LAMPIRAN A

PERHITUNGAN REAKTOR

Fermentor

Fungsi : Untuk memfermentasikan larutan molase dengan bakteri *Lactobacillus Delbrueckii*

Jenis : Reaktor *Batch* dengan jaket pemanas

Kondisi Operasi : Endotermis

$T = 50\ ^0C$

$P = 1$ Atm

A. MENGHITUNG KECEPATAN VOLUMETRIS UMPAN

Reaksi 1 :

$H_2SO_{4\,(l)} + Ca(OH)_{2\,(s)} \longrightarrow CaSO_{4\,(s)} + 2H_2O_{\,(l)}$

Reaksi 2 :

$C_6H_{12}O_{6\,(l)} \longrightarrow 4CH_3CHOHCOOH_{\,(l)}$

Reaksi 3 :

$4\ CH_3CHOHCOOH_{(l)} + Ca(OH)_2 \rightarrow 2Ca(CH_3CHOHCOO)_{2(l)} + 4H_2O_{(l)}$

Tabel A.1 Data Komponen Fermenter

Komponen	**Massa (Kg)**	**Fraksi**	**Rho (lt)**	**Vol. Camp (l)**
Monosakarida	189,6705	0,0552	1,0476	99,9705
Sukrosa	48,9463	0,0014	1,1526	0,0605
Air	18957,9142	0,5519	1,3987	7480,8536
Non Sugar	339,9051	0,0099	0,3360	10,0106
H_2SO_4	441,9822	0,0129	1,2868	4,4197
Biomasa	34,0207	0,0010	5,6620	0,0060
Asam Laktat	193,8819	0,0056	1,4018	0,7807
Kalsium Sulfat	2,1469	0,0018	2,3200	0,0485
Diamonium Fosfat	322,3142	0,0094	0,9985	3,0290
$Ca(OH)_2$ I	309,5720	0,0901	2,2100	126,3147
Air $Ca(OH)_2$ I	344,0636	0,0100	1,3987	2,4640
$Ca(OH)_2$ II	7749,6388	02256	2,2100	791,1510
Air $Ca(OH)_2$ II	861,0760	0,0251	1,3987	15,4331
Total	34349,1775	1		8534,5418

B. MENGHITUNG KONVERSI

Rho = m/v = 4,0247 kg/l

= 4024,7243 kg/m3

Massa feed masuk = 34349,1775 kg/jam

Massa Monosakarida hari ke 0 = 1896,705 kg/jam

NA_o = 10,5370 Kmol/jam

Massa Monosakarida hari ke 1 = 151,7336 kg/jam

NA_1 = 0,8429 kmol/jam

Massa Monosakarida hari ke 2 = 94,8335 kg/jam

NA_2 = 0,5826 Kmol/jam

Massa Monosakarida hari ke 3 = 56,9001 kg/jam

NA_3 = 0,3161 Kmol/jam

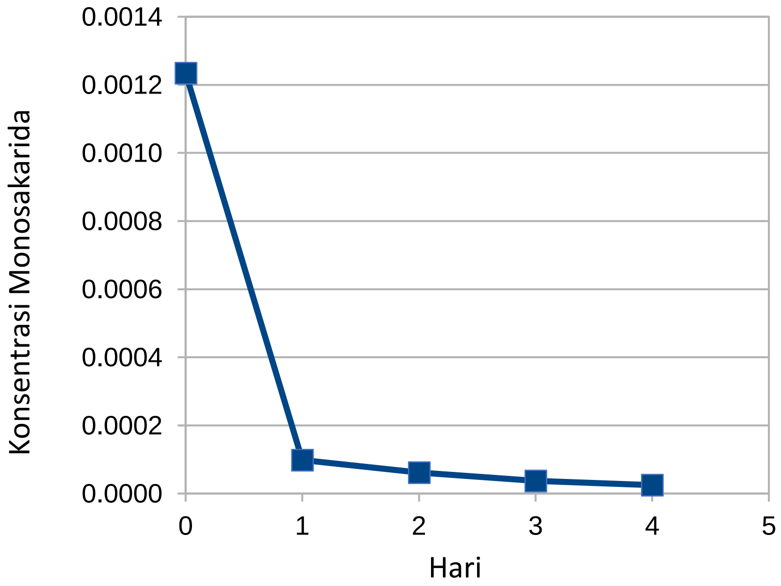
Massa Monosakarida hari ke 4 = 37,9334 Kg/jam

NA_4 = 0,2331 Kmol/jam

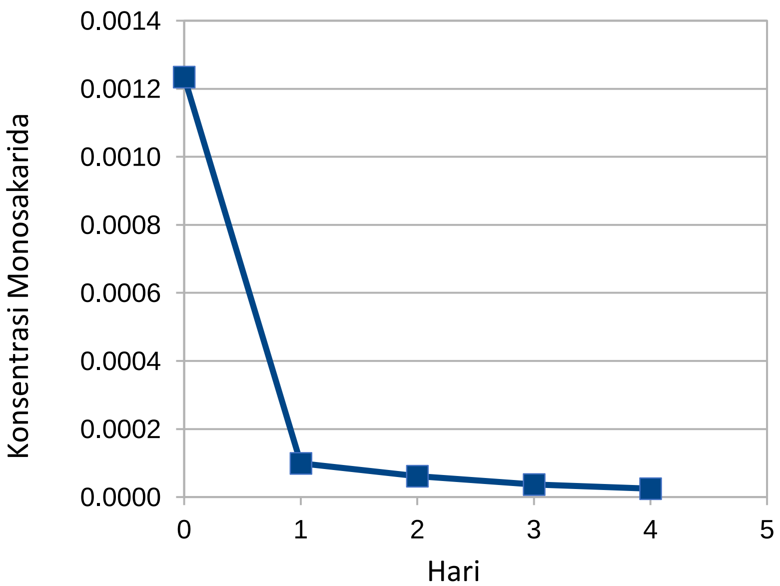
Tabel A.2 Penentuan Konversi

t (hari)	% Gula	Cao Kgmol/L	Massa (kg)	Ca	X
0	7	0,001234637	2097,5582	0,00123464	0,0000
1	8	9,87709E-05	167,8047	0,00009877	0,9200
2	5	6,17318E-05	104,8779	0,00006173	0,9500
3	3	3,70391E-05	62,9267	0,00003704	0,9700
4	2	2,46927E-05	41,9512	0,00002469	0,9800

Sumber : (*Presscott and Dun,* Fig. 54, hal 317)



Gambar A.1 Konversi Reaksi vs Waktu Fermentasi



Gambar A.2 Konsenstrasi Monosakarida vs Waktu Fermentasi

C. PENJADWALAN DAN JUMLAH REAKTOR

n\t	2	4	6	8	10	12	14	16	18	20	22	24	26	28	30	32	34	36	38	40	42	44
1	*	*	*	*	*	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	#	#	#	#	#
2	#	#	#	#	#	*	*	*	*	*	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
3	8	9	10	11	12	#	#	#	#	#	*	*	*	*	*	1	2	3	4	5	6	7
4	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	#	#	#	#	#	*	*	*	*	*	1	2
5	*	*	*	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	#	#	#	#	#	*	*

Gambar A.3 Penjadwalan Reaktor Kultur

Keterangan :

* = waktu pengisian

\# = waktu pengosongan

n\t	4	8	12	16	20	24	28	32	36	40	44	48	52	56	60	64	68	72	74	78	82	86	90	94	98	102	106	110	114	118	122	126	130	134	138	142	146	150
1	*	*	*/2						2/#	#	#	4	8	12	16	20	24	28	32	36	40	44	48	52	56	60	64	68	72	76	80	84	88	92	96	E	E	E/2
2	E	E	2/*	*	*							#	#	#/2	6	10	14	18	22	26	30	34	38	42	46	50	54	58	62	66	70	74	78	82	86	90	94	96/E
3	92	96	E	E	E/2	*	*	*/2						2/#	#	#	4	8	12	16	20	24	28	32	36	40	44	48	52	56	60	64	68	72	76	80	84	88
4	80	84	88	92	96/E	E	E	2/*	*	*							#	#	#/2	6	10	14	18	22	26	30	34	38	42	46	50	54	58	62	66	70	74	78
5	72	76	80	84	88	92	96	E	E	E/2	*	*	*/2						2/#	#	#	4	8	12	16	20	24	28	32	36	40	44	48	52	56	60	64	68
6	60	64	68	72	76	80	84	88	92	96/E	E	E	2/*	*	*							#	#	#/2	6	10	14	18	22	26	30	34	38	42	46	50	54	58
7	52	56	60	64	68	72	76	80	84	88	92	96	E	E	E/2	*	*	*/2						2/#	#	#	4	8	12	16	20	24	28	32	36	40	44	48
8	40	44	48	52	56	60	64	68	72	76	80	84	88	92	96/E	E	E	2/*	*	*							#	#	#/2	6	10	14	18	22	26	30	34	38
9	32	36	40	44	48	52	56	60	64	68	72	76	80	84	88	92	96	E	E	E/2	*	*	*/2						2/#	#	#	4	8	12	16	20	24	28
10	20	24	28	32	36	40	44	48	52	56	60	64	68	72	76	80	84	88	92	96/E	E	E	2/*	*	*							#	#	#/2	6	10	14	18
11	12	16	20	24	28	32	36	40	44	48	52	56	60	64	68	72	76	80	84	88	92	96	E	E	E/2	*	*	*/2						2/#	#	#	4	8
12	#/2	6	10	14	18	22	26	30	34	38	42	46	50	54	58	62	66	70	74	78	82	86	90	94	96/E	E	E	2/*	*	*							#	#
13	2/#	#	#	4	8	12	16	20	24	28	32	36	40	44	48	52	56	60	64	68	72	76	80	84	88	92	96	E	E	E/2	*	*	*/2					
14				#	#	#/2	6	10	14	18	22	26	30	34	38	42	46	50	54	58	62	66	70	74	78	82	86	90	94	96/E	E	E	2/*	*	*			
15						2/#	#	#	4	8	12	16	20	24	28	32	36	40	44	48	52	56	60	64	68	72	76	80	84	88	92	96	E	E	E/2	*	*	*/2

Gambar A.4 Penjadwalan Fermentor

Keterangan :

* = waktu pengisian

\# = waktu pengisian dari reaktor kultur

E = waktu pengosongan fermentor

D. PERANCANGAN FERMENTOR

1. Menentukan Volume Fermentor

F = Laju Massa (umpan masuk reaktor, kg/jam)

F = 34349,1775 kg/jam

Densitas larutan (kg/m^3) = 4024,7243 kg/m^3

Laju volumetrik (Fv) :

Fv = jumlah massa total / densitas = 8,5345 m^3/jam

Volume cairan = Fv x t

Dimana, t = waktu operasi, jam

Sehingga, Volume cairan = 819,310 m^3

Volume maksimum reaktor *batch* = 60.000 gal = 272,7654 m^3

Volume cairan / jumlah reaktor = 819,310 m^3/ 15 = 54,211 m^3

Volume Fermentor = 54,211 m^3 x *over design* 20% = 54,7654 m^3

2. Menentukan Diameter dan Tinggi Fermentor

Dipilih reaktor berbentuk silinder tegak, dari persamaan 3.1 Brownell & Young, diperoleh :

$$V = \frac{1}{4}\,\pi\,D^2\,H$$

Sehingga diperoleh persamaan: D = $\sqrt[3]{\frac{4\,.\,V}{\pi}}$

Dengan V = 54,211 m^3 , maka diperoleh :

H = 4,1130 m, tinggi standar = 4,8768 m = 16 ft = 191,9996 in

D = 4,1130 m = 13,4940 ft = 161,9305 in

3. Menentukan Tebal Dinding (*Shell*) Fermentor

Untuk menghitung tebal *shell* dibutuhkan data-data sebagai berikut :

a. Bahan yang digunakan = *Stainless Steel grade* D *type* 430 (Brownell & Young, App. D, *Item* 4, hal 342)

b. Tegangan maksimum yang diperbolehkan = 17500 psi

c. Pengelasan = *Double welded butt joint*

d. Faktor pengelasan = 80% (Brownell & Young, Tabel 13.2, hal 254)

e. Faktor korosi = 0,125 (Timmerhouse, Tab.6, hal 542)

Penentuan Tekanan Desain :

a. P hidrostatis = densitas (kg/m^3). g (m/s^2) . Z (m)

P hidrostatis = 27,8984 psia

b. P operasi = P udara luar + P hidrostatis

P operasi = 42,5984 psia

c. P desain = 1,2 . P operasi

P desain = 36,4181 psia

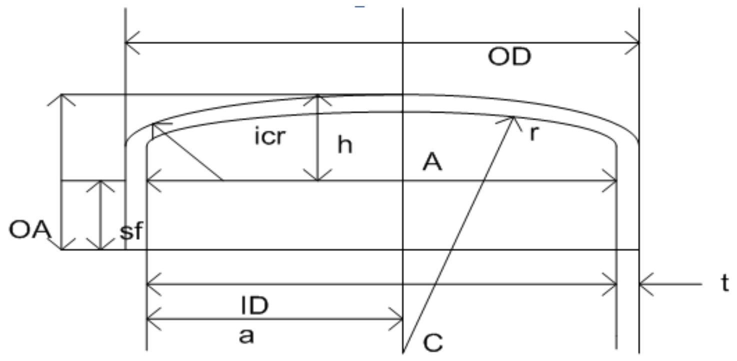
ri = $\frac{D}{2}$ = 87,7284 in

t *shell* = $\frac{P\ .ri}{f.E-0{,}6\ P}$ + C (Brownell & Young, Eq. 13-12)

t *shell* = 0,3359 in

Digunakan tebal standar = 3/8 in (Brownell & Young Tab 5.7)

4. Perancangan *Head* Fermentor



(Brownell & Young, hal 87)

a. Untuk menghitung tebal *head* dibutuhkan data-data sebagai berikut :

- Bentuk = *Torispherical head and bottom*, karena tekanan operasi < 15 bar (Brownell & Young, hal 87)
- Bahan yang digunakan = *Stainless Steel grade* D *type* 430 (Brownell & Young, App. D, *Item* 4, hal 342)
- Tegangan maksimum yang diperbolehkan = 17500 psi
- Pengelasan = *Double welded butt joint*
- Faktor pengelasan = 80% (Brownell & Young, Tabel 13.2, hal 254)
- Faktor korosi = 0,125 (Timmerhouse, Tab.6, hal 542)

ID = 161,9306 in

OD = ID + 2(t) = 162,6806 in, diambil OD standar 180 in

t *head* = $\frac{0,885\ .\ P\ .\ rc}{(f.E-0,1\ P)}$ + C (Brownell & Young, Eq. 13-12)

t *head* = 0,5165 in

Digunakan tebal standar = 5/8 in (Brownell & Young Tab 5.7)

Untuk t *head* sebsar standar tersebut, sf yang didapat sebesar

Standard flange = 1,5 – 3,5 in, sf diambil = 3 in

b. Menentukan ukuran *head* :

Dimana:

rc (*radius of crown*) = 170 in

P (tekanan desain) = 36,4181 psia

Icr (*inside corner radius*) = 11 in

a = ID/2 = 80,9653 in

AB = a – icr = 69,9653 in

BC = r – icr = 159 in

AC = $\sqrt{BC^2 - AB^2}$ = 142,7790 in

b = r – AC = 30,8460 in

OA = sf + b + th = 30,8460 in = 0,7835 m

c. Menentukan volume total :

Volume sf *head* = 0,000049 . ID^3 = 208,0572 in^3

= 0,03409 m^3

Volume *head* total = Volume sf *head* + $\frac{\pi}{4}\ ID^2\ sf$

Volume *head* total = 10,1533 m^3

Volume total = Vol fermentor + 2 . vol *head* total

= 85,8519 m^3

d. Menentukan tinggi total fermentor dan luas penampang :

Tinggi fermentor total = Tinggi shell + 2 . OA = 5,6800 m

Luas penampang = $\frac{\pi}{4}\ (D^2) = 14{,}2018\ m^2$

5. Menentukan ukuran pengaduk :

Dipakai pengaduk tipe *propeller* dengan *four-bladed flat paddle* dengan 4 *baffles* karena viskositas dibawah 3000 cp (Geankoplis, Fig 3.4 - 3)

Diketahui :

Da = diameter *agitator*

Dt = diameter tangki

H = tinggi cairan

W = tebal *agitator*

L = tinggi pengaduk

C = jarak pengaduk ke dasar tangki

(Geankoplis, Fig 3.4 - 2)

Da / Dt = 0,3 – 0,5

Da = 1,2339 m

W / Da = 0,2

W = 0,2468 m

C / Dt = 0,33

C	= 1,3573 m
L / Da	= 0,3085 m
H / Dt	= 1
H	= 4,1130 m

6. Menentukan kecepatan pengaduk

$$\frac{WELH}{2\,Di} = \left[\frac{H\,.Di\,.N}{600}\right]^2$$ (HF. Rase, Eq 8 – 8, hal 345)

Dimana :

WELH	= *Water Equipment Liquid Height*
Di	= Diameter pengaduk
N	= Kecepatan putaran pengaduk
H	= Tinggi pengaduk
Zl	= Tinggi cairan
WELH	= Zl x s.g = 4,1541 m
N	$= \frac{600}{\pi\,.\,Di}\sqrt{\frac{WELH}{2\,Di}}$ = 1,2409 rpm = 1,0206 rps

7. Menentukan Bilangan Reynold

$$Nre = \frac{N\,.\,Di^2\,\rho}{\mu} = 1.203.336{,}1708$$

Karena Nre > 2.100 maka aliranya *turbulen*, dengan menggunakan kurva Geankoplis (Fig. 3.4 – 4, hal 145), didapat Np = 0,35

8. Menentukan *Power* Pengaduk

P = $\frac{NP \,.\, N^2 \,.\, Di^5 \,.\, \rho\ campuran}{Gc}$ = 1.001,2787 ft lbf/s

P = 2,0131 Hp

Efisiensi = 80% (Timmerhouse, Fig.1438)

Sehingga P = 2,5064 Hp, diambil *power* standar 2,5 Hp

9. Baffle

Dipakai 4 buah *baffles*

Lebar baffle = 0,1 . Dt = 0,4113 m

Tinggi baffle = 3,9014 m

E. NERACA PANAS FERMENTOR

Tabel A.4 Entalpi Bahan Masuk Dari Reaktor Hidrolisa

Komponen	**Massa (kg)**	**Mol**	**Cp (kj/kmol.K)**	**Q1 (kj)**
Monosakarida	1896,6705	10,5370	1,0418	274,4465
Sukrosa	48,9463	0,1431	0,2617	0,9362
Air	16773,4138	931,8563	0,0751	1750,7194
Non Sugar	305,9146	7,1143	0,1332	23,6978
H_2SO_4	438,0881	4,4703	0,1435	16,0335
Total	19463,0333		1,6554	2065,8354

Kondisi Operasi : T Referensi = 25 0C

T Feed Masuk = 50 0C

Tabel A.5 Entalpi Masuk dari Tangki Kultur

Komponen	Massa (kg)	Mol	Cp (kj/kmol.K)	Q2 (Kj)
Air	2184,5004	121,3611	0,0751	228,0065
Biomasa	34,0207	1,4791	0,1382	5,1120
Non Sugar	33,9905	0,7904	0,1332	2,6331
Asam Laktat	193,8819	2,1542	0,0662	3,5657
Kalsium Sulfat	62,1469	0,4569	0,0811	0,9270
H_2SO_4	3,8941	3,8941	0,1435	0,1425
Total	2512,4345		0,6375	240,3869

Kondisi Operasi : T Referensi = 25^{o}C

T Feed Masuk = 50^{o}C

Tabel A.6 Entalpi Penambahan dari Silo dan Tangki Penyimpanan

Komponen	Massa (kg)	Mol	Cp (kj/kmol.K)	Q3 (Kj)
Diamonium Fosfat	322,3142	2,4418	0,0851	1,0386
$Ca(OH)_2$ I	3096,5720	41,8456	0,0473	9,8964
Air $Ca(OH)_2$ I	344,0636	19,1146	0,0751	7,1823
$Ca(OH)_2$ II	7749,6838	104,7255	0,0473	24,7673
Air $Ca(OH)_2$ II	861,0760	47,8376	0,0751	17,9749
Total	12373,7096		0,3300	60,8596

Kondisi Operasi : T Referensi = 25^{o}C

T Feed Masuk = 30^{o}C

Tabel A.7 Entalpi Bahan Keluar Fermentor

Komponen	Massa (kg)	Mol	Cp (kj/kmol.K)	Q4 (Kj)
Air	20735,9384	1151,9966	0,0751	2164,3066
Kalsium Laktat	2485,9496	11,4034	0,0662	18,8751
Biomasa	443,2147	19,2702	0,1382	66,5985
Non Sugar	339,9051	339,9051	0,1332	26,3308
Kalsium Sulfat	675,5099	675,5099	0,0811	10,0760
$Ca(OH)_2$	9668,6597	9668,6597	0,0473	154,5011
Total	34349,1775		0,5413	2440,6882

Kondisi Operasi : T Referensi = 25°C

T Feed Masuk = 50°C

Panas Reaksi yang Terjadi pada Fermentor :

Reaksi 1 : $H_2SO_{4\,(l)} + Ca(OH)_{2\,(s)} \longrightarrow CaSO_{4\,(s)} + 2\, H_2O_{\,(l)}$

Data Panas ΔHf (Hougen, Tab. XI, hal 168 – 170) :

ΔHf $Ca(OH)_2$ = - 235800 kkal/kmol

ΔHf H_2O = - 68317,4 kkal/kmol

ΔHf H_2SO_4 = - 1963690 kkal/kmol

ΔHf $CaSO_4$ = - 342420 kkal/kmol

Dari neraca massa:

H_2SO_4 bereaksi = 4,9877 kmol

$CaSO_4$ terbentuk = 4,9877 kmol

$Ca(OH)_2$ bereaksi = 4,9877 kmol

H_2O terbentuk = 9,9754 kmol

Kapasitas Panas Produk :

Cp $CaSO_4$ = 0,0811 J/mol K

Cp H_2O = 0,075 J/mol K

Kapasitas Panas Reaktan :

Cp H_2SO_4 = 0,0108 J/mol K

Cp $Ca(OH)_2$ = 0,0473 J/mol K

ΔH reaksi pada 25 ^oC = ΔH produk - ΔH rektan (Hougen, hal 347)

ΔH reaksi pada 25 ^oC = [(1. ΔHf $CaSO_4$) + (2 . ΔHf H_2O) – (1. ΔHf $Ca(OH)_2$) +(1. ΔHf H_2SO_4)] . mol $CaSO_4$

ΔH reaksi pada 25 ^oC = 8581024, 51 kkal = 35.903.006,54 kJ

ΔH produk = m . Cp . ΔT = 10,1180 + 18,7412 = 28,8592 kJ

ΔH reaktan = m . Cp . ΔT = 13,5458 + 5,8979 = 19,4437 kJ

ΔH reaksi 1 = ΔH produk - ΔH reaktan + ΔH reaksi pada 25 ^oC

ΔH reaksi 1 = 35.903.015,9593 kJ

Reaksi 2 :

$2\ C_6H_{12}O_6\ _{(l)} \longrightarrow 4\ CH_3CHOHCOOH\ _{(l)}$

Data Panas ΔHf (Hougen, Tab. XI, hal 171) :

ΔHf (CH3CHOHCOOH) = - 161307,6 kkal/kmol

Dari Neraca Massa :

$C_6H_{12}O_6$ bereaksi = 11,4200 kmol

As. Laktat terbentuk = 22,8400 kmol

Kapasitas Panas Produk :

Cp $CH_3CHOHCOOH$ = 0,1381 J/mol K

Kapasitas Panas Reaktan :

Cp $C_6H_{12}O_6$ = 1,0418 J/mol K

ΔH reaksi pada 25 °C = ΔH produk - ΔH rektan (Hougen, hal 347)

ΔH reaksi pada 25 °C = [1. (ΔHf $CH_3CHOHCOOH$) – 2 . (ΔHf $C_6H_{12}O_6$)] . Mol Asam Laktat

ΔH reaksi pada 25 °C = -977555,3538 kkal = - 4090091,600 kJ

ΔH produk = m . Cp . ΔT = 78,8989 kJ

ΔH reaktan = m . Cp . ΔT = 297,4444 kJ

ΔH reaksi 2 = ΔH produk - ΔH reaktan + ΔH reaksi pada 25 °C

ΔH reaksi 2 = - 4090310,1460 kJ

Reaksi 3 :

$4CH_3CHOHCOOH_{(l)} + 2Ca(OH)_2 \rightarrow 2Ca(CH_3CHOHCOO)_{2(l)} + 4H_2O_{(l)}$

Data Panas ΔHf (Hougen, Tab. XI, hal 317) :

ΔHf H^+ = 0,0000 kkal/kmol

ΔHf ($Ca(CH_3CHOHCOO)_2$) = - 582155 kkal/kmol

Dari Neraca Massa :

($CH_3CHOHCOOH$) bereaksi = 25,2224 kmol

$Ca(OH)_2$ bereaksi = 12,6112 kmol

$Ca(CH_3CHOHCOO)_2$ terbentuk = 12,6112 kmol

H_2O terbentuk = 25,2224 kmol

Kapasitas Panas Produk :

Cp ($Ca(CH_3CHOHCOOH)$) = 0,1382 J/mol K

Cp H_2O = 0,0751 J/mol K

Kapasitas Panas Reaktan :

Cp Asam Laktat = 0,1381 J/mol K

Cp $Ca(OH)_2$ = 0,0473 J/mol K

ΔH reaksi pada 25 ^oC = ΔH produk - ΔH rektan (Hougen, hal 347)

ΔH reaksi pada 25 ^oC = [2. (ΔHf ($CH_3CHOHCOOH$)Ca) – 4 . (ΔHf H_2O) – (2. (ΔHf $Ca(OH)_2$) + (4 . (ΔHf $CH_3CHOHCOOH$)] . Mol Kalsium Laktat

ΔH reaksi pada 25 ^oC = - 4045051,815 kkal = - 16924496,7954 kJ

ΔH produk = m . Cp . ΔT = 43,5644 + 47,3866 = kJ

ΔH reaktan = m . Cp . ΔT = 87,1287 + 14,9126 = 102,0414 kJ

ΔH reaksi 3 = ΔH produk - ΔH reaktan + ΔH reaksi pada 25 ^{o}C

ΔH reaksi 3 = - 16.924.507,8858 kJ

Total Panas Reaksi = ΔH reaksi 1 + ΔH reaksi 2 + ΔH reaksi 3

= 14.888.197,9274 kJ

Tabel A.8 Neraca Panas Keluaran Fermenter

Masuk			**Keluar**		
Q bahan	2.367,0818	kj	Q produk	2.440,6882	kj
Q *steam*	14.888.271,5338	kj	Panas Reaksi	14.888.197,927	kj
Total	14.890.638,6157	kj		14.890.638,6157	kj

F. MERANCANG JAKET PEMANAS

1. Menentukan Jumlah *Steam* :

Massa *steam* = Q / ΔH vap

Dimana : ΔH vap = 2683,8 kJ/jam

Sehingga massa *steam* = 5.547,4594 kg/jam

2. Menentukan Kecepatan Volumetrik *Steam* :

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

Dimana :

Qv = kecepatan volumetrik air (m^3/s)

Wt = Kebutuhan *steam* (kg/s)

ρ_{air} = Densitas air (kg/m^3)

Sehingga Qv = $\frac{5.547,4594 \ kg/jam}{417,4788 \text{ kg/m}^3}$ = 13,2880 m^3/jam

3. Menghitung Luas Perpindahan Panas :

Suhu umpan masuk jaket (t1) = 50 °C

Suhu umpan keluar jaket (t2) = 24 °C

Suhu *steam* masuk = 100 °C = 212 F

Suhu *steam* keluar = 100 °C = 212 F

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

$$\Delta T_{LMTD} = 111,7718 \text{ F}$$

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

(D.Q.Kern,1965. Eq.5.13a Page 89)

Dimana : A = Luas perpindahan panas (ft^2)

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

U_D untuk siste m *heavy organic* (5 -75)

$$A = \frac{14.111.356,8604}{70 \; . \; 111,7718} = 1803,5931 \; ft^2$$

4. Menghitung Tinggi Jaket :

Tebal jaket = 0,375 in

Diameter dalam jaket (ID_j) = 161,9306 in

Diameter luar jaket (OD_j) = ID_j + (2 . tebal jaket)

= 162,6806 in

Tinggi jaket = tinggi cairan dalam *shell*

Tinggi jaket = 4,1130 m = 161,9290 in

5. Menghitung Tebal Dinding Jaket :

Diketahui : P operasi = 14,7 psia

P desain = 36,4181 psia

$$ts = \frac{P.r_i}{2fE - (0,6P)} + C$$

(Brownell and Young 1959 page 254. Eq. 13.1)

Untuk menghitung tebal jaket dibutuhkan data-data sebagai berikut :

a. Bahan konstruksi = *Stainless Steel* SA – 240 *grade* D *type* 430 (Brownell & Young, App D *item* 4)

b. *Allowable stress* (f) = 17500 psia

c. Pengelasan = *Double welded butt joint*

d. Faktor pengelasan (E) = 80% (Brownell & Young, 254)

e. Faktor korosi (C) = 0,125 (Timmerhouse, hal 542)

ri = D / 2 = 80,9653 in

$$ts = \frac{36{,}4181 \text{ psia x } 80{,}9653 \text{ in}}{2\ x\ 17500 \text{ psia x } 0{,}80 - (0{,}6\ x\ 36{,}4181\text{psia})} + 0.125 \text{ in}$$

ts = 0,2309 in , diambil tebal standar = 0,25 in

6. Menghitung Tebal *Bottom* :

$$\text{th} = \frac{0{,}885\ .\ P\ .\ ri}{f\ E-(0{,}1\ P)} + \text{C}$$

Untuk menghitung tebal *bottom* dibutuhkan data-data sebagai berikut :

a. Bahan konstruksi = *Stainless Steel* SA – 240 *grade* D *type* 430 (Brownell & Young, App D *item* 4)

b. *Allowable stress* (f) = 17500 psia

c. Pengelasan = *Double welded butt joint*

d. Faktor pengelasan (E) = 80% (Brownell & Young, 254)

e. Faktor korosi (C) = 0,125 (Timmerhouse, hal 542)

Diketahui : P operasi = 14,7 psia

P desain = 36,4181

$$th = \frac{0{,}885 \text{ x } 36{,}8141 \text{ psia x } 80{,}9653 \text{ in}}{17500 \text{ psia x } 0{,}80 - (0{,}1\ x\ 36{,}4181 \text{ psia})} + 0{,}125 \text{ in}$$

th = 0,3114 in , diambil tebal standar = 0,375 in

Standarisasi dari Tabel 5.7, Brownell & Young hal 90, didapat :

OD_{jaket} = 180 in

Icr = 11 in

r = 170

a = 0,5 . OD_{jaket} = 90 in

AB = a – icr = 79 in

BC = r – icr = 159 in

AC = $((BC)^2 – (AB)^2)^{0,5}$ = 137,985 in

b = r – AC = 32,0144 in

sf = 3 in

OA = th + b + sf = 35,3894 in = 0,8988 m

Tinggi *bottom* total = 0,8988 m

Tinggi jaket = tinggi *bottom* + tinggi jaket *shell*

= 5,0119 m

7. Menghitung Volume *Head* :

* Bagian lengkung *torispherical head* (Vh') :

Vh' = 0,000049 . ID^3 (Brownell & Young,Eq. 5,11 hal 88)

Vh' = 0,000049 . $191{,}999^3$ = 346,8144 ft^3 = 0,0568 in^3

* Bagian *straight flange* (Vsf) :

Volume *torispherical head* bagian *straight flange* (Vsf) dihitung sebagai bentuk suatu silinder dengan ketinggian (H) = sf

$$Vsf = \frac{1}{4}\pi . ID^2 . sf$$

$$Vsf = \frac{1}{4}\ x\ 3{,}14\ x\ (167{,}456\ \text{in})^2\ x\ 3\ in$$

$$Vsf = 61751{,}67726\ \text{in}^3 = 10{,}1192\ \text{m}^3$$

* Volume total *head* (Vh) = Vh' + Vsf

Vh = 61751,7341 in^3 = 10,8217 m^3

8. Menghitung Luas Permukaan Reaktor :

Luas permukaan reaktor dengan tebal *head* < 1 in digunakan persamaan 5-12 Brownell and Young, 1959.

Dimana :

De = Diameter ekivalen (in)

OD = Diameter luar reaktor (in)

ID = Diameter dalam reaktor (in)

Sf = Panjang (in)

Icr = (in)

H = Tinggi silinder reaktor (in)

Diketahui : OD = 180 in

ID = 161,9306 in

Sf = 3 in

Icr = 11 in

H = 191,9996 in

$$De = OD + \frac{ID}{42} + 2.sf + \frac{2}{3}icr$$

$$De = 180 \text{ in} + \frac{161{,}9306 \text{ in}}{42} + 2\ x\ 3 \text{ in} + \frac{2}{3} 11 \text{ in}$$

$$De = 197{,}6190\ in = 5{,}0195\ m$$

$$A = \pi.ID.H + \frac{\pi.De^2}{4}$$

$$A = 3{,}14\ x\ 161{,}9306\ in\ x\ 191{,}9996 \text{ in} + \frac{3{,}14\ x\ 197{,}6190\ in^2}{4}$$

A = 128281,3556 in^2 = 890,7857 ft^2

9. Menghitung Koefisien Perpindahan Panas antara Fermentor dan Jaket :

Dari persamaan (20.1) Kern, Page: 718

$$\frac{hi.Di}{k} = 0{,}36\left(\frac{L^2 N\rho}{\mu}\right)^{2/3}\left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0{,}14}$$

$$dengan = \mu = \mu_w, sehingga\ \frac{\mu}{\mu_w} = 1$$

Dimana :

Di =	Diameter reaktor (ID *shell*),ft
hi =	Koefisien perpindahan panas, Btu/jam ft^2 F
ρ =	Densitas campuran, lb/ft3
Cp =	Kapasitas panas larutan,Btu/lb F
L =	Diameter pengaduk, ft
N =	Kecepatan rotasi pengaduk, rph
k =	Konduktivitas panas larutan, Btu/jam ft^2(F/ft)
μ =	Viskositas larutan,lb/ft jam

Diketahui :

Di	= 13,4941 ft
ρ	= 251,2554 lb/ft^3
Cp	= 66,2085 kJ/kmol K
L	= 4,0482 ft
N	= 1,0207 rps
k	= 0,35 Btu/j.ft^2(F/ft) (Kern, Tabel 4)
μ	= 12,095 lb/ft hr
OD	= 15 ft

hi = 1455,5159 Btu/jam ft^2 F

hio $= h_i \frac{ID}{OD} = 1309{,}3904$ Btu/jam ft2 F

hio = 1309,3904 Btu/jam ft^2 F

* Menghitung Re :

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

Dimana : Gt = Kecepatan alir massa / luas penampang

Gt = 10210,6738 lb/ft^{2}jam

A = 890,7857 ft^2

Sehingga Re = 49562,4620 (Kern, hal 719)

Dari fig. 24 Kern, nilai Re = 49562,4620 diperoleh jH = 205 (Kern, Fig. 24, hal 834)

$$h_o = j_H \frac{k}{De}\left(\frac{C_p \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}}\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

ho = 58,4996 Btu/ft^2.jam.F

Menghitung *clean overall coefficient* (Uc) dan *designed overall coefficient* (Ud) :

$$Uc = \frac{hi_0 h_0}{hi_0 + h_0}$$

(D.Q.Kern,1965. Eq.6.38 *Page* 121)

$$Uc = \frac{1309{,}3904 \text{ Btu/jam ft2 F} \times 58{,}4996 \text{ Btu/ft2.jam.F}}{1309{,}3904 \text{ Btu/jam ft2 F} + 58{,}4996 \text{ Btu/ft2.jam.F}}$$

Uc = 55,9978 Btu/ft^2.jam.F

Dari tabel 12 hal 845; Kern : *Fouling factor* Rd = 0,001

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

(D.Q.Kern,1965. Eq.6.12 Page 108)

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

$$\frac{1}{Ud} = 0,001 + \frac{1}{14,1177\ \ Btu/ft^2 jam°F}$$

$$\frac{1}{Ud} = 0,0188$$

$$Ud = 53,0283\ Btu/ft^2 jam°F$$

Ud *steam water-heavy organics* = 5 -75 Btu/ft^2jam°F

Ud terhitung = 53,0283 Btu/ft^2jam°F

Maka Ud terhitung memenuhi standar Ud pada tabel

G. MERANCANG ISOLATOR

Bahan yang digunakan sebaagi isolator adalah asbestos. Alasan menggunakan bahan ini karena memiliki konduktivitas termal yang kecil, sehingga efektif sebagai isolator.

Sifat fisik isolator (Geankoplis, 1993) :

k = 0,1728 W/m.K

ε = 0,6

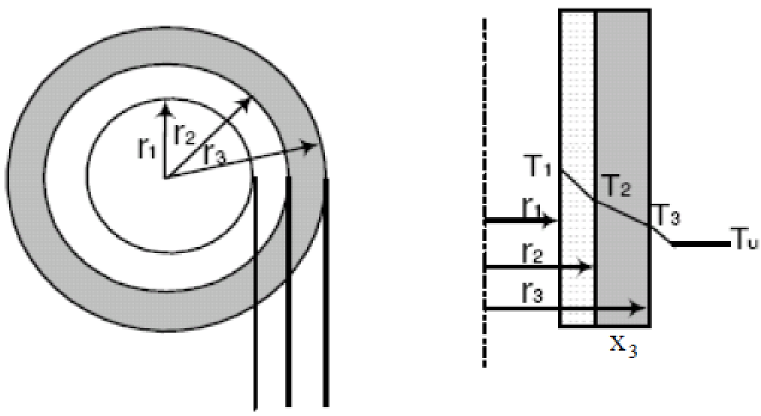
ρ_{asbes}= 577 kg/m^3

Bahan konstruksi *shell* fermentor adalah *Stainless Steel*, sifat fisisnya (Walas, 1998, Tabel 8.20) :

k = 25 Btu/jam.ft.F = 43,2683 W/m.K

ε = 0,54

ρ_{ss} = 489 lb/ft^3



Gambar A.5 Sistem Isolasi

Perpindahan panas melalui tiap lapis tahanan dapat dihitung dengan Hukum *Fourier* dan A = 2 π L, diperoleh:

$$Q = \frac{2\,\pi\,L\,(T_1 - T_u)}{\frac{Ln\ \left({}^{r_2}/_{r_1}\right)}{k1} + \frac{Ln\ \left({}^{r_3}/_{r_2}\right)}{k2}}$$

(Holman, 1997, Pers. 2-9)

Jika perpindahan panas disertai konveksi dan radiasi, maka persamaan di atas dapat dituliskan :

$$Q = \frac{2\,\pi\,L\,(T_1 - T_u)}{\frac{Ln\ \left({}^{r_2}/_{r_1}\right)}{k1} + \frac{Ln\ \left({}^{r_2 + x_3}/_{r_2}\right)}{k2} + \frac{1}{(h_c + h_r)r3}}$$

(Holman, 1997, Pers. 2-12)

Jika diaplikasikan dalam perhitungan perancangan tangki maka diperoleh :

$$Q = \frac{2\,\pi\,L\,(T_1 - T_u)}{\frac{Ln\ \left({}^{r_3}/_{r_1}\right)}{k1} + \frac{Ln\ \left({}^{r_3}/_{r_2}\right)}{k2} + \frac{1}{(h_c + h_r)\,(r_3)}}$$

Keterangan :

x_3 = tebal isolasi

r_1 = jari-jari dalam tangki

r_2 = jari –jari luar tangki = r1 + tebal tangki

r_3 = jari – jari luar isolasi = r_2 + tebal isolasi

T_1 = suhu permukaan *plate* tangki bagian dalam

T_2 = suhu permukaan *plate* jaket tangki bagian luar

T_3 = suhu isolasi bagian luar

Tu = suhu udara

Perpindahan panas dari reaktor ke sekeliling melalui dinding reaktor dan isolator terjadi melalui beberapa langkah, yaitu :

- Perpindahan konveksi dari pemanas dalam *shell* ke dinding *shell* dalam (Q_1)
- Perpindahan konduksi dari dinding *shell* dalam ke dinding *shell* luar (Q_2)
- Perpindahan konduksi dari dinding *shell* luar ke permukaan luar isolator (Q_3)
- Perpindahan konveksi dan radiasi dari permukaan luar isolator ke udara bebas (Q_4)

Asumsi yang digunakan untuk menghitung tebal isolator adalah sebagai berikut :

- Keadaan *steady state*
- Perpindahan panas konveksi dari *steam* dalam *shell* ke dinding *shell* reaktor dalam diabaikan
- Suhu dinding dalam jaket fermentor (T_1) sama dengan suhu operasi reaktor, yaitu 50 ^oC = 323 K
- Suhu udara luar, Tu = 30 ^oC = 308,15 K

1. Menghitung Suhu Isolator Bagian Luar (T_3)

$$\left(\frac{q}{A}\right)_{sun} . \alpha_{sun} = \alpha_{low\ temp} . \sigma\ ({T_3}^4 - {T_u}^4)$$

(Holman, 9th Edition, 2002)

Keterangan (Holman, Tabel 8.3, 6th Edition, *page* 979) :

$\left(\frac{q}{A}\right)_{sun}$ = fluks radiasi matahari = 500 W/m^2

α_{sun} = radiasi matahari = 0,18

$\alpha_{low\ temp}$ = 0,8

σ = Konstanta Boltzman = 0,000000056

T_3 = Suhu dinding luar isolator

T_3 = 46,633 ^oC = 319,6336

2. Panas yang Hilang dari Dinding Isolasi ke Udara (Q_3)

Koefisien perpindahan panas radiasi :

$$h_r = \frac{\sigma\ .\ \varepsilon\ ({T_3}^4 - {T_u}^4)}{(T_3 - T_u)}$$

Keterangan :

hr = Koefisien perpindahan panas radiasi (W/m^2K)

σ = Konstanta Boltzman = 0,000000056

ε = Emisivitas bahan isolator (K)

Tu = Temperatur udara (K)

Sehingga, hr = 4,0580 W/m.K

Koefisien perpindahan panas konveksi :

ΔT = T_3 – Tu = 319,6336 K – 303 K = 16,6336 K

Tf = 1/2 (T_3 + Tu) = 311,3168 K

Sifat udara pada T = 311,3168 K (Geankoplis, Tabel A3-3, 1979)

ρf = 1,1201 kg/m^3

Cpf = 1,0056 kJ/kg.K

μf = 0,000019234 kg/ms

kf = 0,0274 W/m.K = 0,000027404 kJ/ms.K

β = 0,00316464 1/K

Pr = 0,70459

L = 5,9064 m = 0,49200 ft

Bilangan *Grasshoff* :

$$Gr = \left(\frac{L^3 \,.\, \rho f \,.\, \beta \,.\, g \,.\, \Delta T}{\mu^2 f}\right) = 3{,}60475E{+}11$$

Bilangan *Rayleigh* :

Nra = Gr . Pr = 2,53987E+11

Berdasarkan Tabel 4.7-2 (Geankoplis, 1993), untuk silinder vertikal dan Nra > 10^9, maka koefisien perpindahan panas konveksi dirumuskan sebagai berikut :

hc = 1,24 $(\Delta T)^{1/3}$ = 1,24 $(16{,}6336)^{1/3}$ = 3,1653 W/m^2.K

hc + hr = 3,1653 + 4,0580 = 7,2233 W/m^2.K

Panas yang hilang dari dinding isolasi ke udara (Q_4) :

Q_4 = (hc + hr) . 2 . π . r_3. L ($T_3 - T_u$)

Q_4 = 7,2233 . 2 .3,14 . r_3 . 5,9064 . 16,6336

Q_4 = 4456,6533 r_3 J/s

3. Menghitung Tebal Isolator Fermentor (x_3) :

k_1 = 43,2683 W/m.K

k_2 = 0,1728 W/m.K

r_1 = ID_s/2 = 161,9306 in = 4,113 m

r_2 = OD_s/2 = 180 in = 4,572 m

L = 5,6800 m

Pada kondisi *steady state* $Q_1 = Q_2 = Q_3 = Q_4$ dengan Q adalah panas yang ditransfer dari tiap lapisan. Perpindahan panas keseluruhan dari dinding bagian dalam reaktor hingga udara (Q) persamaannya adalah:

$$Q = \frac{2\,\pi\,L\,(T_1 - T_u)}{\frac{Ln\,\left({r_2}/{r_1}\right)}{k1} + \frac{Ln\,\left({r_3}/{r_2}\right)}{k2} + \frac{1}{(h_c + h_r)r3}}$$

Dengan Q_3 = Q, maka :

$$4456{,}6533\ r_3 = \frac{2\,\pi\,5{,}9064\,(323 - 303)}{\frac{Ln\,\left({2{,}4765}/{2{,}0955}\right)}{43{,}2683} + \frac{Ln\,\left({2{,}4765}/{2{,}4765}\right)}{0{,}1728} + \frac{1}{(7{,}22)r3}}$$

Melalui *trial and error* didapat nilai r_3 = 4,6199 m

Sehingga tebal isolator fermentor (x_3) adalah :

x_3 = r_3- r_2 = 4,6199 - 4,5720 = 0,0478 m = 1,8883 in

Diambil tebal standar *plate* 2 in