LAMPIRAN A

FERMENTOR (R – 02)

Fungsi : Tempat terjadinya fermentasi (Mengubah glukosa menjadi etanol dengan bantuan mikroorganisme Saccharomyces Cerevisiae).

Jenis : Reaktor Semi Batch

Jumlah : 7 buah

Tekanan (P) =	1	atm		
Temperature (T) =	30	^{0}C		
Densitas Campuran =	1112,0055	kg/m3 =	68,7453	lb/ft3
Laju alir massa (W)	64094,37	kg/jam		
Waktu tinggal (τ) =	30	jam		
Kapasitas Tangki Reaktor =	6	jam		
Konversi reaksi (x) =	0,97			

Data Komponen Input Reaktor Fermentor

Komponen	Masuk(kg)	Fraksi Massa	Densitas (kg/m3)	Densitas Campuran (Kg/m3)
Air	52310.22	0.816143769	1000.00	816.1438
Glukosa	5476.90	0.085450558	1560.00	133.3029
Fruktosa	5476.90	0.085450558	1690.00	144.4114
Protein	59.38	0.000926436	950.00	0.8801
Lemak	5.94	9.26436E-05	900.00	0.0834
$(NH_4)_2SO_4$	144.88	0.002260343	1770.00	4.0008
Urea	211.24	0.003295711	1320.00	4.3503
H_2SO_4	144.88	0.002260343	1830.00	4.1364
Saccromices Cerevisae	264.05	0.004119638	1140.00	4.6964
Total	64094.37	1.00		1112.0055

Laju Alir Volumetris Umpan :

$$Qf = \frac{w}{\rho}$$

$$Qf = \frac{64094.37 \frac{kg}{jam}}{1112.0055 \frac{kg}{m^3}}$$

$$Qf = 57.6385\ m^3/jam$$

- N glukosa

  $NA0 = \frac{5476{,}90\ kg/jam}{180\ kg/kmol} = 30{,}4272$ kmol/jam

- Konsentrasi Glukosa mula-mula

  $CA0 = \frac{30{,}4272\ kmol/jam}{57.6385\ m^3/jam} = 0{,}5279$ kmol/m^3

- Konsentrasi sel

  X = 4,5811 kg/m3

  Data untuk fermentasi etanol, sumber : "Modeling Bioreactors", R.Miller & M.Melick, ChemicalEngineering Feb. 16, p.113 (1987)

  - A specific growth reaction rate (μ)
  - Yield koefisien pembentukkan sel karena substrat (Yx/s) = 0,08 g/g
  - Yield koefisien pembentukan produk karena sel (Yp/x) = 6,389 g/g

  Konstanta Kinetik yang diperoleh dari Jurnal "*Evaluation of Different Kinetics for Bioethanol Production with Emphasis to Analytical Solution of Substrate Equation"*, Roghayeh Khalseh, Februari 2015

  - Nilai K untuk parameter laju pertumbuhan sel = 0,497 kg/m3
  - Nilai K untuk parameter laju Substrat terkonsumsi = 0,230 kg/m3

- Nilai K untuk parameter laju pembentukan produk = 0,345 kg/m3

Rate Equation

- $rx = K\left(\frac{1-X}{Xm}\right)X$

  $rx = 0{,}497\ \left(\frac{1-4{,}5811}{10{,}7594}\right)4{,}5811$

  $rx = 0{,}094\ kg/m3.jam$

- $rs = -K\left(\frac{1-X}{Xm}\right)\frac{X}{Yx/s}$

  $rs = -0{,}230\frac{\text{kg}}{\text{m3}}\left(\frac{1-4{,}5811}{10{,}7594}\right)\frac{4{,}5811}{0{,}08}$

  $rs = 7{,}5629kg/m3$.jam

- $rp = Y_{p/x}\mu X$

  $rp = 6{,}389\ .\ 0{,}33\ .\ 0{,}345$

  $rp = 9{,}6584\ kg/m3.jam$

Menentukan volume Reaktor,V_R

tr $= \frac{1}{k}\ln\frac{1}{1-x}$

k $= \frac{1}{tr}\ln\frac{1}{1-x} = 0{,}1169\ \text{h}^{-1}$

$V = \frac{Nao}{kxCaoxt}\ln\left(\frac{1}{1-Xa}\right) = \frac{30{,}4272\ \text{kmol/jam}}{0{,}1169h^{-1}\ x\ 0{,}5279\ kmol/m^3 x\ 30\ jam}\ln\left(\frac{1}{1-0{,}97}\right)$

$= 57.6385\frac{m^3}{jam}$

Volume reactor untuk kapasitas pengisian dan pengosongan selama 6 jam

$= 57.6385 \frac{m^3}{jam} \; x \; 6 \; jam = 345{,}8312 \; m^3$

Security factor = 20%

Maka Volume reactor (Vr) = 414,9975 m^3

Menentukan bentuk dan ukuran reaktor

Bentuk : Tangki silinder tegak berdasar dan beratap torispherical

Bahan : *Stainless steel*

- Menentukan Diameter dalam dan tinggi rekator mula-mula
  - Diameter tangki

    H = 1,5 D (Brownell& Young pers 3.11, hal 43)

$$Vr = \frac{\pi}{4} ID^2 HL \, , (HL = 1{,}550 DT)$$

$$VE = \frac{\pi . Dt^2}{6} HE \, , (HE = 0{,}250 DT)$$

$$Vr = VL + VE$$

$$Vr = 0{,}9552 \; ID^3$$

$$ID = \sqrt[3]{\frac{Vr}{0{,}9552}}$$

    ID = 5,3817 m = 211,8793 in

  - Tingi reactor

    HR=HS + 2HE

    HS = 7,445 m

    HE = 0,25 x DT = 0,25 x 5,3817 m = 1,3454 m

    HR = 10,1356 m

- Tekanan design

  $P_{operasi}$ = 1 atm ; g = 9,8 m/det^2

$P_{Hidrostatik}$ = H x r_{cairan} x g = 10,1356 m x 1101,1627 kg/m^3 x 9,8 m/det^2

= 109377,2435 N/m^2 = 1,0795 atm

Safety factor

P_{design} = 1,1 x ($P_{operasi}$ + $P_{Hidrostatik}$)= 1,1 x (1 + 1,0795) atm

= 2,2874 atm

= 33,625 psi

- Tebal dinding reactor

T = $\frac{P\ x\ ri}{f\ x\ E - 0{,}6\ x\ P}$ + C (Peter, table 4, hal 537)

dimana :

t = tebal dinding reaktor, in

ri = jari-jari bagian dalam tangki, = 211,8792 in/2 = 105,9396 in

f = *maximum allowable stress* = 12650 psi → untuk *stainless steel* = 12650 psi

E = efisiensi penyambungan = 80 % = 0,8

(Tipe *joint* yang dipilih adalah *double welded butt joint* tanpa diradiografi dan tanpa *stress relieve* → *max efficiency* berdasarkan tabel 13.2, hal 254, Brownell & Young)

c = faktor korosi = 0,0125 in/tahun (Tabel 6, Peters,hal 542)

→ umur tangki diperkirakan 10 tahun, maka :

c = 0,0125 in/tahun x 10 tahun = 0,125 in (Brownel & Young,app. D,item 4, hal 342)

P = tekanan desain = 33,625 psi

sehingga

$$t = \frac{33{,}625 \text{ psi x } 105{,}9396 \text{ in}}{12650 \text{ psi x } 0{,}8 - 0{,}6 \text{ x } 33{,}625 \text{ psi}} + 0{,}125 \text{ in} = 0{,}4778 \text{ in}$$

dipilih tebal tangki standard = 1/2 in = 0,5 in

- Menentukan dameter reactor sesungguhnya

Diameter luar *shell (D_0)* adalah =

D_0 = D_i + 2t

= 212,8793 in + (2 x 0,5 in)

= 212,8347 in

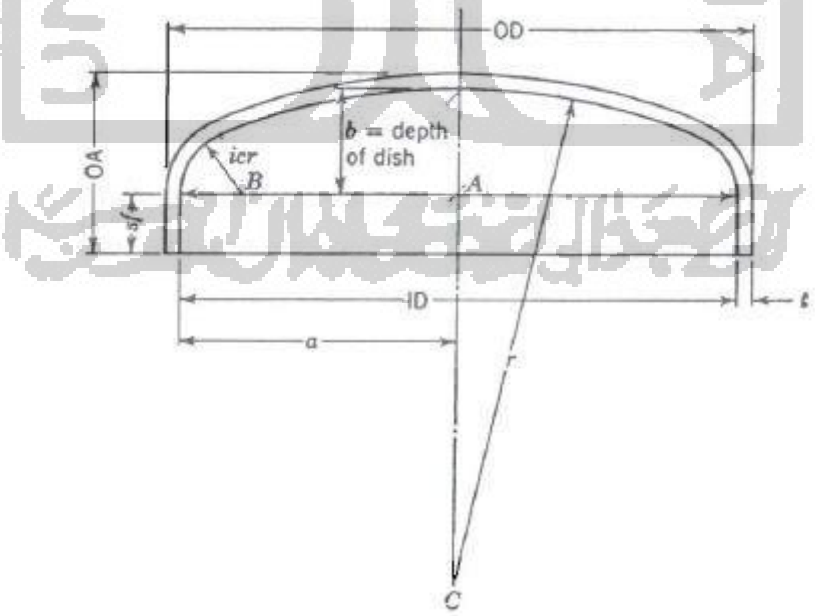
diambil OD standard = 216 in = 5,4684 m

ID = OD – 2t = 215 in = 5,461 m

Menentukan tinggi tangki termasuk head (TH)

Bentuk : *Torespherical head (flange and dishead head)*

Bahan : *Stainless Steel*



Gambar : Hubungan dimensional untuk *flange and dishead head*

- Tebal head

  Berdasarkan tabel 5.7, Brownell & Young, hal 90, didapat:

  i_{cr} = 13 in = 0,3302 m

  r = 170 in = 4,3180 m

  W = 1/4 x $(3+(r_c/ri)^{1/2})$

  Dimana :

  W = *stress intensification factor for torispherical head*

  rc = radius of crown = r = 170 in

  ri = inside corner radius = icr = 13 in = 0,3302 m

  W = $\frac{3+(\frac{170}{13})^{0,5})}{4}$ = 1,65405 in

  th = $\frac{P\ x\ rc\ x\ W}{2\ X\ f\ x\ E - 0{,}2\ x\ P}$ + C = $\frac{33{,}625\ psi\ x\ 170\ in\ x\ 1{,}65405\ in}{2\ x\ 12650\ psi\ x\ 0{,}8 - \ 0{,}2\ 33{,}625\ psi}$ + 0,1250

  = 0,5923 in = 0,0150 m

  dipilih tebal head standar = 0,75 in = 0,01905 m

- Tinggi head

  Berdasarkan tabel 5.6, Brownell & Young, hal 88, untuk tH = 0,75 in :

  Standart straight flange (Sf) = 1,5- 4 in (dipilih Sf = 3,5 in)

  th = 0,75 in

  icr = 13 in

  r = 170 in

  Untuk menghitung tinggi *head* digunakan penjelasan pada *fig*. 5.8,

  Brownell&Young, hal 87 (Gambar 5.1).

a = ID/2 = 211,8793 : 2 = 107,5 in = 2,7305 m

AB = ID/2 – icr = 107,5 in – 13 in = 94,5 in = 2,4003 m

BC = rc – irc = 170 in – 13 in = 157 in = 3,9878 m

AC = $(BC^2 – AB^2)^{1/2}$ = 125,3744 in = 3,1845 m

b = r – AC =170 in – 125,3744 in = 44,62556 in = 1,1335 m

ID = OD – 2th

= 216 in – 2.0,5 in

= 215 in

= 5,4684 m

OA = th + b + sf

= 0,5 in + 1,1335 in + 3,5 in

= 48,875 in = 1,2414 m

- Tinggi tangki termasuk tinggi head dan bottom

Ht = H +2OA

= 10,1335 m + 2.1,2414 m

= 12,6185 m

= 496,7907 in

Perancangan Pengaduk

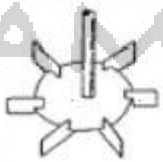
Bahan : *Stainless steel*

Jenis : *Turbin with 6 flat blades* (Gb. 9.2, hal 229, Mc.Cabe dan *Fig* 6.3, hal 147, Treybal)

Alasan pemilihan :

1. Efektif untuk jangkauan viskositas yang cukup luas.

2. Baik untuk tangki kecil maupun besar karena diameternya lebih kecil dari impeller lain
3. Layak secara ekonomis dalam *power*.
4. Tidak merusak partikel yang memiliki viskositas yang cukup besar.



Gambar : *Vertical blade turbine*

- Penentuan dimensi pengaduk
  - Penentuan diameter pengaduk

    Untuk *turbine with 6 flat blade,* **ID/Di = 3** (Brown hal 507)

    dimana : ID = Diameter dalam tangki = 215 in

    Di = Diameter pengaduk = 71,6667 in = 5,9772 ft = 1,8203 m
  - Penentuan lebar blade pengaduk

    Wb = ¼.Di

    = ¼. 71,6667 in

    = 17,9167 in

    = 0,4551 m
  - Penentuan lebar baffle

    Jumlah baffle = 4 buah (Brown, hal 507)

W/D impeller = 0,17 (Brown, hal 507)

Maka lebar baffle = W = 0,17.D impeller

= 0,17 x 71,667 in

= 12,1833 in

= 0,3094 m

- Penentuan offset top dan bottom

Offset top = Di/6 = 11,9444 in

Offset bottom = Di/2 = 35,8333 in

- Penentuan tinggi cairan dalam tangki (ZL)

Zl/Di = 2,7-3,9 (brown hal 507)

Maka diambil nilai ZL/Di = 3

Maka tinggi cairan dalam tangki = Zl = 3 x Di = 215 in = 5,461 m

- Penentuan jarak pengaduk dari dasar tangki

Zi/Di = 0,75 s.d 1,3 (Brown, hal 507)

maka diambil nilai Zi/Di = 1

maka tinggi tepi *blade* dari dasar tangki = Zi = 1,0 x Di = 71,6667 in

- Penentuan jumlah pengaduk dan putaran pengaduk (N)

$$N = \frac{600}{\pi \, x \, Di(ft)} \sqrt{\frac{WELH}{2xDi(in)}}$$

Dimana :

WELH = ZL*sg

Spesific Gravity, sg = $\frac{\rho \text{ campuran}}{\rho \text{ referensi}}$ = $\frac{1101,163}{1000}$ = 1,102

WELH = 215 in x 1,1,02

= 236,75 in

maka, jumlah pengaduk = WELH/ID = 1

Standard = 1 buah

N = 41,1203 rpm

= 0,6853 rps

Dipilih Fixed-speed belt (single reduction gear with V belts)

- Penentuan power pengaduk

Viskositas campuran = 0,2893 km/m.det

Nilai Reynold Number, Re = $\frac{\rho . N . Di^2}{\mu}$

Re = $\frac{1101{,}163 \frac{kg}{m3} x\ 0{,}6853\ rps\ x\ 1{,}8203\ m}{0{,}2893 \frac{kg}{m}.det}$

= 8644,6447

Setelah di plot ke grafik 477 Brown, didapat Po = 7 Hp

$$Power = \frac{\rho N^3 Di^5 Po}{550\ gc}$$

Dimana :

P = 68,7453 lb/ft^3

N = 0,6853 rps

Di = 5,9722 ft

Po = 7 Hp

Gc = 9,8 m/s^2 = 32,1522 ft/s^2

Maka, power = $\frac{68{,}743\ x\ 0{,}6853^3 x\ 5{,}9722^5 x\ 7\ Hp}{550\ x 32{,}1522\ ft/s^2}$

= 66,5525Hp

Efisiensi pengaduk = 0,9

Maka, power = $\frac{66{,}5525\ Hp}{0{,}9}$

= 73,947 Hp

Standard power NEMA = 75 Hp

Perancangan Pendingin

Fungsi : menyerap panas yang dilepaskan reaksi

Media : air

- Pengecekan luas transfer panas pada jaket :

Hot Fluid		Cold Fluid	Diff
30,0000	Higher Temp	29,0000	1,0000
30,0000	Lower Temp	27,0000	3,0000
			-2,0000

$$LMTD = \frac{AT2 - AT1}{lnAT2/AT1}$$

$= \frac{-2}{\ln 1/3}$

= 1,8205 ^{0}C

= 35,2769 ^{0}F

- Menghitung luas transfer panas

Untuk fluida heavy organic dan fluida dingin berupa air, UD = 5-75

Btu.ft2.F.jam (tabel 8 Kern)

Diambil harga UD = 75 Btu/ft^2.F.jam

Q = 7299388,416 Kj = 6918485,306 Btu

$$A = \frac{Q}{Ud\ x\ \Delta TLMTD}$$

$$= \frac{6918485{,}306\ \text{Btu}}{70\frac{\text{Btu}}{\text{ft2}}.\text{F.jam}\ x\ 35{,}2769\ \text{F}}$$

= 2614,928 ft^2

= 242,9248 m^2

- Menghitung luas selubung

  $A = \pi DH$

  = 3,14 x 5,461 m x 5,461 m

  = 93,6429 m^2

- Menghitung luas penampang bawah reactor

  A = (π/4) x D^2

  = (3,14/4) x (5,461 m)^2

  = 23,4107 m^2

Total luas yang tersedia = 93,6429 m^2 + 23,4107 m^2 = 117,053 m^2

Dikarenakan A kebutuhan > A tersedia, maka digunakan koil

Perancangan Koil Pendingin pada Reaktor

- jumlah air pendingin yang dibutuhkan = 171357,6231 kg/jam = 377843,6 lb/jam = 6918485,306 Btu/jam
- T rata-rata = 28 ^{0}C = 82,4 ^{0}F
- Sifat fisis air pada suhu 28 ^{0}C :

  Cp = 14,1991 kJ/kg . ^{0}C = 0,0034 Btu/lb.F

  ρ = 1024,8469 kg/m^3 = 63,95 lb/ft^3

  μ = 0,8545 cP = 2,0678 lb/ft.jam

  k = 0,6112 W/m.K = 0,3533 Btu/h.ft.F

- Kecepatan volumetrik air

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

$$Qv = \frac{m\ air}{\rho\ air} = \frac{171357{,}6231\ kg/jam}{1024{,}847\ kg/m^3} = 167{,}203 m^3/jam$$

- Menentukan Diameter Mininum Koil

Untuk aliran dalam koil/tube, batasan kecepatan antara 1,5-2,5 m/s (coulson pg. 527)

Kecepatan air pendingin = 2,5 m/s = 9000 m/jam

Debit air pendingin = 167,203 m^3/jam

Luas penampang (A) $= \frac{Debit\ air\ pendingin}{Kecepatan\ air\ pendingin} = \frac{167{,}203\ m^3/jam}{9000\ m/jam}$

= 0,0186 m^2 = 0,2 ft^2 = 28,7961 in^2

Luas Penampang (A) $= \frac{\pi . ID^2}{4}$

ID $= \sqrt{\frac{4\ .\ Luas\ Penampang}{\pi}}$

$= \sqrt{\frac{4\ .\ 0{,}0186}{\pi}}$

= 0,1538 m = 6,0566 in

Dipilih diameter standar (Kern, tabel 11 hal. 844)

Nps	= 14 in
Schedule Number	= 30
OD	= 14 in = 1,1667 ft
ID	= 13,25 in = 1,1042 ft
Luas Penampang (A')	= 138 in^2 = 0,9583 ft^2

Luas perpan/panjang (a") = 3,665 ft^2/ft

Menentukan hi

Cp = 14,1991 kJ/kg . ^{0}C = 0,0034 Btu/lb.F

ρ = 1024,8469 kg/m^3 = 63,95 lb/ft^3

μ = 0,8545 cP = 2,0678 lb/ft.jam

k = 0,6112 W/m.K = 0,3533 Btu/h.ft.F

$$Gt = \frac{kec.aliran\ massa}{Luas\ penampang} = \frac{377843{,}6\ \text{lb/jam}}{0{,}9583\ ft^2} = 394271{,}5396\ \frac{lb}{ft^2.jam}$$

$$v = \frac{Gt}{\rho} = \frac{394271{,}5396 \frac{lb}{ft^2.jam}}{63{,}95\ \text{lb}/ft^3} = 6165{,}266 ft/jam$$

Bilangan Reynold Fluida dalam pipa adalah:

$$NRe = \frac{Di\ .Gt}{\mu}$$

$$NRe = \frac{1{,}1042\ \text{ft}\ .394271{,}5396 \frac{lb}{ft^2.jam}}{2{,}0678 \frac{\text{lb}}{\text{ft}}.\text{jam}}$$

$$NRe = 210531{,}1799$$

f = 0,00014 (kern fig. 26 hal 836)

jh = 620 (kern fig.28 hal 838)

Menentukan hi

$$hi = \frac{jH\ .D}{k}\left(\frac{cp\ .\mu}{k}\right)^{-1/3}\left(\frac{\mu}{\mu\ .w}\right)^{-0{,}14}$$

dari data diatas diperoleh nilai hi = 237,6078 Btu/(ft^2.F.jam)

Koefisien trasfer panas dari pipa ke luar pipa adalah

$$hio = hi\frac{ID}{OD}$$

diperoleh nilai hio = 224,8788 Btu/(ft^2.F.jam)

Untuk koil, harga hio dikoreksi dengan faktor koreksi sebagai berikut :

$$hio_{koil} = hio_{pipa}\left(1 + 3{,}5\frac{D_{koil}}{D_{spesifikasi}}\right)$$

diketahui diameter spiral atau heliks koil = 0,7-0,8 Dt (Rase,1997)

D spiral koil = 0,8 x 17,917 ft = 14,3333 ft

$$hio_{koil} = 224{,}8788 \text{ Btu/(ft2. F. jam)}\left(1 + 3{,}5\frac{1{,}1042\ ft}{14{,}333\ ft}\right)$$

$$hio_{koil} = 285{,}511\ Btu/(ft2.F.jam)$$

Menentukan ho

ho = 0,00265 x Nre (kern, fig 20.5 hal 772)

= 0,00265 x 210531,1799

= 557,9076 Btu/(ft^2.F.jam)

Maka nilai UC dan UD

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

Uc = 188,8609 Btu/(ft^2.F.jam)

Nilai Rd diizinkan = 0,001 – 0,003 (kern, fig 12 hal 846)

Diambil Rd = 0,001

$$Ud = \frac{1}{\frac{1}{Uc} + Rd}$$

UD = 158,859 Btu/(ft^2.F.jam)

Menentukan luas perpindahan panas

$$A = \frac{Q}{UD\ x\ \Delta T\ LMTD}$$

$$A = \frac{6918485{,}306 \text{ Btu/jam}}{158{,}859\frac{\text{Btu}}{\text{ft2.F.jam}}\ x\ 35{,}2769\ F}$$

A = 2242,4861 ft^2

Menentukan panjang koil

L = A/a”

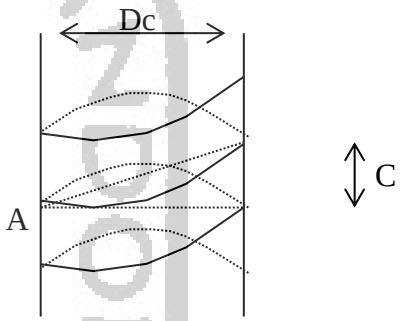
= 2242,4861 ft^2 / 3,665 (ft^2/ft)

= 611,862 ft

Menentukan volume koil dan jumlah lengkungan koil

$V = \frac{\pi}{4} OD^2 L$

$V = 653{,}7610\ ft^3$



Dc = 0,8 x (ID tangki reaktor)

= 0,8 x 215 in

= 172 in

AB = ID

BC = X = 0,3 D (diambil X= 0,3 D)

X = 0,3 x 14 in

= 4,2 in

= 0,35 ft

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

$AC = \sqrt{(ID^2) + (X^2)}$

Panjang 1 lilitan:

Keliling lilitan = 1/2 putaran miring + 1/2 putaran datar

Keliling lilitan = ½π(Dc) + ½π(AC)

Keliling lilitan = 274,59 ft

= 3295,079 in

= 83, 695 m

Menghitung Banyak Lilitan

$$N_{Lilitan} = \frac{L_{pipa\ kecil}}{Keliling\ Lilitan}$$

$$= \frac{611{,}865\ ft}{274{,}59\ ft}$$

= 9.63

Maka jumlah lilitan = 10 lilitan

Menentukan tinggi tumpukan dan tinggi cairan setelah ada koil

Tinggi tumpukan koil = (N lilitan – 1)x + N lilitan . OD

= (10-1).0,35 ft + 10 . 1,1667 ft

= 14, 8167 ft

= 4,516 m

= 177,8 in

Tinggi cairan dalam shell akan naik karena volume dari koil

Volume cairan = 207, 8984 m^3

Volume koil = 3,465 m^3

A dalam shell = 23,4107 m^2

Tinggi cairan setelah ditambah koil (Zc)

$$Zc = \frac{V\ cairan\ dlm\ shell + V.koil}{A\ shell}$$

$$Zc = \frac{207{,}8984\ m^3 + 3{,}465 m^3}{23{,}4107 m^2}$$

$$Zc = 9{,}0285\ m$$

Jarak dari dasar tangki ke bagian bawah koil (hk)

$$hk = \frac{Tinggi\ cairan\ setelah\ ada\ koil - tumpukan\ koil}{2}$$

hk = (9,0285 m – 4,516 m)/2

hk = 2,256 m

b+sf = 1,229 m

Maka koil tercelup semua pada shell

Penentuan Jumlah Reaktor Batch

Waktu Pengisian Reaktor = 6 jam

Waktu Reaksi = 30 jam

Waktu Pengosongan = 6 jam

Waktu Siklus = Waktu Pengisian Reaktor + Waktu Reaksi+ Waktu Pengosongan

Waktu Siklus = 6 jam + 30 jam + 6 jam

= 42 jam

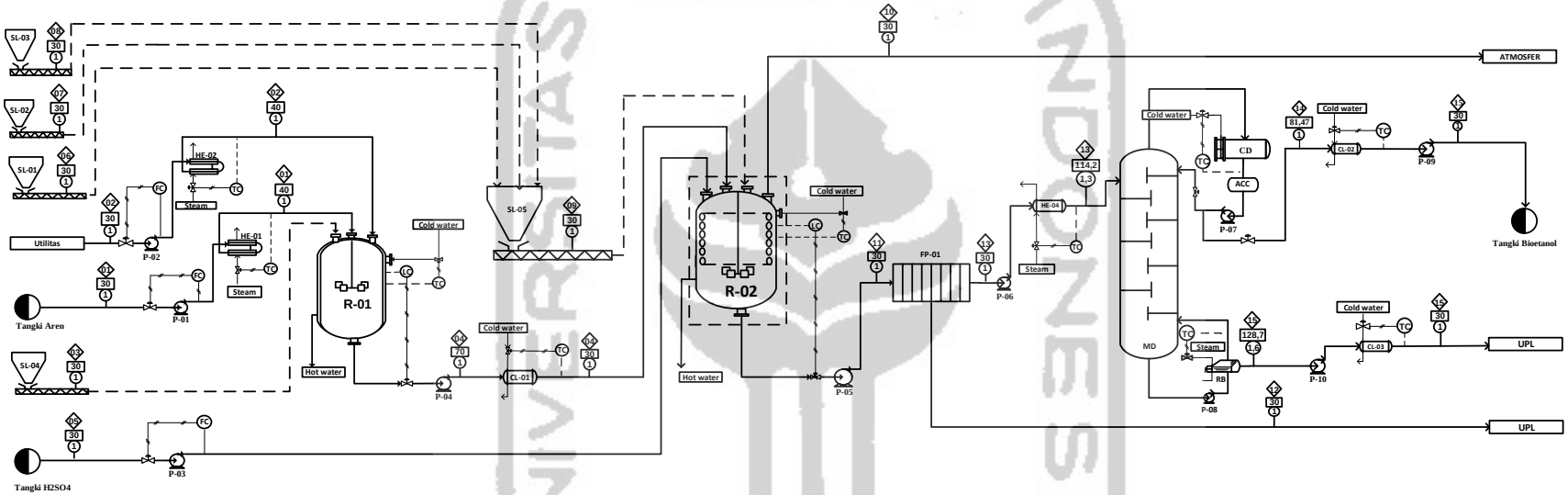
Penjadwalan Reaktor

Waktu pengisian	6	jam
Waktu Reaksi	30	jam
Waktu Pengosongan	6	jam

Reaktor	Waktu																			
	6	12	18	24	30	36	42	48	54	60	66	72	78	84	90	96	102	108	114	120
1																				
2																				
3																				
4																				
5																				
6																				
7																				

Process Engineer Flow Diagram

PraRancangan Pabrik Bioetanol dari Nira Aren (*Arrenga Pinnata*) Dengan Kapasitas 20.000 Ton/Tahun



Komponen	Masuk (kg/jam)														
	F1	F2	F3	F4	F5	F6	F7	F8	F9	F10	F11	F12	F13	F14	F15
Air	18784.65	34073.26						52310.22		52310.22	3661.72	48648.51	48648.5078	126.2626263	48522.25
Sukrosa	10839.70							433.59		433.59	433.59				
Protein	59.38							59.38		59.38	59.38				
Lemak	5.94							5.94		5.94	5.94				
Glukosa								164.31		164.31	11.50	152.81	152.8055091		152.81
Fruktosa								5476.90		5476.90	5476.90				
Enzim Invertase			23.19					23.19		23.19	23.19				
Urea				211.24				211.24		211.24	211.24				
Asam Sulfat					144.88			144.88		144.88	144.88				
Amonium Sulfat						4.82		4.82		4.82	4.82				
Etanol								2715.33		2715.33	190.07	2525.25	2525.252525	2398.989899	126.26
Saccromices Cerevisae							264.05	264.05		264.05	264.05				
Karbon dioksida									2597.27	61813.83	61813.83	0.00			
Total	29689.67	34073.26	23.19	211.24	144.88	4.82	264.05	61813.83	2597.27	123627.66	72301.09	51326.57	51326.56584	2525.252525	48801.31

Simbol	Keterangan
◇	Nomor Arus
○	Tekanan, atm
▭	*Temperature, °C*
⋈	*Gate Valve*
—	*Piping*
·····	*Signal Electric*
//	Udara Tekan
FC	*Flow Control*
LC	*Level Control*
TC	*Temperature Control*

ALAT	KETERANGAN
SL	SILO
T	TANGKI
R	REAKTOR
SC	SCREW CONVEYOR
FP	FILTER PRESS
HE	HEATER
CL	COOLER
MD	MENARA DESTILASI
CD	KONDENSOR
RB	REBOILER
P	POMPA
ACC	AKUMULATOR

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK BIOETANOL DARI NIRA AREN
KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

Dikerjakan oleh:
1. M.YUSUF ZAKARIA (15521240)
2. RIFKI ADITYA NUR FEBRIANTO (15521266)

Dosen pembimbing:
1. Dr. Ir. FARHAM H M SALEH. MSIE
2. ACHMAD CHAFIDZ MAS SAHID , S.T., M.Sc.

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Muhammad Yusuf Zakaria
   No. MHS : 15521240
2. Nama Mahasiswa : Rifki Aditya Nur Febrianto
   No. MHS : 15521266

Judul Prarancangan)* : Pra Rancangan Pabrik Bioetanol Dari Nira Aren Dengan Kapasitas 20.000 ton / tahun

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019

Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	21 - 03 - 2019	Konsultasi Judul Tugas Akhir	
2	04 - 04 - 2019	Konsultasi kapasitas perancangan pabrik	
3	28 - 06 - 2019	Konsultasi Neraca massa	
4	10 - 07 - 2019	Konsultasi Neraca massa	
5	24 - 07 - 2019	Konsultasi Neraca massa	
6	19 - 08 - 2019	Konsultasi Neraca panas	
7	26 - 08 - 2019	Konsultasi Neraca panas	
8	28 - 08 - 2019	Konsultasi perancangan Alat	
9	09 - 10 - 2019	Bimbingan untuk Pra Sidang	
10			

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 02 NOVEMBER 2019

Pembimbing,

Achmad Chafidz M. S., S.T., M.Sc.

)* **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 : Muhammad Yusuf Zakaria
   No. MHS : 15521240
2. Nama Mahasiswa : Rifki Aditya Nur Febrianto
   No. MHS : 15521266

Judul Prarancangan)* : PRA RANCANGAN Pabrik Bioetanol dari NIPA ACEH dengan kapasitas 20.000 Ton/Tahun

Mulai Masa Bimbingan : 05 Oktober 2019

Batas Akhir Bimbingan : 02 April 2020

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	22-04-2019	Konsultasi Judul Tugas Akhir	
2	05-06-2019	Konsultasi Kapasitas Perancangan Pabrik	
3	28-06-2019	Konsultasi Neraca massa	
4	10-07-2019	Konsultasi Neraca Massa	
5	29-07-2019	Konsultasi Neraca Massa	
6	14-08-2019	Konsultasi Neraca Panas	
7	20-08-2019	Konsultasi Perancangan Alat	
8	21-05-2019	Konsultasi Pra Sidang	
9	06-11-2019	Bimbingan Laporan Sebelum Sidang	
10			

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 8 Nov 2019

Pembimbing

Dr. Ir. Farham H M Saleh, MSIE.

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

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