Q}{U_D . \Delta T_{LMTD}}$ (Eq. 5.13a, P. 89, D.Q.Kern, 1965)

Dimana :

A = Luas transfer panas (ft^2)

U_D = Faktor kekotoran (Btu/jam.ft^2.°F)

Diketahui :

Untuk fluida dingin light organics - water (viskositasnya < 0,5 cP) dan fluida panas steam, nilai UD = 75-150 Btu/ft^2.°F.jam.

(Tabel 8, P. 840, D.Q. Kern, 1965)

Diambil U_D = 92 Btu/ft^2.°F.jam

Sehingga luas transfer panas pada reaktor pertama sebesar 417,8801 ft^2.

- Menghitung Luas Selubung Reaktor

$L = \pi D L$

L = 3,14 x 2,9773 m x 4,1860 m

= 39,1339 m^2

= 421,2336 ft^2

Luas transfer panas lebih kecil daripada luas selubung, sehingga reaktor menggunakan jaket.

- Menghitung Tinggi Jaket

Tinggi jaket dirancang 1,2 dari tinggi cairan.

Tinggi jaket = 1,2 tinggi cairan

= 3,2713 m

= 10,7825 ft

= 128,7901 in

- Menghitung Tebal Dinding Jaket

$t_j = \frac{P.r_i}{f.E - 0,6P} + C$ (Eq. 13.1, P. 254, Brownell & young)

Dimana :

P = Tekanan Operasi = 22,2501 psi

r_i = jari-jari dalam tangki = 102,1663 in

E = Effisiensi sambungan las = 0,8

f = Tekanan maksimal yang diizinkan = 18750 psi

C = Korosi yang diizinkan = 0,1250 in

Sehingga diperoleh :

t_j = 0,2767 in

Digunakan t_j standart = 0,3125 in

3. Reaktor-03

- Menghitung Luas transfer panas pada reaktor-03

Suhu masuk reaktor (T_1) = 95 ^oC = 203 ^oF

Suhu keluar reaktor (T_2) = 95 ^oC = 203 ^oF

Suhu pendingin masuk (t_1) = 30 ^oC = 86 ^oF

Suhu pendingin keluar (t_2) = 50 ^oC = 122 ^oF

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{ln\frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$

ΔT_{LMTD} = 97,8993 ^oF

$$A = \frac{Q}{U_D.\Delta T_{LMTD}}$$ (Eq. 5.13a, P. 89, D.Q.Kern, 1965)

Dimana :

A = Luas transfer panas (ft^2)

U_D = Faktor kekotoran (Btu/jam.ft^2.^oF)

Diketahui :

Untuk fluida dingin light organics - water (viskositasnya < 0,5 cP) dan fluida panas steam, nilai UD = 75-150 Btu/ft^2.^oF.jam.

(Tabel 8, P. 840, D.Q. Kern, 1965)

Diambil U_D = 92 Btu/ft^2.^oF.jam

Sehingga luas transfer panas pada reaktor pertama sebesar 35,9246 ft^2.

- Menghitung Luas Selubung Reaktor

$L = \pi D L$

L = 3,14 x 2,9773 m x 4,1860 m

= 39,1339 m^2

= 421,2336 ft^2

Luas transfer panas lebih kecil daripada luas selubung, sehingga reaktor menggunakan jaket.

- Menghitung Tinggi Jaket

Tinggi jaket dirancang 1,2 dari tinggi cairan.

Tinggi jaket = 1,2 x tinggi cairan

= 3,2713 m

= 10,7325 ft

= 128,7901 in

- Menghitung Tebal Dinding Jaket

$t_j = \frac{P.r_i}{f.E-0,6P} + C$ (Eq. 13.1, P. 254, Brownell & young)

Dimana :

P = Tekanan Operasi = 22,2501 psi

r_i = jari-jari dalam tangki = 63,5372 in

E = Effisiensi sambungan las = 0,8

f = Tekanan maksimal yang diizinkan = 18750 psi

C = Korosi yang diizinkan = 0,1250 in

Sehingga diperoleh :

t_j = 0,2670 in

Digunakan t_j standart = 0,3125 in

2. Reaktor Sakarifikasi

Fungsi : mengubah $(C_6H_{10}O_5)_{10}$ menjadi $C_6H_{12}O_6$ sebanyak 10843,7476 kg/jam melalui proses hidrolisis dengan bantuan enzim *glukoamilase.*

Jenis : Reaktor *Batch* dilengkapi dengan koil pendingin.

Kondisi operasi :

- Tekanan : 1 atm
- Temperatur : 60 ^{0}C
- pH : 4,2
- Reaksi Eksotermis

A. Menghitung Kecepatan Volumetris Umpan

Reaksi

$$(C_6H_{10}O_5)_{10} + 10H_2O \xrightarrow{\text{glukoamilase}} 10(C_6H_{12}O_6)$$

Komponen	Massa (kg/jam)	ρ (kg/L)	Fv (L/jam)	BM (kg/kmol)	Kmol/jam
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	5,3252	1,4745	3,6115	162000	0,0000
H_2O	18697,1343	0,9830	19020,4825	18	1038,7297
Serat	10,4799	1,2700	8,2519	60	0,1747
Abu	19,7954	1,3762	14,3841	60	0,3299
$CaCl_2$	10,3778	2,1135	4,9104	111	0,0935
α-amilase	10,1888	1,2288	8,2920	53000	0,0002
$(C_6H_{10}O_5)_{10}$	10061,2091	1,4696	6846,2928	1620	0,0935
Glukoamilase	8,1279	1,15	7,0678	36000	0,0002
HCl	0,0066	1,19	0,0055	36,5	0,0002
$C_6H_{12}O_6$	0,0000	1,54	0,0000	180	0,0000
Total	**28822,6451**		**25913,2985**		**1045,5390**

B. Hubungan Antara Waktu Reaksi dengan Konversi

Persamaan Michaelis-Menten untuk reaksi enzimatis :

$$r = \frac{V_{maks} \cdot C_A}{K_m + C_A}$$

Dimana :

r = kecepatan reaksi

Km = konstanta Michaelis-Menten

C_A = konsentrasi pati

V_{maks} = kecepatan reaksi maksimum

$$t = C_{A0} \int \frac{d_x}{-r_A}$$

$$r = \frac{V_{maks}. C_A}{K_m + C_A}$$

$$r = \frac{k_2\, E\, S}{K_m + S} = \frac{k_2\, E\, S_0(1-x)}{K_m + S_0(1-x)}$$ (Eq. 15, Jurnal I N Widiasa, dkk)

$$t = S_0 \int \frac{dx}{\frac{k_2\, E\, S_0(1-x)}{K_m + S_0(1-x)}}$$

$$t = S_0 \int \frac{K_m + S_0(1-x)}{k_2 E\, S_0(1-x)} dx$$

$$t = \frac{1}{k_2 E} \int \frac{K_m + S_0(1-x)}{(1-x)} dx$$

$$t = \frac{1}{k_2 E} \int \frac{K_m}{(1-x)} + \int \frac{S_0(1-x)}{(1-x)} dx$$

$$t = \frac{1}{k_2 E} \int \frac{K_m}{(1-x)} + \int S_0\, dx$$

$$t = \frac{1}{k_2 E} \left(-K_m\, Ln(1-x)\right) + S_0 x$$

$$t = \frac{1}{k_2 E}\left(S_0 x - K_m ln(1-x)\right)$$

$$t = f(S_0, X)$$

Dimana :

k_2 = 4,04 /menit (Jurnal I N Widiasa, dkk)

= 242,4 /jam

Km = 552 g/L (Jurnal I N Widiasa, dkk)

= 0,552 Kg/L

= 0,000015 kmol/L

E = 3,2 g/L

= 0,0032 Kg/L

= 8,8 x 10^{-8} kmol/L

S_0 = $\frac{massa\ dekstrin}{\sum Fv}$

= 1,4696 Kg/L

= 0,0009 kmol/L

t = 36 jam

Sehingga, hubungan antara waktu reaksi dan konversi reaksi adalah

$$t = \frac{1}{k_2 E}\left(S_0 x - K_m ln(1-x)\right)$$

$$t = \frac{1}{(242{,}4\frac{1}{\text{jam}})(8{,}8 \text{ x } 10-8\frac{\text{kmol}}{\text{L}})}\left(S_0 X - \left(0{,}000015\frac{\text{kmol}}{\text{L}}\ln(1-X)\right)\right)$$

Dari persamaan di atas didapatkan nilai konversi reaksi sebesar 83% dengan cara trial nilai konversi hingga waktu reaksi 36 jam.

C. Perancangan Reaktor

Volume cairan dalam reaktor sebesar :

Waktu pengisian = 4 jam

Laju alir umpan = 25913,2985 L/jam

V_{cairan} = 4 jam x 25913,2985 L/jam

= 103653,1940 L

= 103,6532 m^3

Volume reaktor setelah *overdesign* 20%

$V_{reaktor}$ = 124,3838 m^3

= 124383,8328 L

1. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki Reaktor

Reaktor yang digunakan adalah jenis Reaktor *Batch* berbentuk tangki silinder tegak.

Perbandingan diameter dan tinggi reaktor adalah 1 : 1.

(D : H = 1 : 1) (P. 43, Brownell & Young)

Dengan menggunakan persamaan :

$$D = \sqrt[3]{\frac{4.\ \text{Volume shell}}{\pi}}$$

Maka didapatkan dimensi reaktor sebagai berikut :

Diameter = 5,4113 m

= 213,0416 in

= 17,7535 ft

Agar mendapatkan nilai ekonomis, maka tinggi reaktor dirancang mendekati kelipatan dari 6 ft atau 8 ft. (Karena plat di pasaran sekitar 6 ft atau 8 ft).

Sehingga tinggi = 18 ft

= 216 in

= 5,4864 m

2. Menentukan Tebal Dinding (*Shell*) Reaktor

Persamaan yang digunakan :

$$t_s = \frac{P.r_i}{f.E - 0,6P} + C$$ (Eq. 13.1, P.254, Brownell &Young)

Dimana :

t_s : Tebal dinding *shell*, in

P : Tekanan Design = 31,5586 psi

r_i : jari-jari reaktor = 2,7056 m

E : Effisiensi sambungan las = 0,8

f : Tekanan maksimal yang diizinkan = 18750 psi

C : Korosi yang diizinkan = 0,1250 in

Dari rumus di atas diperoleh tebal *shell* = 0,1307 in

Sehingga diperoleh tebal *shell* standart = 0,1875 in

= 3/16 in

ID *shell* = 226 in

OD *shell* = 228 in

3. Menentukan Tebal Head

Bahan kontruksi : *Stainless Steel SA 167 tipe 316*

Bentuk head : *Torisperical Flanged & Dished Head*

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis *head*, antara lain :

- *Flanged & Standard Dished Head*

  Umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.

- *Torisperical Flanged & Dished Head*

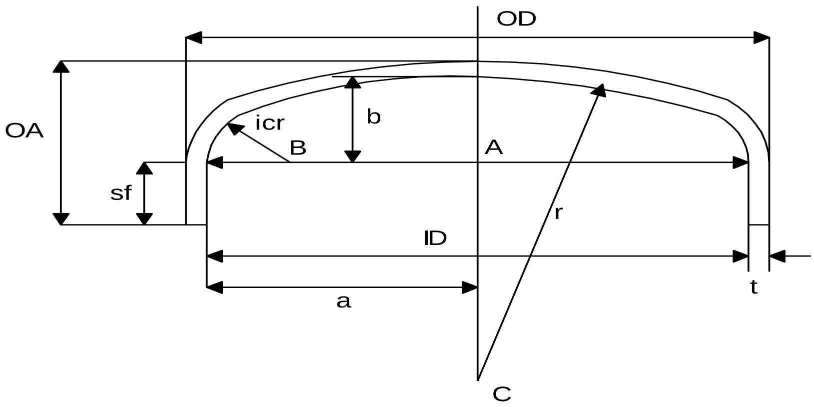
  Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.

- *Eliptical Dished Head*

  Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal.

- *Hemispherical Head*

  Digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi, kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas.



Keterangan gambar :

ID : diameter dalam *head*

OD : diameter luar *head*

a : jari-jari dalam *head*

t : tebal *head*

r : jari-jari dalam *head*

icr : *inside corner radius*

b : *deep of dish*

sf : *straight of flanged*

OA : tinggi *head*

Tebal *head* dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut :

$t_h = \frac{P\ r\ w}{f\ E - 0,1P} + C$ (Eq. 7.77, P. 138, Brownell & Young)

Dimana nilai w diperoleh menggunakan persamaan berikut :

$w = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}}\right)$` (Eq. 7.76, P. 138, Brownell & Young)

Sehingga diperoleh :

- w (*stress-intensification factor for torispherical dished head*) sebesar 1,6545 in.
- Tebal *head* sebesar 0,4384 in.
- Tebal *head* standart sebesar 0,5 in.

4. **Menentukan Ukuran *Head***

ID = 226 in

Icr = 13,7500 in (Tabel 5.7, P. 90, Brownell and Young)

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

= 113 in

AB = a- icr

= 99,2500 in

BC = r – icr

= 166,2500 in

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

= 133,3740 in

b = r - AC

= 46,6265

Sf (*Straight of Flange*) = 3,5 (Tabel 5.4, P. 87, Brownell and Young)

Jadi tinggi *head* total (OA) = Sf + b + t_h

= 50,6265 in

= 1,2859 m

Volume *head* total (V_{head}) = V_{head} + V_{Sf}

Persamaan volume *head* untuk *Torispherical Dished Head* adalah :

- $V_h = 0{,}000049 \times ID^3$

  (Eq 5-11, P. 88, Brownell & Young)

  V_h = 0,2742 ft^3

  = 0,0078 m^3

- $V_{Sf} = \frac{1}{4} D^2 Sf$

  V_{sf} = 41,2368 ft^3

  = 1,1677 m^3

Sehingga diperoleh :

Volume *head* total = 41,5109 ft^3

= 1,1623 m^3

Volume reaktor = V_{shell} + 2 V_{head}

= 126, 7084 m^3

Tinggi reaktor = 2 OA + tinggi *shell*

= 7,9831 m

5. Perancangan Pengaduk Reaktor

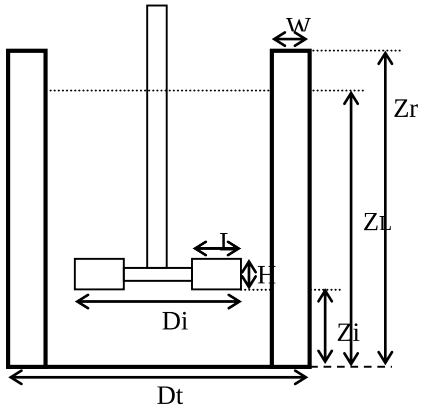
Komponen	**Massa (kg/jam)**	**μ (cp)**	**Fraksi massa, Xi**
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	5,3252	1	0,0002
H_2O	18697,1343	0,4683	0,6489
Serat	10,4799	1	0,0007
Abu	19,7954	1	0,0004
$CaCl_2$	10,3778	1	0,0004
α-amilase	10,1888	1	0,0004
$(C_6H_{10}O_5)_{10}$	10061,2091	1	0,3491
Glukoamilase	8,1279	1	0,0003
HCl	0,0066	0,0037	0,0000
$C_6H_{12}O_6$	-	-	-
Total	**28822,6451**		**1**

Diperoleh :

μ campuran = 0,6113 cp

ρ campuran = 1112,2724 kg/m^3

= 1,1123 kg/L



Jenis pengaduk = 6 *flat blade turbine impeller*

Diketahui :

D_t = 5,7404 m

D_t / D_i = 3

D_i = 1,9135 m

Z_i / D_i = 0,7500

Z_i = 1,4351 m

W / D_i = 0,1700

W = 0,3253 m

Zl / D_i = 2,700

Zl = 5,1664 m

L = 0,25 D_i = 0,4784 m

H = 0,2 D_i = 0,3827 m

Diperoleh spesifikasi pengaduk sebagai berikut :

- Diameter dalam tangki (D_t) = 5,7404 m
- Diameter pengaduk (D_i) = 1,9135 m
- Jarak pengaduk (Z_i) = 1, 4351 m

- Tinggi pengaduk (H) = 0,3827 m
- Lebar pengaduk (L) = 0,4784 m
- Lebar *baffle* (W) = 0,3252 m
- Jumlah *baffle* = 4 buah
- Tinggi *baffle* = 4,3190 m
- Tinggi cairan dalam reaktor (ZL) = 5,1664 m

6. Menghitung Jumlah Impeler

WELH (*Water Equivalen Liquid High*)

Sg = $\rho_{cairan} / \rho_{air}$

= 1,1320

WELH = h_{cairan} x sg

= 5,8460 m

$$\Sigma_{Impeller} = \frac{WELH}{D}$$

= 1,2026

7. Menghitung Kecepatan Pengaduk dalam Reaktor

Digunakan persamaan :

$$\frac{WELH}{2\ DI} = \left(\frac{\pi\ DI\ N}{600}\right)^2$$ (Eq. 8.8, P. 345, HF. Rase)

Dimana :

WELH : *Water Equivalen Liquid High*

D_i : Diameter pengaduk (ft)

N : Kecepatan putaran pengaduk (rpm)

H : Tinggi pengaduk (ft)

Diubah menjadi :

$$N = \frac{600}{\pi\, DI}\sqrt{\frac{WELH}{2\, DI}}$$

N = 123,4237 rpm

N = 2,0570 rps

8. Menghitung Bilangan Reynold

$$Re = \frac{N\, {D_i}^2 \rho}{\mu}$$

= 13703112,0909

Karena Re > 2100 maka alirannya turbulen.

Six blade turbine dengan Re > 10000 maka nilai Np = Km.

(Eq. 10.7,P. 284, Wallas)

$$K_m = a\, N\, \left(D/_T\right)^b \left(D/_z\right)^{\frac{1}{2}}$$

Dimana :

a = 1,06 (Tabel 10.1, Wallas)

b = 2,17 (Tabel 10.1, Wallas)

sehingga :

Km = 0,1641

9. Menghitung Power Pengaduk

$$P = K_m N^3 \rho D^5$$

Dimana :

Km = 0,1641

N = 2,0570 rps

ρ = 1112,2724 kg/m^3

D = 1,9135 m

Sehingga diperoleh :

P = 40757,1114 watt

= 54,6561 Hp

= 40,7570 kw

Effisiensi motor sebesar 91%. (Fig. 14.38, Peter)

$$Daya\ motor = \frac{P}{effisiensi}$$

= 59,9974 Hp

Daya motor standart = 60 Hp

D. Menghitung Neraca Panas Reaktor

1. Reaktor Sakarifikasi

- **Menghitung Panas Reaksi (ΔHr)**

  Reaksi

  $$(C_6H_{10}O_5)_{10} + {}_{10}H_2O \xrightarrow{\text{glukoamilase}} 10(C_6H_{12}O_6)$$

Reaktan yang bereksi :

$(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = 6,0243 kmol/jam

$_{10}H_2O$ = 60,2430 kmol/jam

Produk yang dihasilkan :

$_{10}(C_6H_{12}O_6)$ = 60,2430 kmol/jam

ΔHf $(C_6H_{10}O_5)_{10}$ = -2494820 kJ/kmol

ΔHf H_2O = -5148,5632 kJ/kmol

ΔHf $_{10}(C_6H_{12}O_6)$ = -652670 kJ/kmol

$$\Delta H_R = \left(\sum n_i.\Delta H_f\right)_{produk} - \left(\sum n_i.\Delta H_f\right)_{reaktan}$$

$\Delta H_R{}^0$ = -23979106,6465 kJ

Panas Masuk Reaktor

Komponen	**N (kmol/jam)**	**Cp dT (kJ/kmol)**	**Q_{input} (kJ/jam)**
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	0,0000	293,5500	0,0096
H_2O	1038,7297	2634,5618	2736597,5412
Serat	0,1747	54,2191	9,4702
Abu	0,3299	54,2191	17,8881
$CaCl_2$	0,0935	72251,4129	6755,0491
α-amilase	0,0002	28270,2000	5,4347
$(C_6H_{10}O_5)_{10}$	6,2106	10349,8679	64279,1270
Glukoamilase	0,0002	10782,0000	2,4343

Lanjutan

Komponen	**n (kmol/jam)**	**Cp dT (kJ/kmol)**	**Q_{input} (kJ/jam)**
HCl	0,0002	1018,1254	0,1838
Total	**1045,5390**		**2807667,1381**

<u>Panas Keluar Reaktor</u>

Komponen	**n (kmol/jam)**	**Cp dT (kJ/kmol)**	**Q_{input} (kJ/jam)**
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	0,0000	293,5500	0,0096
H_2O	978,4866	2634,5618	2577883,5236
Serat	0,1747	54,2191	9,4702
Abu	0,3299	54,2191	17,8881
$CaCl_2$	0,0935	72251,4129	6755,0491
α-amilase	0,0002	28270,2000	5,4347
$(C_6H_{10}O_5)_{10}$	0,1863	10349,8679	1928,3738
Glukoamilase	0,0002	10782,0000	2,4343
HCl	0,0002	1018,1254	0,1838
$C_6H_{12}O_6$	60,2430	8605,5863	518426,7028
Total	**1039,5147**		**3105029,0701**

$\Delta H_{reaktan}$ = (mol $(C_6H_{10}O_5)_{10}$ yang bereaksi x Cp dT dekstrin) + (mol H_2O yang bereaksi x Cp dT H_2O)

= (6,0243 kmol/jam x 10349,8679 kJ/kmol) + (60,2430 kmol/jam x 2634,5618kJ/kmol)

= 221064,7708 kJ

ΔH_{produk} = mol produk yang dihasilkan x Cp dT produk

= 60,2430 kmol/jam x 8605,5863 kJ/kmol

= 518426,7028 kJ

ΔH_{Rks} = $\Delta H_R + (\Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan})$

= -23681744,7144 kJ

Karena ΔH_{Rks} bernilai negatif maka reaksi bersifat eksotermis.

Q = Qin + ΔH_{Rks} – Qout

= 23384006,8394 kJ

- **Kebutuhan Air Pendingin**

  Air pendingin yang masuk pada suhu 30 ^oC dan diharapkan air pendingin yang keluar pada suhu 50 ^oC.

  T_{in} = 30 ^oC = 303 K

  T_{out} = 50 ^oC = 323 K

  Cp air = 4,1815 kJ/Kg.K

Kebutuhan air pendingin $= \frac{Q}{Cp\ (Tout-Tin)}$

= 279613,2035 Kg/jam

E. Menghitung Luas Transfer Panas

1. Reaktor Sakarifikasi

- Menghitung Luas transfer panas pada reaktor-01

Suhu masuk reaktor (T_1) = 60 °C = 140 °F

Suhu keluar reaktor (T_2) = 60 °C = 140 °F

Suhu pendingin masuk (t_1) = 30 °C = 86 °F

Suhu pendingin keluar (t_2) = 50 °C = 122 °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{ln\frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$

ΔT_{LMTD} = 32,7686 °F

$A = \frac{Q}{U_D.\Delta T_{LMTD}}$ (Eq. 5.13a, P. 89, D.Q.Kern, 1965)

Dimana :

A = Luas transfer panas (ft^2)

U_D = Faktor kekotoran (Btu/jam.ft^2.°F)

Diketahui :

Untuk fluida dingin light organics - water (viskositasnya > 0,5 cP) dan fluida panas steam, nilai UD = 50-125 Btu/ft^2.°F.jam.

(Tabel 8, P. 840, D.Q. Kern, 1965)

Diambil U_D = 80 Btu/ft^2.^{o}F.jam

Sehingga luas transfer panas pada reaktor pertama sebesar 8453,6669 ft^2.

- Menghitung Luas Selubung Reaktor

$$L = \pi D L$$

L = 3,14 x 5,4113 m x 7,9831 m

= 135,6433 m^2

= 1460,0523 ft^2

Luas transfer panas lebih besar daripada luas selubung, sehingga reaktor menggunakan koil.

F. Dimensi Koil Pendingin

Volume reaktor = 124383,8328 L

Menghitung debit air pendingin

Jenis pendingin = Air

Suhu pendingin masuk = 30 ^{o}C = 303 ^{o}K

Suhu pendingin keluar = 50 ^{o}C = 323 ^{o}K

Kebutuhan pendingin = 279613,2035 Kg/jam

Kapasitas panas pendingin = 4,1815 Kj/Kg.K

Debit air $= \frac{Wt}{\rho}$

= 253,1509 m^3/jam

- Menghitung Harga Δ_{LMTD}

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{ln\frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$

ΔT_{LMTD} = 32,7686 ^oF

- Menghitung Luas Penampang Aliran (A)

Harga kecepatan cairan dalam pipa (v) = 1,5 – 2,5 m/s

(P.534, Coulson)

Diambil harga kecepatan cairan dalam pipa (v) = 1,5 m/s

Luas Penampang (A) = debit air/v

= 0, 0469 m^2

Diameter dalam pipa = $\sqrt{\frac{4\ debit\ air}{\pi\ v}}$

= 0,2444 m

Dipilih IPS 10 in, sehingga diperoleh :

OD = 10,75 in

ID = 10,02 in

A’ = 78,8 in^2

A’’ = 2,814 ft^2/ft

- Menghitung Massa Velocity (Gt)

$$G_t = \frac{W_t}{A'}$$

G_t = 1126493,8924 $lb/ft^2.jam$

- Menghitung h_i dan h_{io}

Re dalam pipa = $\frac{ID \times Gt}{\mu}$

= 585669,7873

Untuk Ta_{vg} = 104 °F

v = 4,9213 ft/s

Diperoleh h_i = 1300 Btu/jam.ft^2.°F (fig. 25, P.835, Kern)

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

h_{io} = 1211,7209 Btu/jam.ft^2.°F

Untuk koil, harga h_{io} harus dikoreksi dengan faktor koreksi

$$hio_{koil} = hio_{pipa}\left(1 + 3.5\frac{D_{pipa}}{D_{spiral\,koil}}\right)$$

Diameter spiral 70%-80% ID reaktor (Rase, 1970)

Diambil = 80% ID reaktor

= 14,2028 ft

$h_{io\ koil}$ = 1461,0564 Btu/jam.ft^2.°F

- Menghitung Koefisien Transfer Panas

$$\frac{h_c D_t}{k} = 0,87 \left(\frac{L^2 N\rho}{\mu}\right)^{2/3} \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

Dimana :

N = 123,4231 rpm

= 7405,3869 rph

Densitas (ρ) = 1104,5317 kg/m^3

= 68,6471 lb/ft^3

Viskositas (μ) = 0,6633 cP

= 0,0007 kg/m.s

= 1,6045 lb/ft.jam

Konduktivitas thermal (k) = 0,3613 Btu/ft.hr.°F

Panas Spesifik (C) = 0,9987 Btu/lb.°F

Diameter reaktor (Dt) = 5,4113 m

= 17,7535 ft

Diameter impeler (L) = 1,9135 m

= 6,2778 ft

Sehingga diperoleh :

hc = 93,3059 Btu/jam.ft^2.°F

- Menghitung Uc dan U_D
  - *Clean Overall Coeffisient* (Uc)

$$Uc = \frac{hio.ho}{hio + ho}$$

Uc = 87,7049 Btu/jam.ft^2.°F

  - *Dirty Overall Coeffisient* (U_D)

$$Ud = \frac{Uc.hd}{Uc + hd}$$

U_D = 80,6330 Btu/jam.ft^2.°F

Rd = 0,001 – 0,003 (Tabel 12, Kern)

Dipilih Rd = 0,001, sehingga :

$$h_D = \frac{1}{Rd}$$

h_D = 1000 Btu/jam.ft^2.°F

- Menghitung Luas Permukaan Panas (A)

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

A = 8388,2982 ft^2

= 779,2981 m^2

- Menghitung Panjang Koil

$L_{koil} = \frac{A}{A''}$

L_{koil} = 2980,9162 ft

= 908,5833 m

- Menghitung Jumlah Lengkungan Koil

Susunan koil = helix

Diameter helix,

DH = 0,7 – 0,8 ID reaktor (P.361, Rase)

Dipilih,

DH = 0,8 ID reaktor

DH = 4,3290 m

Jarak antar lilitan,

Jarak (Jsp) = 1 – 1,5 OD (Perry)

Dipilih,

Jarak (Jsp) = 1 OD

Jarak (Jsp) = 0,2731 m

$$Lhe = \frac{1}{2}\pi\,(DH^2 + Jsp^2) + \frac{1}{2}\pi DH$$

Lhe = 36,3358 m

Jumlah lilitan (Nt)

$$Nt = \frac{L}{Lhe}$$

Nt = 25 lilitan

Tinggi tumpukan koil (Hc)

$Hc = (N_t - 1) \times Jsp + N_t \times OD$

Hc = 13,3822 ft

= 4,0789 m

Koil tercelup seluruhnya dalam cairan karena tinggi koil < tinggi cairan.

Hc < Zl

4,0789 m < 5,1664 m

$V_{koil} = \frac{\pi}{4} \times OD^2 \times L_{koil}$

V_{koil} = 53,1764 m^3

V_{cairan} = 124,3838 m^3

Tinggi cairan setelah ditambah koil (H_L)

$H_L = \frac{V_{cairan} + V_{koil}}{\frac{\pi}{4} DR^2}$

H_L = 7,7247 m

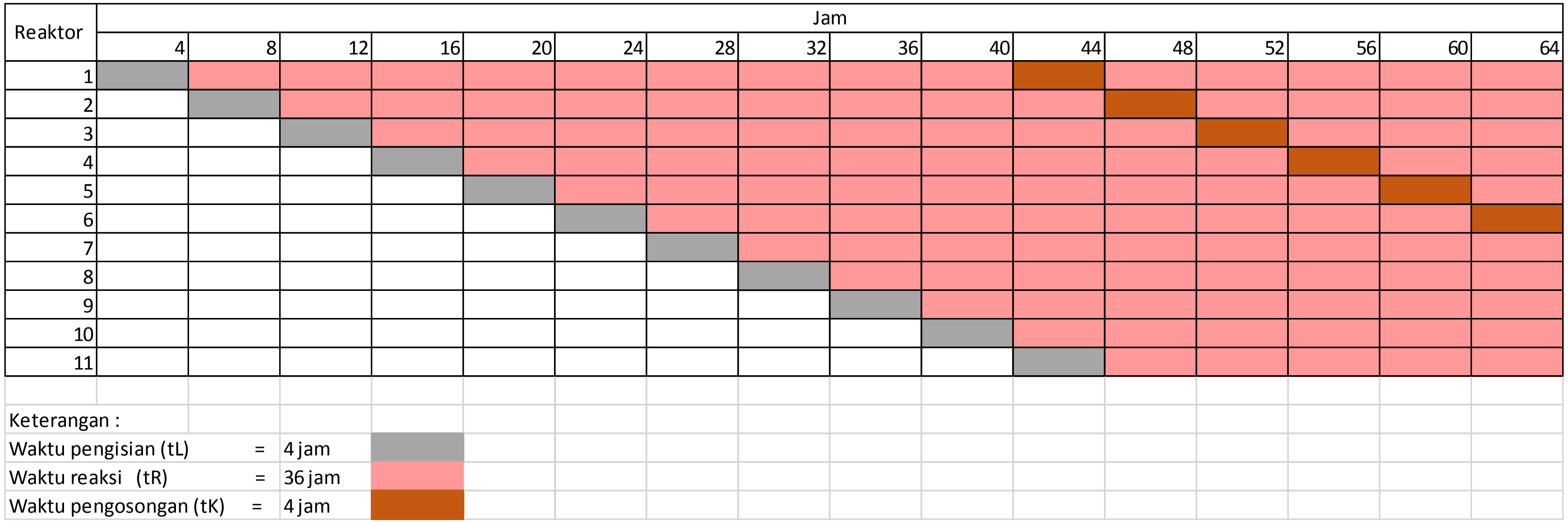
- Menghitung Pressure Drop

Untuk Re = 585669,7873

Diperoleh koefisien friksi (f) sebesar 0,00011 (Fig. 26, Kern)

Gt = 1126493,8924 lb/jam.ft^2

$\Delta P = \frac{f \times Gt^2 \times L}{5,22 \times 10^{10} \times ID \times S \times \theta t}$ = 9,5465 psi

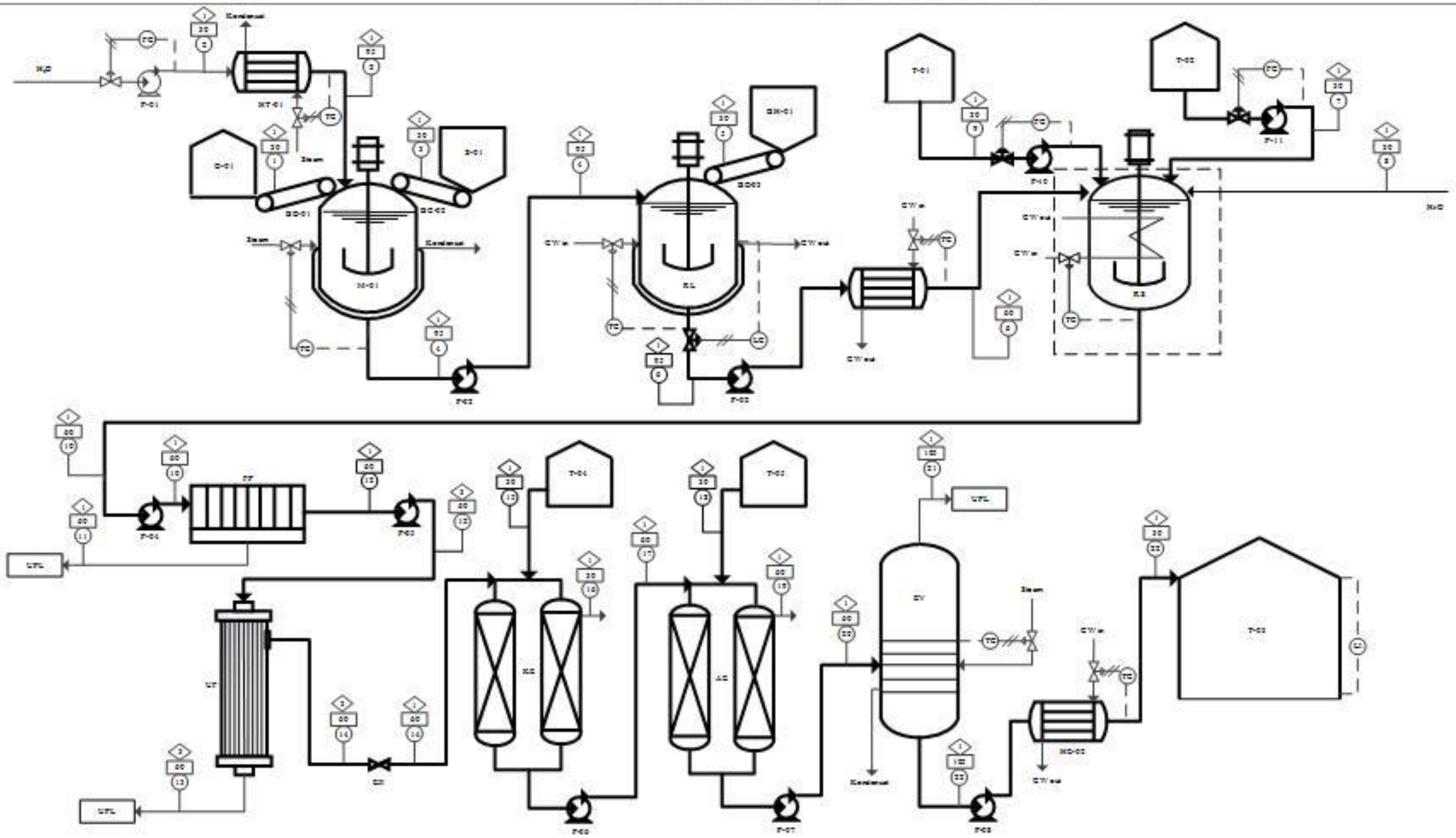


Penjadwalan Reaktor Sakarifikasi

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRA RANCANGAN PABRIK SIRUP GLUKOSA DARI TEPUNG TAPIOKA

KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN



KOMPONEN	Nomor Arus (kg/jam)										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	10066,5344			10066,5344		5,3252				5,3252	5,0590
H_2O	1547,5332	17147,4592		18694,9924		18694,9924		2,1420		17612,7596	4,9005
Serat	10,4799			10,4799		10,4799				10,4799	9,9559
Abu	19,7954			19,7954		19,7954				19,7954	18,8056
$CaCl_2$			10,3778	10,3778		10,3778				10,3778	9,8589
α - amilase					10,1888	10,1888				10,1888	9,6794
Glukoamilase									8,1279	8,1279	0,0023
HCl							0,0066			0,0066	
$(C_6H_{10}O_5)_{12}$						10061,2091					0,0840
$C_6H_{12}O_6$										10843,7476	3,0171
H+ dari Resin											
Ca^{2+}											
OH^- dari resin											
Cl^-											
Jumlah	11644,3428	17147,4592	10,3778	28802,1799	10,1888	28812,3687	0,0066	2,1420	8,1279	28822,6451	61,3626

KOMPONEN	Nomor Arus (kg/jam)										
	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
$(C_6H_{10}O_5)_{1000}$	0,2663	0,2663									
H_2O	17607,8591	5,2824	17602,5767			17602,5767			17602,7483	15708,8089	1893,9394
Serat	0,9898	0,9898									
Abu	0,5240	0,5240									
$CaCl_2$	0,5189		0,5189								
α - amilase	0,5094	0,5094									
Glukoamilase	8,1257	8,1257									
HCl	0,0066		0,0066			0,3478					
$(C_6H_{10}O_5)_{12}$	301,7523	301,7523									
$C_6H_{12}O_6$	10840,7305		10840,7305			10840,7305			10840,7305	108,4073	10732,3232
H+ dari Resin				0,0093							
Ca^{2+}					0,1870						
OH^- dari resin							0,1620				
Cl^-								0,3383			
Jumlah	28761,2825	317,4498	28443,8328	0,0093	0,1870	28443,6551	0,1620	0,3383	28443,4788	15817,2162	12626,2626

KETERANGAN ALAT

T : Tangki Penyimpanan
M : Mixer
R : Reaktor
EV : Evaporator
FP : Filter Press
UF : Ultrafiltration
KE : Kation Exchanger
AE : Anion Exchanger
S : Silo
BH : Bin Hopper
BC : Belt Conveyor
HE : Heat Exchanger
HT : Heater
P : Pompa
EX : Expansion Valve

KETERANGAN SIMBOL

: No Arus
: Suhu (°C)
: Tekanan (atm)
: Control Valve
: Udara tekan
: Arus Sinyal Listrik
: Arus Proses
: Arus Utilitas

KETERANGAN INSTRUMEN

FC : Flow Controller
LC : Level Controller
TC : Temperature Controller
LI : Level Indicator

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2018

Disusun Oleh:
1. Winarti Ermayani (14521029)
2. Migat Mundzalifah (14521091)

Dosen Pembimbing:
1. Ir. Agus Taufiq, M.M.
2. Tintin Mutiara, ST., M.Eng.