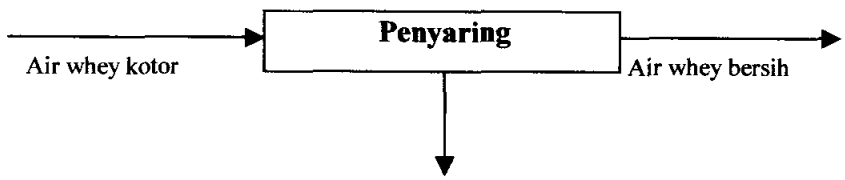
APPENDIX A
NERACA MASSA

1. **Penyaring Whey**

Asumsi :

- Cake terdiri dari padatan tak terlarut (seperti: ampas tahu, dan kotoran lainnya) dan air whey bersih yang terikut.
- Massa padatan kering total = massa impurities
- Air whey bersih yang terikut cake = 20% (data dari Ulrich).



Komposisi bahan masuk (dalam % berat) adalah sebagai berikut :

1. Gula reduksi = 1,389 %
2. Protein = 9,454 %
3. Lemak = 0,801 %
4. Air = 88,169 %
5. Impuritis = 0,187 %

- **Bahan masuk :**

Air whey dari tangki penampung air whey = 19303,3138 L/batch

ρ air whey = 0,98891 kg/L (data dari hasil percobaan)

Massa air whey kotor = volume whey kotor x ρ air whey

= 19303,3138 L/batch x 0,98891 kg/L

= 19089,24 kg/batch

Air whey kotor terdiri dari :

Gula reduksi = 1,389 % x 19089,24 kg/bath = 265,1686 kg/batch

Protein = 9,454 % x 19089,24 kg/batch = 1804,7445 kg/batch

Lemak = 0,801 % x 19089,24 kg/batch = 152,8094 kg/batch

Air	= 88,169% x 19089,24 kg/batch	= 16830,8493 kg/batch
Impuritis	= 0,187% x 19089,24 kg/batch	= 35,6778 kg/batch +
Total massa yang masuk		= 19089,2495 kg/batch

- **Bahan Keluar :**

Asumsi:

Impuritis semuanya tertahan di penyaring. Impuritis = 35.6778 kg/batch

Air whey terikut = $\frac{20\,\%}{80\,\%} \cdot 35{,}6778\,^{kg}/_{batch}$ = 8,9195 kg/batch

Massa cake = massa impuritus + massa air whey terikut

= 35,6778 kg/batch + 8,9195kg/batchi = 44,5973 kg/batch

Massa air whey bersih = massa air whey kotor – massa cake

= 19089,2495 kg/batch – 44,5973 kg/batch

= 19044,6523 kg/batch

Air whey bersih yang keluar ke tangki sterilisasi terdiri dari:

Gula reduksi	= 265,1686 kg/batch
Protein	= 1804,7445 kg/ batch
Lemak	= 152,8094 kg/ batch
Air = 16830,8493 kg/ batch - 8,9195kg/ batch	= 16821,92983 kg/ batch +
Total massa yang keluar ke penampung	= 19044,65231 kg/ batch

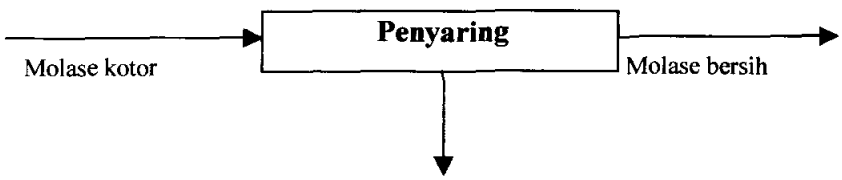
Neraca Massa Penyaring Whey

Masuk	kg/batch	Keluar	kg/batch
*Dari tangki Sterilisasi		*Ke tangki Whey bersih	
Gula reduksi	265.1686	Gula reduksi	265.1686
Protein	1804.7445	Protein	1804.7445
Lemak	152.8094	Lemak	152.8094
Air	16830.8493	Air	16821.9298
Impurits	35.6778	*Tertahan di Penyaring	
		cake	44.5973
Total	**19089.2495**	**Total**	**19089.2495**

2. Penyaring Molase

Asumsi :

- Impuritis semua tertahan pada penyaring



Komposisi bahan masuk (dalam % berat) adalah sebagai berikut :

1. Gula reduksi = 0,74 %
2. Protein = 3,77 %
2. Lemak = 0 ,87 %
3. Air = 47,14 %
4. Suspended Solid = 44,48 %
5. Impuritis = 3 %

- **Bahan masuk :**

Molase dari tangki penampung Molase = 2124 L/batch

ρ molase = 1,3933 kg/L (data dari hasil percobaan)

Massa molase kotor = volume molase kotor x ρ molase

= 2124 L/ batch x 1,3933 kg/L

= 2959,369 kg/ batch

Molase kotor terdiri dari :

Gula reduksi = 0,74 % x 2959,369 kg/ batch = 21,8993 kg/ batch

Protein	= 3,77 % x 2959,369 kg/ batch	=	111,5682 kg/ batch
Lemak	= 0,87 % x 2959,369 kg/ batch	=	25,7465 kg/ batch
Air	= 47,14 % x 2959,369 kg/ batch	=	1395,0465 kg/ batch
Suspended Solid	= 44,48% x 2959,369 kg/ batch	=	1316,3273 kg/ batch
Impuritis	= 0,187% x 2959,369 kg/batch	=	88,7811 kg/ batch +
Total massa yang melewati penyaring		=	2959,3690 kg/ batch

- **Bahan Keluar :**

Asumsi:

Impuritis semuanya tertahan di penyaring. Impuritis = 88,7811 kg/ batch

Molase bersih yang keluar ke tangki sterilisasi terdiri dari:

Gula reduksi	=	21,8993 kg/ batch
Protein	=	111,5682 kg/ batch
Lemak	=	25,7465 kg/ batch
Air	=	1395,0465 kg/ batch
Suspended solid	=	1316,3273 kg/batch +
Total massa yang keluar ke tangki sterilisasi	=	2870,5879 kg/batch

Neraca Massa Penyaring Molase

Masuk	kg/batch	Keluar	kg/batch
*Dari tangki Molase		*Ke tangki sterilisasi	
Gula reduksi	21.8993	Gula reduksi	21.8993
Protein	111.5682	Protein	111.5682
Lemak	25.7465	Lemak	25.7465
Air	1395.0465	Air	1395.0465
Suspended solid	1316.3273	Suspended solid	1316.3273
Impurits	88.7811	*Tertahan di penyaring cake	88.7811
Total	**2959.3690**	**Total**	**2959.3690**

3. Tangki Asam Asetat

- **Bahan masuk :**

Dari percobaan untuk 1L dibutuhkan 2,5 ml asam asetat

ρ asam asetat = 1,84 kg/L

Volume asam asetat yang dibutuhkan = 53,1 L

Massa asam asetat = 53,1 L/batch x 1,84 kg/L

= 97,704 kg /batch

- **Bahan Keluar :**

Molase bersih yang keluar ke tangki sterilisasi = 97,704 kg /batch

4. Tangki Urea

- **Bahan masuk :**

Dari percobaan untuk 1L dibutuhkan 2 gr urea

ρ campuran (whey + molase) = (0,1*1.3933)+(0.9*0,9986)

= 1,0381 kg/L

$$\text{Massa urea} = \frac{massa\ molase + whey}{(\rho\ campuran \times massa\ urea)}$$

$$= \frac{21240}{(1{,}0381 * 0{,}002)}$$

= 40,6221 kg /batch

- **Bahan Keluar :**

Urea yang keluar ke tangki sterilisasi = 40,9221 kg /batch

5. Tangki Sterilisasi

- Bahan masuk dari tangki penampung filter press, tangki urea, tangki asam asetat dan dari tangki molase
- Bahan yang keluar dari tangki sterilisasi menuju tangki pendingin

Neraca Massa Tangki Sterilisasi

Masuk	kg/batch	Keluar	kg/batch
*Dari tangki whey bersih		*Ke tangki pendingin	
Gula reduksi	265.1686	Gula reduksi	287.0680
Protein	1804.7445	Protein	1916.3127
Lemak	152.8094	Lemak	178.5559
Air	16821.9298	Suspended Solid	1316.3273
*Dari tangki molase		Urea	40.9221
Gula reduksi	21.8993	Asam asetat	97.7040
Protein	111.5682	Air	18216.9764
Lemak	25.7465		
Air	1395.0465		
Suspended Solid	1316.3273		
*Dari tangki As.Asetat			
Asam Asetat	97.7040		
*Dari tangki Urea			
Urea	40.9221		
Total	**22053.8662**	**Total**	**22053.8664**

6. **Tangki Pendingin**

   - Bahan masuk dari tangki sterilisasi
   - Bahan yang keluar dari tangki pendingin menuju tangki starter dan sisanya tetap di tangki pendingin
   - Diasumsi bahan yang menuju ke tangki starter sebesar 20 % bahan masuk.

- **Bahan Keluar**

Ke tangki starter

Untuk komposisi massa masing-masing adalah = 20 % x massa komponen

Untuk tangki starter terdiri dari :

Gula reduksi = 20 % x 287,0680 kg/ batch = 57,4135 kg/batch

Protein = 20 % x 1916,3127 kg/ batch = 383,2625 kg/batch

Lemak = 20 % x 178,5559 kg/ batch = 35,7111 kg/batch

Suspended = 20 % x 1316,327331 kg/ batch = 263,2654 kg/batch

Urea = 20 % x 40,9221 kg/ batch = 8,1844 kg/batch

Asam asetat = 20 % x 97,704 kg/ batch = 19,5408 kg/batch

Air = 20 % x 18216,9764 kg/ batch = 3643,3952 kg/batch+

Total Massa yang keluar ke tangki starter = 4410,7729 kg/batch

Sisa di tangki pendingin

Untuk sisa di tangki pendingin terdiri dari :

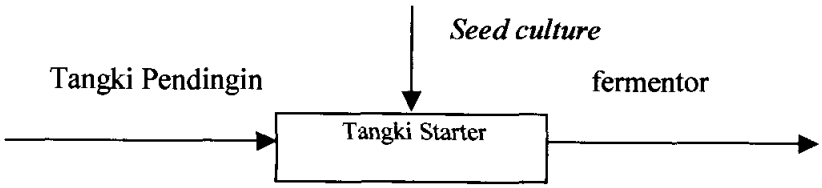
Gula reduksi	= 80 % x 287,0680 kg/ batch	= 229,6544 kg/batch
Protein	= 80 % x 1916,3127 kg/ batch	= 1533,0501 kg/batch
Lemak	= 80 % x 178,5559 kg/ batch	= 142,8447 kg/batch
Suspended	= 80 % x 1316,327331 kg/ batch	= 1053,0619 kg/batch
Urea	= 80 % x 40,9221 kg/ batch	= 32,7377 kg/batch
Asam asetat	= 80 % x 97,704 kg/ batch	= 78,1632 kg/batch
Air	= 80 % x 18216,9764 kg/ batch	= 14573,5811 kg/batch+

Total massa keluar ke tangki penampung tangki sterilisasi = 17643,0931 kg/batch

Neraca Massa Tangki Pendingin

Masuk	kg/batch	Keluar	kg/batch
*Dari tangki sterilisasi		*Ke tangki starter	
Gula reduksi	287.0680	Gula reduksi	57.4136
Protein	1916.3127	Protein	383.2625
Lemak	178.5559	Lemak	35.7112
Suspended solid	1316.3273	Suspended solid	263.2655
Urea	40.9221	Urea	8.1844
Asam asetat	97.7040	Asam asetat	19.5408
Air	18216.9764	Air	3643.3953
		*Di tangki pendingin	
		Gula reduksi	229.6544
		Protein	1533.0501
		Lemak	142.8447
		Suspended solid	1053.0619
		Urea	32.7377
		Asam asetat	78.1632
		Air	14573.5811
Total	**22053.8664**	**Total**	**22053.8664**

7. **Tangki Starter**



Asumsi :

- Rumus molekul dari bakteri *Acetobacter xylinum* didekati dengan rumus molekul dari *Pseudomonas* yaitu $CH_2O_{0,52}N_{0,23}$. karena *Acetobacter xylinum* merupakan famili dari Pseudomonaceae.
- Suspended solid sebagai sukrosa
- Untuk sumber nitrogen sebagai nutrisi pertumbuhan digunakan urea dahulu karena urea lebih mudah digunakan, daripada protein.
- Protein yang dikonsumsi oleh bakteri adalah 55% dari berat kering *Acetobacter xylinum*.
- Lemak yang dikonsumsi oleh bakteri adalah 12,5% dari berat kering *Acetobacter xylinum*.
- Sellulosa yang terbentuk sangat sedikit sehingga dapat diabaikan dan di tangki ini hanya untuk pengembangbiakan atau pertumbuhan bakteri.
- Biomass terdiri dari berat cell kering ($CH_2O_{0,52}N_{0,23}$).
- CO_2 yang terbentuk dari reaksi terlarut didalam larutan whey (media).
- CO_2 yang keluar ke udara sangat kecil sehingga diabaikan.
- O_2 yang masuk dari kompresor berlebih 20 % dari O_2 yang dibutuhkan.
- O_2 sisa dari reaksi terlarut didalam larutan whey (media) dan dianggap O_2 yang keluar ke udara sangat kecil sehingga diabaikan.
- pH media tetap.

- **Bahan masuk**

Dari tangki sterilisasi seperti yang terlihat pada perhitungan diatas.

Untuk kandungan dari *seed culture* adalah sebagai berikut :

Gula reduksi = 625,7903 kg/batch

Protein = 4257,5245 kg/batch

Lemak = 360,2575 kg/batch

Air = 39702,9802 kg/batch

Urea = 0,0000 kg/batch

Sukrosa = 70,4122 kg/batch

O_2 = 1,2721 kg/batch

CO_2 = 9,6717 kg/batch

Biomass = 4,9343 kg/batch

N_2 = 803,9592 kg/batch

Reaksi pertumbuhan *Acetobacter xylinum* :

$C_{12}H_{22}O_{11}$+ 7,41 O_2+ 0,4945 $CO(NH_2)_2$ → 4,3 $CH_2O_{0,52}N_{0,23}$+ 8,1947 CO_2+ 7,6892 H_2O

Nutrien untuk pertumbuhan *Acetobacter xylinum* digunakan urea ($CO(NH_2)_2$).

$C_{12}H_{22}O_{11}$ yang digunakan untuk menghasilkan $CH_2O_{0,52}N_{0,23}$ adalah

= Suspended solid dari tangki pendingin + $C_{12}H_{22}O_{11}$ dari seed culture

$$= \frac{(263,2655 + 70,4122)\text{kg/batch}}{342\text{ kg/kmol}} = 0,9755\text{ kmol/batch}$$

mol $CO(NH_2)_2$ = 8,1844 kg/batch = 0,1364 kmol/batch

Karena mol $CO(NH_2)_2$ lebih kecil daripada mol $C_{12}H_{22}O_{11}$ maka $CO(NH_2)_2$ merupakan limiting reaktan

Dari kompresor

O_2 excess 20%

O_2 masuk $= 120\%\text{ x } \frac{7,41}{0,4945} \times O_2$ yang dibutuhkan × BM O_2

$$= 120\%\text{ x } \frac{7,41}{0,4945} \cdot 0,1364\text{ x BM } O_2 = 78,4910\text{ kg/batch}$$

N_2 masuk $= \frac{79}{21} \cdot (78,4910/32) \cdot 28 = 258,3662$ kg/batch

Total bahan masuk ke tangki starter = 336,8572 kg/batch

- **Bahan keluar**

Ke tangki penampung

Biomass yang terbentuk terdiri dari :

$CH_2O_{0,52}N_{0,23}$ = (di seed culture + di reaksi)$_{CH_2O_{0,52}N_{0,23}}$ × BM $CH_2O_{0,52}N_{0,23}$

= (0,1153 + 1,1861) kmol x 25,54 $\frac{kg}{kmol}$ = 33,2385 kg/batch

Protein = (55 % x berat $CH_2O_{0,52}N_{0,23}$) + Protein di biomass dari seed

= (55 % x 33,2385 kg/batch) + 1,6202 kg/batch

= 19,9014 kg/batch

Lemak = (12,5 % x berat $CH_2O_{0,52}N_{0,23}$) + Lemak di biomass dari seed

= (12,5 % x 33,2385 kg/batch) + 0,3682 kg/batch

= 4,5230 kg/batch

Biomass yang keluar dari tangki starter dan masuk ke fermentor adalah = 57,6656 kg/batch.

Gula reduksi = 683,2039 kg/batch

Protein = (dari tangki pendingin + dari seed – dari biomass di starter)$_{Protein}$

= (383,2625 + 4257,5245 – 18,2820) kg/batch

= 4622,505 kg/batch

Lemak = (dari tangki pendingin + dari seed – dari biomass di starter)$_{Lemak}$

= (35,7112 + 360,2575 – 4,1550) kg/batch

= 391,8137 kg/batch

Asam asetat = 19,5408 kg/batch

Air = Air dari seed + Air hasil reaksi + air dari tangki pendingin

$$= 39702{,}9802 + \frac{7{,}6892}{0{,}4945} \cdot 0{,}1364 \text{ kmol/hari} \cdot \text{BM}\, H_2O + 3643{,}3953$$

= 43384,5525 kg/batch

Urea = 0 ; karena dianggap semua urea digunakan untuk pertumbuhan.

O_2 = O_2 dari seed culture + O_2 excess – O_2 untuk reaksi

$$= 1{,}2721 + 78{,}4910 - \left(\frac{7{,}41}{0{,}4945} \cdot 0{,}1364 \text{ kmol/batch} \cdot \text{BM}\, O_2 \right)$$

= 14,3573 kg/batch

CO_2 = CO_2 seed culture + CO_2 hasil reaksi

$$= 9{,}6717 + \left(\frac{8{,}1947}{0{,}4945} \times 0{,}1364 \text{ kmol/batch} \times \text{BM } CO_2 \right)$$

= 109,1283 kg/batch

N_2 = N_2 dari seed culture + N_2 dari udara excess

= 803,9592 + 258,3662

= 1062,3254 kg/batch

Suspended = (dari tangki pendingin + sukrosa dari seed culture – untuk reaksi)$_{Sukrosa}$

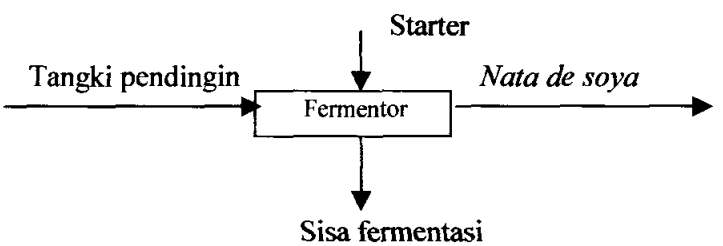
$$= 263{,}2655 + 70{,}4122 - \frac{1}{0{,}4945} \cdot 0{,}1364 \text{ kmol/batch} \cdot \text{BM } C_{12}H_{22}O_{11}$$

= 239,3424 kg/batch

Neraca Massa Tangki Starter

Masuk	kg/batch	Keluar	kg/batch
*Dari tangki pendingin		*Ke tangki pendingin	
Gula reduksi	57.4136	Gula reduksi	683.2039
Protein	383.2625	Protein	4622.5050
Lemak	35.7112	Lemak	391.8137
Suspended solid	263.2655	Suspended solid	239.3424
Urea	8.1844	Urea	0.0000
Asam asetat	19.5408	Asam asetat	19.5408
Air	3643.3953	Air	43384.5525
*Dari seed culture		O_2	14.3573
Gula reduksi	625.7903	CO_2	109.1283
Protein	4257.5245	Biomass	57.6656
Lemak	360.2575	N_2	1062.3524
Air	39702.9802		
O_2	1.2721		
CO_2	9.6717		
Biomass	4.9343		
N_2	803.9592		
Sukrosa	70.4122		
Urea	0.0000		
*Dari kompresor			
O2 excess	78.4910		
N2	258.3662		
Total	**50584.4325**	**Total**	**50584.4619**

8. **Fermentor**



Asumsi :

- Pertumbuhan cell / bakteri dan pembentukan nata terjadi bersama-sama (Growth associate product)
- Yield pembentukan nata = 85 % glukosa (Skripsi Cahya & Yuliana,2003)
- Sukrosa terhidrolisis sempurna menjadi glukosa dan fruktosa.

- Fruktosa dan glukosa hasil hidrolisis sukrosa dapat digunakan semua untuk membentuk sellulosa, nata (produk).
- Asam asetat yang terikut di produk nata = 50 % asam asetat masuk
- CO_2 yang terbentuk dari reaksi terlarut didalam larutan whey (media).
- CO_2 yang keluar ke udara sangat kecil sehingga diabaikan.
- O_2 yang masuk dari kompresor berlebih 20 % dari O_2 yang dibutuhkan.
- O_2 sisa dari reaksi terlarut didalam larutan whey (media) dan dianggap O_2 yang keluar ke udara sangat kecil sehingga diabaikan.

- **Bahan Masuk**

Dari tangki pendingin dapat dilihat dari perhitungan di tangki pendingin.

Dari tangki starter dapat dilihat dari perhitungan di tangki starter.

Reaksi yang terjadi :

Reaksi 1 :

$C_{12}H_{22}O_{11} + 7{,}41\ O_2 + 0{,}4945\ CO(NH_2)_2 \rightarrow 4{,}3\ CH_2O_{0,52}N_{0,23} + 8{,}1947\ CO_2 + 7{,}6892\ H_2O$

Reaksi 2 :

$C_{12}H_{22}O_{11} + H_2O \rightarrow C_6H_{12}O_6$ (fruktosa) + $C_6H_{12}O_6$ (glukosa)

Reaksi 3 :

$n\ C_6H_{12}O_6 \rightarrow (C_6H_{12}O_6)_n$ (produk nata,)

Nutrien untuk pertumbuhan *Acetobacter xylinum* digunakan urea ($CO(NH_2)_2$).

$C_{12}H_{22}O_{11}$ yang digunakan untuk menghasilkan biomassa adalah

= Susprnded solid dari tangki pendingin + Suspended solid dari starter

$$= \frac{(1053{,}0619 + 239{,}3424)\text{kg/batch}}{342\ \text{kg/kmol}} = 3{,}7789\ \text{kmol/batch}$$

mol $CO(NH_2)_2$ = 32,7377 kg/batch = 0,5456 kmol/batch

Karena mol $CO(NH_2)_2$ lebih kecil daripada mol $C_{12}H_{22}O_{11}$ maka $CO(NH_2)_2$ merupakan limiting reaktan

Dari kompresor

O_2 excess 20%

O_2 masuk $= 120\% \text{ x } \frac{7,41}{0,4945} O_2 \text{yang dibutuhkan} \times \text{BM } O_2$

$= 120\% \text{ x } \frac{7,41}{0,4945} 0,5456 \text{ kmol/batch} \times \text{BM } O_2$

$= 313,9802 \text{ kg/batch}$

N_2 masuk $= \frac{79}{21} \cdot (313,9802/32) \cdot 28 = 1033,5181 \text{ kg/batch}$

Sisa dari sukrosa untuk pertumbuhan cell akan dihidrolisis oleh bakteri acetobacter xylinum menjadi glukosa dan fruktosa dan diasumsi fruktosa = glukosa sehingga :

Mol Glukosa terbentuk = 2 x Sukrosa sisa pertumbuhan cell

= 2 x 2,6755 kmol = 5,3510 kmol

Dari mol glukosa maka pada reaksi 3 akan terbentuk sellulosa atau nata kering dengan konversi reaksi nata yang terbentuk = 85 %, sehingga :

Nata kering = 1/3 x (85 % x 5,3510 kmol) = 1,5161 kmol = 818,6964 kg/batch

Produk nata de soya terdiri dari 5,28 % nata kering dan 94,72 % air (dari percobaan) sehingga produk nata de soya

= Nata kering + air

$= 818,6964 \text{ kg/batch} + \frac{94,72\%}{5,28\%} 818,6964 \text{ kg / batch}$

$= 15505,6136 \text{ kg/batch}$

diasumsi :

asam asetat yang ikut menempel di nata de soya = 50 % asam asetat masuk = 48,8520 kg/batch.

Bahan keluar

Ke bak pencuci

Nata de soya = 1701,5801 kg/batch

Asam asetat = 48,8520 kg/batch

Ke tangki pengolahan limbah

Gula reduksi = 912,8583 kg/batch

Protein = 6070,1032 kg/batch

Lemak = 515,2374 kg/batch

Asam asetat = 48,8520 kg/batch

Air = 43375,7831 kg/batch

Urea = 0, karena merupakan limiting reaktan.

Glukosa = Mol Glukosa sisa reaksi x BM $C_6H_{12}O_6$

$$= 0{,}8026 \text{ kmol} \times 180 \frac{kg}{kmol} = 144{,}4758 \text{ kg/batch}$$

O_2 = O_2 dari tangki starter + O_2 excess – O_2 untuk reaksi

$$= 14{,}3539 + 313{,}9802 - \frac{7{,}41}{0{,}4945} 0{,}5456 \text{ kmol/batch} \times \text{BM } O_2$$

$$= 66{,}6839 \text{ kg/batch}$$

CO_2 = CO_2 dari tangki starter + CO_2 hasil reaksi

$$= 109{,}1335 + \frac{8{,}1947}{0{,}4945} 0{,}5456 \text{ kmol/batch} \times \text{BM } CO_2$$

$$= 507{,}0015 \text{ kg/batch}$$

Biomass =Biomass hsl rx +(protein+lemak) di starter + (protein + lemak)di seed

= 284,6657 kg/batch

N_2 = N_2 dari tangki starter + N_2 dari udara excess

= 1062,3254 + 1033,5181

= 2095,8434 kg/batch

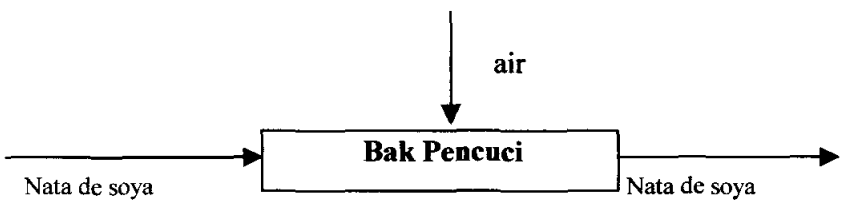
Neraca Massa Fermentor

Masuk	kg/batch	Keluar	kg/batch
*Dari tangki starter		*Ke bak pencuci	
Gula reduksi	683.2039	Nata	15505.6136
Protein	4622.5050	Asam asetat	48.8520
Lemak	391.8136	*Ke tangki pengolahan limbah	
Suspended solid	239.3321684	Gula reduksi	912.8583
Urea	0.0000	Protein	6070.1032
Asam asetat	19.5408	Lemak	515.2374
Air	43384.5545	Asam asetat	48.8520
O_2	14.3539	Air	43375.7831
CO_2	109.1335	Urea	0.0000
Biomass	57.6655	Glukosa	144.4758
N_2	1062.3254	O_2	66.6839
*Dari tangki pendingin		CO_2	507.0015
Gula reduksi	229.6544	Biomass	284.6657
Protein	1533.0501	N_2	2095.8434
Lemak	142.8447		
Suspended solid	1053.0619		
Urea	32.7377		
Asam asetat	78.1632		
Air	14573.5811		
*Dari udara			
O_2 excess	313.9802		
N_2	1033.5181		
Total	**69575.0196**	**Total**	**69575.9700**

9. Bak Pencuci Nata

Asumsi :

- Air yang dibutuhkan untuk pencucian nata 6 kali berat nata
- Tidak ada air yang terikut ke nata
- Semua asam terikut dalam air pencuci



- **Bahan masuk :**

Dari Fermentor

Nata = 15505,6136 kg/batch

Asam asetat = 48, 8520 kg/ batch

Dari utilitas :

Air yang dibutuhkan = 6 x berat nata

= 6 x 15505,6136

= 93033,6816 kg/ batch

- **Bahan Keluar :**

Ke T. Pemutih :

Nata = 15505,6136 kg/ batch

Ke T. Pengolahan limbah :

Air pencuci = 93033,6816 kg/ batch

Asam asetat = 48,8520 kg/ batch

Neraca Massa Bak Pencuci

Masuk	kg/batch	Keluar	kg/batch
*Dari Fermentor		*Ke bak Pemutih	
Nata	15505.6136	Nata	15505.6136
Asam asetat	48.8520	*Ke T. Pengolahan limbah	
*Dari Utilitas		Air Pencuci	93033.6816
Air	93033.6816	Asam asetat	48.8520
Total	108588.1472	Total	108588.1472

10. Bak Pemutih

Asumsi :

- Konsentrasi larutan NaClO yang digunakan adalah 70 gram padatan NaClO dalam 1 L air (ρ = 1,19 gr/ml)
- Perbandingan larutan NaClO dengan nata = 1 gr nata : 10 mL larutan NaClO
- Larutan NaClO (pemutih) yang diserap oleh nata = 15% berat nata

- **Bahan masuk :**

Dari Fermentor

Nata = 15505,6136 kg/ batch

Volume larutan NaClO yang dibutuhkan = berat nata x volume larutan NaClO dari perbandingan

$$= \frac{15505{,}6136\ kg/batch}{0{,}001\ kg} \text{ x } 0{,}01 \text{ L}$$

larutan NaClO

= 155056,136 L larutan NaClO

Massa larutan NaClO = ρ_{NaClO} x vol larutan NaClO

= 1,19 gr/ml x 155056,136 L

= 184516,8018 kg

- **Bahan Keluar :**

Ke Bak Pencucian :

Larutan NaClO yang terserap dalam nata = 15% x massa nata

= 15% x 15505,6136kg

= 2325,8420 kg

Berat nata hasil pemutihan = berat nata + larutan NaClO yang terserap dalam nata

= 15505,6136 + 2325,8420

= 17831,4556 kg

Ke T. Pengolahan Limbah :

Larutan NaClO = massa NaClO - larutan NaClO yang terserap dalam nata

= 184516,8018 – 2325,8420

= 182190,9598 kg/batch

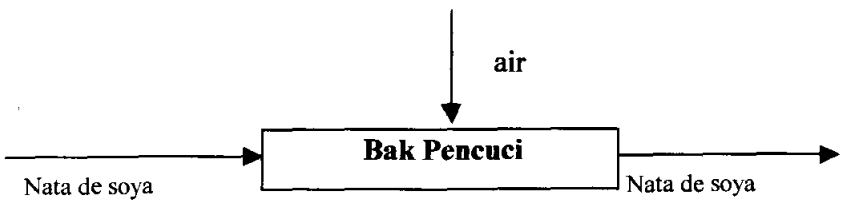
Neraca Massa Bak Pemutih

Masuk	kg/batch	Keluar	kg/batch
*Dari bak Pencuci Nata	15505.6136	*Ke bak Pencuci Nata+NaClO	17831.4556
*Dari T. Pelarutan NaClO lart. NaClO	184516.8018	*Ke T. Pengolahan limbah lart. NaClO	182190.9598
Total	**200022.4154**	**Total**	**200022.4154**

11. **Bak Pencuci Nata**

Asumsi :

- Air yang dibutuhkan untuk pencucian nata 6 kali berat nata
- Tidak ada air yang terikut ke nata
- Air bekas pencucian di recycle untuk mencuci nata dari hasil Fermentasi



- **Bahan masuk :**

Dari bak Pemutih

Nata = 17831,4556 kg/ batch

Dari utilitas :

Air yang dibutuhkan = 6 x berat nata

= 6 x 17831,4556

= 106988,7336 kg/batch

- **Bahan Keluar :**

Ke Oven :

Nata = 17831,4556 kg/batch

Ke Pencucian pertama :

Air pencuci = 106988,7336 kg/batch

Neraca Massa Bak Pencuci

Masuk	kg/batch	Keluar	kg/batch
*Dari bak Pemutih		*Ke Belt Press	
Nata+NaClO	17831.4556	Nata	17831.4556
*Dari Utilitas		*Ke T. Pengolahan limbah	
Air	106988.7336	Air Pencuci	106988.7336
Total	**124820.1892**	**Total**	**124820.1892**

12. **Belt Press 1**

Dari Perry edisi enam (Belt conveyor,) untuk alat ini dapat menaikkan kadar solid dari 2% menjadi 40% (kenaikan kadar solid ± 40%)

Asumsi :

- Nata terdiri dari 98,62% air dan 1,38% nata kering

- **Bahan masuk :**

Dari bak Pencuci

Nata+NaClO = 17831,4556 kg/ batch

Terdiri dari : nata kering = 1,38% x 17831,4556 kg/ batch

= 246,0741 kg/batch

air = 98,62% x 17831,4556 kg/batch

= 17585,3815 kg/batch

- **Bahan Keluar :**

Ke Belt Press2 :

Nata kering = 246,0741 kg/batch

$$\text{Air} = \frac{60\%}{40\%} \times 246{,}0741 \text{ kg/hr} = 369{,}1115 \text{ kg/batch}$$

Ke bak pembuangan :

Air = 17585,3815 – 369,1115 = 17216,27 kg/batch

Neraca Massa Press1

Masuk	kg/batch	Keluar	kg/batch
*Dari bak Pencuci		*Ke Belt Press2	
Nata kering	246.0741	Nata kering	246.0741
Air	17585.3815	Air	369.1115
		*Ke bak pembuangan	
		Air	17216.2700
Total	**17831.4556**	**Total**	**17831.4556**

13. **Belt Press 2**

Asumsi :

- Berdasarkan literatur Perry untuk belt kedua diasumsi mengalami kenaikan kadar solid sebesar 40% dari 40% menjadi 80% kadar solid

  - **Bahan masuk :**

Dari Belt Press1

nata kering = 246,0741 kg/batch

air = 369,1115 kg/bacth

  - **Bahan Keluar :**

Ke Dryer :

Nata kering = 246,0741 kg/batch

$$\text{Air} = \frac{20\%}{80\%} \times 246{,}0741 \text{ kg/hr} = 61{,}5179 \text{ kg/batch}$$

Ke bak pembuangan :

Air = 369,1115 – 61,5179 = 307,5936 kg/batch

Neraca Massa Press 2

Masuk	kg/batch	Keluar	kg/batch
*Dr Belt Press1		*Ke Dryer	
Nata kering	246.0741	Nata kering	246.0741
Air	369.1115	Air	61.5179
		*Ke bak pembuangan	
		Air	307.5936
Total	**615.1856**	**Total**	**615.1856**

14. **Dryer**

Asumsi :

- Massa air yang tersisa pada kertas adalah 7% dari massa kertas

- **Bahan masuk :**

Dari Belt Press 2 :

nata kering = 246,0741 kg/batch

air = 61,5179 kg/batch

- **Bahan Keluar :**

Ke Udara :

Uap air = 61,5179 – 18,5217 = 42,9962 kg/batch

Ke Pemotongan :

Nata kering = 246,0741 kg/batch

$$\text{Air} = \frac{7\%}{93\%} \text{x } 246{,}0741 = 18{,}5217 \text{ kg/batch}$$

Neraca Massa Dryer

Masuk	kg/batch	Keluar	kg/batch
*Dr Press2		*Ke Pemotongan	
Nata kering	246.0741	Nata kering	246.0741
Air	61.5179	Air	18.5217
		*Ke Udara	
		Uap air	42.9962
Total	307.5920	Total	307.5920

15. **Pemotongan**

Asumsi :

- Kerusakan kertas karena pemotongan 10%

- **Bahan masuk :**

Dari Dryer :

Nata kering = 246,0741 kg/batch

air = 18,5217 kg/batch

Kertas = nata kering + air

= 246,0741 + 18,5217 = 264,5958 kg/batch

- **Bahan Keluar :**

Ke Pengepakan :

Kertas = 90% x 264,5958 = 238,1362 kg/batch

Ke Pembuangan :

Kertas = 264,5958 – 238,1362 = 26,4596 kg/batch

Neraca Massa Pemotongan

Masuk	kg/batch	Keluar	kg/batch
*Dr Dryer		*Ke Pengepakan	
Kertas	264.5958	Kertas	238.1362
		*Ke Pembuangan	
		Kertas	26.4596
Total	**264.5958**	**Total**	**264.5958**

APPENDIKS B

PERHITUNGAN NERACA PANAS

APENDIX B
NERACA PANAS

Assumsi : $T_{Standard\ dengan\ reaksi} = 25°C$

$T_{Standard\ tanpa\ reaksi} = 0°C$

Basis = 1 batch

1. Tangki Molase

Data untuk kapasitas panas :

- Cp lemak = 1,953 kj/kg°C = 0,4665 kkal/kg°C (Handbook of Food Engineering,table 4,hal 286)
- Cp karbohidrat ≈ Cp gula reduksi = 1,586 kj/kg°C = 0,3788 kkal/kg°C (Handbook of Food Engineering,table 4,hal 286)
- Cp Yeast ≈ Cp protein = 1,765 kj/kg°C = 0,4218 kkal/kg°C (Handbook of Food Engineering,table 4,hal 286)
- Cp gula ≈ Cp sukrosa = 0,301 kkal/kg°C (Perry,ed 7,table 2-194,hal 2-164)
- Cp impurities ≈ Cp sukrosa

Assumsi : lama pemanasan 1 jam

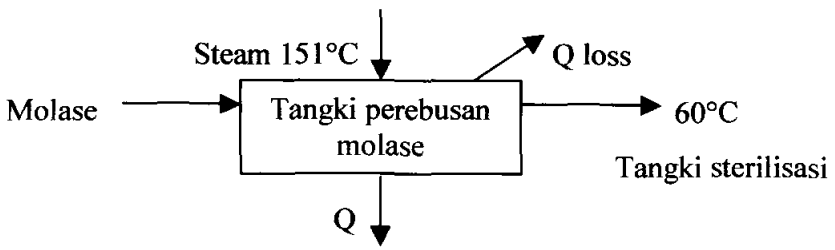
Q loss = 20 % Q steam (diluar ruangan)

T masuk = T_2 = 30 °C =303 K

T standart = T_1 = 0 °C = 273 K

$$Cp\ air = 18{,}2964 + \frac{47{,}212.10^{-2}}{2}(T_2 + T_1) - \frac{133{,}88.10^{-5}}{3}(T_2^2 + T_2T_1 + T_1^2) + \frac{1314{,}2.10^{-9}}{4}(T_2 + T_1)(T_2^2 + T_1^2)$$

Cp air = 74,5997 J/mol K = 4,1444 j/gr K = 0.9868 kal/gr K



Masuk :

$Q_{gula\ reduksi}$ = m x Cp x ΔT

= 21,8993 kg. 0,3788 kkal/kg C . (30-0) C

= 248,8636 kkal

$Q_{protein}$ = m x Cp x ΔT

= 111,5682 kg . 0,4218 kkal/kg C . (30-0) C

= 1411,7840 kkal

Q_{lemak} = m x Cp x ΔT

= 25,7465 kg . 0,4665 kkal/kg C . (30-0) C

= 360,3223 kkal

Q_{air} = m x Cp x ΔT

= 1395,0465 kg . 0,9868 kkal/kg C . (30-0) C

= 41298,9566 kkal

$Q_{impurities}$ = m x Cp x ΔT

= 88,7811 kg . 0,301 kkal/kg C . (30-0) C

= 801,6933 kkal

$Q_{suspended}$ = m x Cp x ΔT

= 1316,3273 kg . 0,301 kkal/kg C . (30-0) C

= 11886,4355 kkal

$Q_{in} = Q_{gula\ reduksi} + Q_{protein} + Q_{lemak} + Q_{air} + Q_{impurities} + Q_{suspended}$

= 56008,0553 kkal

Keluar :

$T_2 = 60°C = 333\ K$

$T_1 = 0\ °C = 273\ K$

$$Cp\ air = 18{,}2964 + \frac{47{,}212.10^{-2}}{2}(T_2 + T_1) - \frac{133{,}88.10^{-5}}{3}(T_2^2 + T_2T_1 + T_1^2) + \frac{1314{,}2.10^{-9}}{4}(T_2 + T_1)(T_2^2 + T_1^2)$$

Cp air = 74,9502 J/mol K = 4,1639 j/gr K = 0.9914 kal/gr K

$Q_{gula\ reduksi}$ = m x Cp x ΔT
= 21,8993 kg . 0,3788 kkal/kg C . (60-0) C
= 497,7273 kkal

$Q_{protein}$ = m x Cp x ΔT
= 111,5682 kg . 0,4218 kkal/kg C . (60-0) C
= 2823,5680 kkal

Q_{lemak} = m x Cp x ΔT
= 25,7465 kg . 0,4665 kkal/kg C . (60-0) C
= 720,6445 kkal

Q_{air} = m x Cp x ΔT
= 1395,0465 kg . 0,9868 kkal/kg C . (60-0) C
= 82982,9460 kkal

$Q_{impurities}$ = m x Cp x ΔT
= 88,7811 kg . 0,301 kkal/kg C . (60-0) C
= 1603,3867 kkal

$Q_{suspended}$ = m x Cp x ΔT
= 1316,3273 kg . 0,301 kkal/kg C . (60-0) C
= 23772,8710 kkal

$Q_{out} = Q_{gula\ reduksi} + Q_{protein} + Q_{lemak} + Q_{air} + Q_{impurities} + Q_{suspended}$

$= 112401,1435$ kkal

$Q_{steam} + Q_{in} = Q_{out} + Q_{loss}$

$Q_{steam} + 56008,0553 = 112401,1435 + 0,2\ Q_{loss}$

$Q_{steam} = 70491,3603$ kkal

$Q_{loss} = 14098,2721$ kkal

$P_{steam} = 5$ bar , $T = 151°C = 424,99$ K

$Q_{steam} = m \times \lambda$

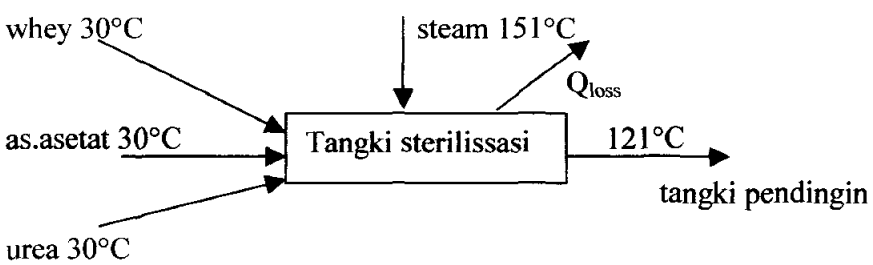
$70491,3603 = m_1 \times (656,7818 - 152,3924)$ kkal/kg

$m_{steam} = 139,7558$ kg

Neraca Panas Tangki Molase

Masuk	Kkal/batch	Keluar	Kkal/batch
$Q_{gula\ reduksi}$	248,8636	$Q_{gula\ reduksi}$	497,7273
$Q_{protein}$	1411,7840	$Q_{protein}$	2823,5680
Q_{lemak}	360,3232	Q_{lemak}	720,6445
Q_{air}	41298,9566	Q_{air}	82982,9460
$Q_{suspended\ solid}$	11886,4355	$Q_{suspended\ solid}$	23772,810
$Q_{impurities}$	801,6933	$Q_{impurities}$	1603,3867
Q_{steam}	70491,3603	Q_{loss}	14098,2721
Total	126499,4156	Total	126499,3546

2. Tangki Sterilisasi



Assumsi : kehilangan panas pada penyaringan kecil karena waktu kontak sebentar sehingga dapat diabaikan

$Q_{loss} = 10\% \; Q_{steam}$

Panas untuk menaikkan suhu 30°C dan 60°C ke suhu 121°C dan waktu sterilisasi = 1 jam

Suhu campuran larutan = 0°C

Masuk :

Dari T. molase

$Q_{gula\ reduksi}$ = m x Cp x ΔT

= 21,8993 kg. 0,3788 kkal/kg C . (60-0) C

= 497,7273 kkal

$Q_{protein}$ = m x Cp x ΔT

= 111,5682 kg. 0,4218 kkal/kg C . (60-0) C

= 2823,5680 kkal

Q_{lemak} = m x Cp x ΔT

= 25,7465 kg. 0,4665 kkal/kg C . (60-0) C

= 720,6445 kkal

Q_{air} = m x Cp x ΔT

= 1395,0465 kg. 0,9868 kkal/kg C . (60-0) C

= 82982,9460 kkal

$Q_{suspended}$ = m x Cp x ΔT

= 1316,3273 kg. 0,301 kkal/kg C . (60-0) C

= 23772,8710 kkal

$Q_{total} = Q_{gula\ reduksi} + Q_{protein} + Q_{lemak} + Q_{air} + Q_{suspended}$

= 110797,6958 kkal

Dari T. whey :

$Q_{gula\ reduksi}$ = m x Cp x ΔT

= 265,1686 kg. 0,3788 kkal/kg C . (30-0) C

= 3013,3759 kkal

$Q_{protein}$ = m x Cp x ΔT

= 1804,7445 kg. 0,4218 kkal/kg C . (30-0) C

= 22837,2369 kkal

Q_{lemak} = m x Cp x ΔT

= 152,8094 kg. 0,4665 kkal/kg C . (30-0) C

= 2138,5676 kkal

Q_{air} = m x Cp x ΔT

= 16821,9298 kg. 0,9868 kkal/kg C . (30-0) C

= 497996,4098 kkal

$Q_{total} = Q_{gula\ reduksi} + Q_{protein} + Q_{lemak} + Q_{air}$

= 525985,5902 kkal

Dari T. asam asetat :

$Q_{asam\ asetat}$ = m x Cp x ΔT

= 97,704 kg. 0,5920 kkal/kg C . (30-0) C

= 1735,2230 kkal

Dari T. urea :

Q_{urea} = m x Cp x ΔT

= 40,9221 kg. 0,32 kkal/kg C . (30-0) C

= 392,8522 kkal

keluar :

Ke T. Pendingin

T_2 = 121°C = 394 K

T_1 = 0 °C = 273 K

$$Cp\ air = 18{,}2964 + \frac{47{,}212.10^{-2}}{2}(T_2 + T_1) - \frac{133{,}88.10^{-5}}{3}(T_2^2 + T_2T_1 + T_1^2) + \frac{1314{,}2.10^{-9}}{4}(T_2 + T_1)(T_2^2 + T_1^2)$$

Cp air = 75,5619 kj/mol C = 0,9995 kkal/kg C

$Q_{gula\ reduksi}$ = m x Cp x ΔT

= (21,8993 + 265,1686) kg. 0,3788 kkal/kg C . (121-0) C

= 13157,6998 kkal

$Q_{protein}$ = m x Cp x ΔT

= (111,5682 + 1804,7445) kg. 0,4218 kkal/kg C . (121-0) C

= 97804,3843 kkal

Q_{lemak} = m x Cp x ΔT

= (25,7465 + 152,8094 kg. 0,4665 kkal/kg C . (121-0) C

= 10078,8556 kkal

Q_{air} = m x Cp x ΔT + m x λ + m x Cp x ΔT

= (1395,0465 + 16821,9298) kg. 0,9967 kkal/kg C .(100-0) C + (1395,0465 + 16821,9298) kg. 0,5377 kkal/kg + (1395,0465 + 16821,9298) kg. 0,4538 kkal/kg C .(121-100) C

= 1999085,4370 kkal

$Q_{suspended}$ = m x Cp x ΔT

= 1316,3273 kg . 0,301 kkal/kg C . (121-0) C

= 47941,9566 kkal

= 199909,1482 kkal

$Q_{asam\ asetat}$ = m x Cp x ΔT + m x λ + m x Cp x ΔT

= 97,704 kg . 0,5920 kkal/kgC . (117,4-0) C + 97,704 kg . 0,5377 kkal/kg + 97,704 kg . 3,0195 kkal/kg C .(121-117,4) C

= 7905,1036 kkal

Q_{urea} = m x Cp x ΔT

= 40,9221 kg . 0,32 kkal/kgC . (121-0) C

= 1584,5037 kkal

$Q_{Total} = Q_{gula\ reduksi} + Q_{protein} + Q_{lemak} + Q_{air} + Q_{suspended} + Q_{asam\ asetat} + Q_{urea}$

= 2329525,132 kkal

$Q_{steam} + Q_{in} = Q_{out} + Q_{loss}$

$Q_{steam} + (Q_{dari\ T.\ molase} + Q_{dari\ T.\ Whey} + Q_{dari\ T.\ Asam\ Asetat} + Q_{dari\ T.\ urea}) = Q_{ke\ T.\ pendingin} + Q_{loss}$

Q_{steam} + (110797,6958 + 525985,5902 + 1735,2230 + 392,8522) =

2329525,132 + Q_{loss}

Q_{steam} + 638911,3612 = 2329525,132 + 0,1 Q_{steam}

Q_{steam} = 1878459,745 kkal

Q_{loss} = 187845,9745 kkal

$m_{steam} = Q_{steam} / \lambda$

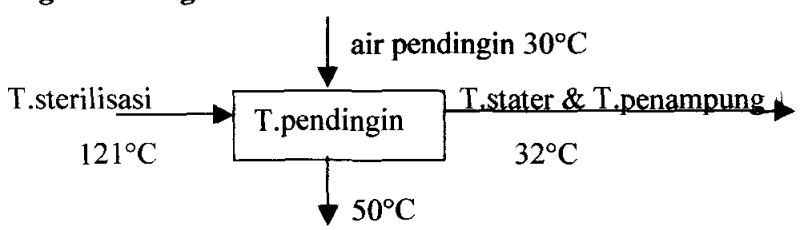
$$= \frac{1878459,745}{(656,7818 - 152,3924)}$$

= 3724,2253 kg

Neraca Panas Tangki Sterilisasi

Masuk	Kkal/batch	Keluar	Kkal/batch
Dari T.molase		Ke T.Pendingin	
$Q_{gula\ reduksi}$	497,7273	$Q_{gula\ reduksi}$	13157,6998
$Q_{protein}$	2823,5680	$Q_{protein}$	97804,3843
Q_{lemak}	720,6445	Q_{lemak}	10078,8556
Q_{air}	82982,9460	Q_{air}	2175157,9800
$Q_{suspended\ solid}$	23772,810	$Q_{suspended\ solid}$	47941,9566
Dari T.Whey		$Q_{as.asetat}$	6998,7329
$Q_{gula\ reduksi}$	3013,3759	Q_{urea}	1584,5037
$Q_{protein}$	22837,2369	Q_{loss}	190423,6389
Q_{lemak}	2138,5676		
Q_{air}	497996,4098		
Dari T.as.asetat			
$Q_{as.asetat}$	1735,2230		
Dari T.urea			
Q_{urea}	392,8522		
Q_{steam}	1904236,389		
Total	2543147,7500	Total	2543147,7500

3. Tangki Pendingin



Assumsi : kehilangan panas 10% dari Q yang diberikan

Cp air 32°C = 74,6257 kj/mol C

T keluar tangki pendingin = 32°C

Media pendingin = air dari cooling tower T_{in} = 30°C dan T_{out} = 50°C

Waktu untuk menurunkan suhu dari 121°C-32°C dianggap membutuhkan waktu selama 120 menit

Masuk :

Dari T. Pendingin

$T_2 = 121°C = 394\ K$

$T_1 = 0\ °C = 273\ K$

$$Cp\ air = 18{,}2964 + \frac{47{,}212.10^{-2}}{2}(T_2 + T_1) - \frac{133{,}88.10^{-5}}{3}(T_2^2 + T_2T_1 + T_1^2) + \frac{1314{,}2.10^{-9}}{4}(T_2 + T_1)(T_2^2 + T_1^2)$$

Cp air = 75,5619 kj/mol C = 0,9995 kkal/kg C

$Q_{gula\ reduksi}$ = m x Cp x ΔT

= (21,8993 + 265,1686) kg . 0,3788 kkal/kg C . (121-0) C

= 13157,6998 kkal

$Q_{protein}$ = m x Cp x ΔT

= (111,5682 + 1804,7445) kg . 0,4218 kkal/kg C . (121-0) C

= 97804,3843 kkal

Q_{lemak} = m x Cp x ΔT

= (25,7465 + 152,8094 kg . 0,4665 kkal/kg C . (121-0) C

= 10078,8556 kkal

Q_{air} = m x Cp x ΔT

= (1395,0465 + 16821,9298) kg . 0,9868 kkal/kg C .(121-0) C

= 2175157,9780 kkal

$Q_{suspended}$ = m x Cp x ΔT

= 1316,3273 kg . 0,301 kkal/kg C . (121-0) C

= 47941,9566 kkal

= 199909,1482 kkal

$Q_{asam\ asetat}$ = m x Cp x ΔT

= 97,704 kg . 0,5920 kkal/kgC . (121-0) C

= 6998,7329 kkal

Q_{urea} = m x Cp x ΔT

= 40,9221 kg . 0,32 kkal/kgC . (121-0) C

= 1584,5037 kkal

$Q_{Total} = Q_{gula\ reduksi} + Q_{protein} + Q_{lemak} + Q_{air} + Q_{suspended} + Q_{asam\ asetat} + Q_{urea}$

= 2352724,111 kkal

Keluar :

Tangki Stater

$Q_{gula\ reduksi}$ = m x Cp x ΔT

= 57,4136 kg . 0,3788 kkal/kg C . (32-0) °C

= 695,9447 kkal

$Q_{protein}$ = m x Cp x ΔT

= 383,2625 kg . 0,4218 kkal/kg C . (32-0) °C

= 5173,1239 kkal

Q_{lemak} = m x Cp x ΔT

= 35,7112 kg . 0,4665 kkal/kg C . (32-0) °C

= 533,0968 kkal

Q_{air} = m x Cp x ΔT

= (3643,3953 kg . 0,9868 kkal/kg C .(32-0) °C)

= 115049,6794 kkal

$Q_{suspended}$ = m x Cp x ΔT

= 263,2655 kg . 0,301 kkal/kg C . (32-0) C

= 2535,7733 kkal

$Q_{as.asetat}$ = m x Cp x ΔT

= 19,5408 kg . 0,5920 kkal/kg C . (32-0) C

= 370,1809 kkal

Q_{urea} = m x Cp x ΔT

= 8,1844 kg . 0,32 kkal/kg C . (32-0) C

= 83,8083 kkal

$Q_{total} = Q_{gula\ reduksi} + Q_{protein} + Q_{lemak} + Q_{air} + Q_{suspended} + Q_{as.asetat} + Q_{urea}$

= 124441,6073 kkal

Tangki Pendinginan

$Q_{gula\ reduksi}$ = m x Cp x ΔT

= 229,6543 kg . 0,3788 kkal/kg C . (32-0) C

= 2783,7776 kkal

$Q_{protein}$ = m x Cp x ΔT

= 1533,0502 kg . 0,4218 kkal/kg C . (32-0) C

= 20692,4984 kkal

Q_{lemak} = m x Cp x ΔT

= 142,8447 kg . 0,4665 kkal/kg C . (32-0) C

= 2132,3857 kkal

Q_{air} = m x Cp x ΔT

= (14573,5811 kg . 0,9868 kkal/kg C .(32-0) C)

= 460198,7145 kkal

$Q_{suspended}$ = m x Cp x ΔT

= 1053,0618 kg . 0,301 kkal/kg C . (32-0) C

= 10143,0913 kkal

$Q_{as.asetat}$ = m x Cp x ΔT

= 78,1632 kg . 0,5920 kkal/kg C . (32-0) C

= 1480,7237 kkal

Q_{urea} = m x Cp x ΔT

= 32,7377 kg . 0,32 kkal/kg C . (32-0) C

= 335,2340 kkal

Q_{total} = $Q_{gula\ reduksi}$ + $Q_{protein}$ + Q_{lemak} + Q_{air} + $Q_{suspended}$ + $Q_{as.asetat}$ + Q_{urea}

= 497766,4253 kkal

$Q_{loss} + Q_{air\ pendingin} = Q_{total}$

10% ($Q_{keluar} - Q_{masuk}$) + Q_{air} = ($Q_{keluar} - Q_{masuk}$)

10% (($Q_{ke\ T.\ Starter} + Q_{ke\ T.\ Penampung}$) – $Q_{dari\ T.\ Pendingin}$) + Q_{air} = (($Q_{ke\ T.\ Starter} + Q_{ke\ T.\ Penampung}$) – $Q_{dari\ T.\ Pendingin}$)

10% ((124441,6073 + 497766,4253) – 2352724,111)kkal + Q_{air} = (124441,6073 + 497766,4253) – 2352724,111

10% (622208,0326 – 2352724,111)kkal + Q_{air} = 622208,0326 – 2352724,111

$Q_{air\ pendingin}$ = - 1730516,079 + 173051,6079

$Q_{air\ pendingin}$ = m x Cp x ΔT

1557464,471 = m . 0,9965 kkal/kg C . (50-30) C

$m_{air\ pendingin}$ = 78146,7371 kg

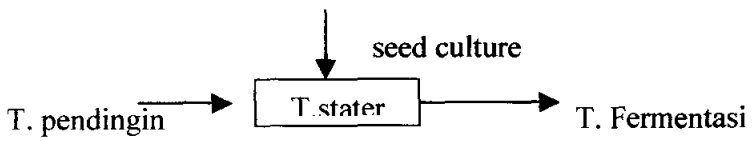
Q_{loss} = 173051,6079 kkal

Neraca Panas Tangki Pendingin

Masuk	Kkal/batch	Keluar	Kkal/batch
$Q_{gula\ reduksi}$	13157,6998	T. Stater	
$Q_{protein}$	97804,3843	$Q_{gula\ reduksi}$	695,9447
Q_{lemak}	10078,8556	$Q_{protein}$	5173,1239
Q_{air}	2175157,9800	Q_{lemak}	533,0968
$Q_{suspended\ solid}$	47941,9566	Q_{air}	115049,6794
$Q_{as.asetat}$	6998,7329	$Q_{suspended\ solid}$	2535,7733
Q_{urea}	1584,5037	$Q_{as.asetat}$	370,1809
		Q_{urea}	83,8038

		T. Penampung	
		$Q_{gula\ reduksi}$	2783,7776
		$Q_{protein}$	20692,4984
		Q_{lemak}	2132,3857
		Q_{air}	460198,7145
		$Q_{suspended\ solid}$	10143,0913
		$Q_{as.asetat}$	1480,7237
		Q_{urea}	335,2340
		Q_{loss}	173051,6079
		$Q_{air\ pendingin}$	1557464,471
Total	2352724,111	Total	2352724,112

4. Tangki Stater



Assumsi : T_{masuk} = 32 °C T_{keluar} = 30 °C

T_{ref} = 25 °C

Bm Acetobacter = 25,54

Cp Acetobacter = 9,906 cal/mol C

Reaksi yang terjadi :

$C_{12}H_{22}O_{11} + 7{,}41O_2 + 0{,}4945CO(NH_2)_2 \longrightarrow 4{,}3CH_2O_{0,52}N_{0,23} + 8{,}1947CO_2 + 7{,}6892 H_2O$

ΔH reaksi = (0,2845 ΔH_c $C_{12}H_{22}O_{11}$ + 2,1082 ΔH_c O_2 + 0,1407 ΔH_c $CO(NH_2)_2$) – (1,2234 ΔH_c $CH_2O_{0,52}N_{0,23}$ + 2,3314 ΔH_c CO_2 + 2,1867 ΔH_c H_2O)

= (0,2845 (-5644,9) + 0 + 0,1407 (-631,6)) – (1,2234 (-24,27) + 0 + 0)

= (-1605,9701 – 88,8661) – (- 29,6919)

= - 1665,1443 kj = -396,4629 kkal

Masuk :

Dari T. Pendingin

$Q_{gula\ reduksi}$ = m x Cp x ΔT

= 57,4136 kg . 0,3788 kkal/kg C . (32-25) °C

= 152,2379 kkal

$Q_{protein}$ = m x Cp x ΔT

= 383,2625 kg . 0,4218 kkal/kg C . (32-25) °C

= 1131,6209 kkal

Q_{lemak} = m x Cp x ΔT

= 35,7112 kg . 0,4665 kkal/kg C . (32-25) °C

= 116,6149 kkal

Q_{air} = m x Cp x ΔT

= 3643,3953 kg . 0,9915 kkal/kg C .(32-25) °C

= 25286,9851 kkal

$Q_{suspended}$ = m x Cp x ΔT

= 263,2655 kg . 0,301 kkal/kg C . (32-25) C

= 554,7004 kkal

$Q_{as.asetat}$ = m x Cp x ΔT

= 19,5408 kg . 0,5920 kkal/kg C . (32-25) C

= 80,9771 kkal

Q_{urea} = m x Cp x ΔT

= 8,1844 kg . 0,32 kkal/kg C . (32-25) C

= 18,3331 kkal

$Q_{total} = Q_{gula\ reduksi} + Q_{protein} + Q_{lemak} + Q_{air} + Q_{suspended} + Q_{as.asetat} + Q_{urea}$

= 27341,4694 kkal

Dari seed culture :

$Q_{gula\ reduksi}$ = m x Cp x ΔT

= 625,7903kg . 0,3788 kkal/kg C . (30-25) °C

= 1185,2468 kkal

$Q_{protein}$ = m x Cp x ΔT

= 4257,5245 kg . 0,4218 kkal/kg C . (30-25) °C

= 8979,1192 kkal

Q_{lemak} = m x Cp x ΔT

= 360,2575 kg . 0,4665 kkal/kg C . (30-25) °C

= 840,3006 kkal

Q_{air} = m x Cp x ΔT

= 39702,9802 kg . 0,9912 kkal/kg C .(30-25) °C)

= 196767,9699 kkal

Q_{O2} = m x Cp x ΔT

= 1,2721 kg . 0,2189 kkal/kg C . (30-25) C

= 1,3923 kkal

Q_{CO2} = m x Cp x ΔT

= 9,6717 kg . 0,2016 kkal/kg C . (30-25) C

= 9,7491kkal

Q_{biomas} = m x Cp x ΔT

= 4,9343 kg/hr . 0,3879 kkal/kg C . (30-25) C

= 9,5701 kkal

Q_{N2} = m x Cp x ΔT

= 803,9592 kg . 0,2471 kkal/kg C . (30-25) C

= 993,2916kkal

Q_{gula} = m x Cp x ΔT

= 70,4122 kg . 0,301 kkal/kg C . (30-25) C

= 105,9704 kkal

$Q_{total} = Q_{gula\ reduksi} + Q_{protein} + Q_{lemak} + Q_{air} + Q_{O2} + Q_{CO2} + Q_{biomas} + Q_{N2} + Q_{gula}$

$= 208892{,}6099$ kkal

Keluar :

Ke Tangki pendingin

$Q_{gula\ reduksi}$ = m x Cp x ΔT

= 683,2039 kg . 0,3788 kkal/kg C . (30-25) °C

= 1293,9882 kkal

$Q_{protein}$ = m x Cp x ΔT

= 4622,5050 kg . 0,4218 kkal/kg C . (30-25) °C

= 9748,8630 kkal

Q_{lemak} = m x Cp x ΔT

= 391,8137 kg . 0,4665 kkal/kg C . (30-25) °C

= 913,9055 kkal

Q_{air} = m x Cp x ΔT

= 43384,5525 kg . 0,9912 kkal/kg C .(30-25) °C

= 215013,8422 kkal

$Q_{suspended}$ = m x Cp x ΔT

= 239,3424 kg . 0,301 kkal/kg C . (30-25) C

= 360,2103 kkal

$Q_{as.asetat}$ = m x Cp x ΔT

= 19,5408 kg . 0,5920 kkal/kg C . (30-25) C

= 57,8408 kkal

Q_{O2} = m x Cp x ΔT

= 14,3573 kg . 0,2189 kkal/kg C . (30-25) C

= 15,7141 kkal

Q_{CO2} = m x Cp x ΔT

= 109,1283 kg . 0,2016 kkal/kg C . (30-25) C

= 110,0013 kkal

Q_{biomas} = m x Cp x ΔT

= 57,6656 kg . 0,3879 kkal/kg C . (30-25) C

= 111,8424 kkal

Q_{N2} = m x Cp x ΔT

= 1062,3524 kg . 0,2471 kkal/kg C . (30-25) C

= 1312,5364 kkal

$Q_{total} = Q_{gula\ reduksi} + Q_{protein} + Q_{lemak} + Q_{air} + Q_{suspended} + Q_{as.asetat} + Q_{O2} + Q_{CO2} + Q_{biomas} + Q_{N2}$

= 228938,7442 kkal

Excess O_2 dari kompresor :

Q_{O2} = m x Cp x ΔT

= 78,4910 kg/hr . 0,2189 kkal/kg C . (30-25) C

= 85,9084 kkal

Q_{N2} = m x Cp x ΔT

= 258,3662 kg/hr . 0,2471 kkal/kg C . (30-25) C

= 319,2114 kkal

$Q_{masuk} + \Delta H_{reaksi} = Q_{keluar} + Q_{loss}$

$(Q_{dari\ T.\ Pendingin} + Q_{dari\ Seed\ Culture} + Q_{excess}) + \Delta H_{reaksi} = Q_{ke\ T.\ Penampung} + Q_{loss}$

$(27341,4694 + 208892,6099 + 405,1198) + (-396,4629) = 228955,5178 + Q_{loss}$

Q_{loss} = 234520,2482 – 228955,5178

= 5564,7304 kkal

Masuk	Kkal/batch	Keluar	Kkal/batch
* dr T.pendingin		* ke T.penampung	
$Q_{gula\ reduksi}$	152,2379	$Q_{gula\ reduksi}$	1293,9882
$Q_{protein}$	1131,6209	$Q_{protein}$	9748,8630
Q_{lemak}	116,6149	Q_{lemak}	913,9055
Q_{air}	25286,9851	Q_{air}	215013,8422
$Q_{suspended\ solid}$	554,7004	$Q_{suspended\ solid}$	360,2103
$Q_{as.asetat}$	80,9771	$Q_{as.asetat}$	57,8408
Q_{urea}	18,3331	Q_{O_2}	15,7141
* dr seed culture		Q_{CO2}	110,0013
$Q_{gula\ reduksi}$	1185,2468	$Q_{biomass}$	111,8424
$Q_{protein}$	8979,1192	Q_{N2}	1312,5364
Q_{lemak}	840,3006	* Q_{loss}	27746,5892
Q_{air}	196767,9699		
Q_{O_2}	1,3923		
Q_{CO2}	9,7491		
$Q_{biomass}$	9,5701		
Q_{N2}	993,2916		
$Q_{sukrosa}$	105,9704		
* dr kompresor			
Q_{O_2}	85,9084		
Q_{N2}	319,2114		
*ΔH_{reaksi} (eksoterm)	396,4629		
Total	256685,3334	Total	256685,3334

5. Tangki Pendingin

Assumsi : T_{masuk} = 32 °C

T_{keluar} = 30 °C (didiamkan 1 hari suhu turun menjadi suhu ruangan)

Tangki Penampung Sementara

$Q_{gula\ reduksi}$ = m x Cp x ΔT

= 229,6543 kg . 0,3788 kkal/kg C . (32-30) C

= 173,9862 kkal

$Q_{protein}$ = m x Cp x ΔT

= 1533,0502 kg . 0,4218 kkal/kg C . (32-30) C

= 1293,2811 kkal

Q_{lemak} = m x Cp x ΔT

= 142,8447 kg . 0,4665 kkal/kg C . (32-30) C

= 133,2741 kkal

Q_{air} = m x Cp x ΔT

= 14573,5811 kg . 0,9923 kkal/kg C .(32-30) C

= 28922,7291 kkal

$Q_{suspended}$ = m x Cp x ΔT

= 1053,0618 kg . 0,301 kkal/kg C . (32-30) C

= 633,9433 kkal

$Q_{as.asetat}$ = m x Cp x ΔT

= 78,1632 kg . 0,5920 kkal/kg C . (32-30) C

= 92,5452 kkal

Q_{urea} = m x Cp x ΔT

= 32,7377 kg . 0,32 kkal/kg C . (32-30) C

= 20,9521 kkal

$Q_{total} = Q_{gula\ reduksi} + Q_{protein} + Q_{lemak} + Q_{air} + Q_{suspended} + Q_{as.asetat} + Q_{urea}$

= 31270,7111 kkal

$Q_{loss} = Q_{total}$ = 31270,7111 kkal

6. Fermentor

Assumsi : T_{masuk} = 30 °C

T_{keluar} = 30 °C

Nata didapat pada hari ke - 4

Glukosa yang bereaksi menjadi nata 85%

Reaksi yang terjadi :

Reaksi 1 :

$C_{12}H_{22}O_{11} + 7{,}41\ O_2 + 0{,}4945\ CO(NH_2)_2 \rightarrow 4{,}3\ CH_2O_{0,52}N_{0,23} + 8{,}1947\ CO_2 + 7{,}6892\ H_2O$

Reaksi 2 :

$C_{12}H_{22}O_{11} + H_2O \rightarrow C_6H_{12}O_6$ (fruktosa) + $C_6H_{12}O_6$ (glukosa)

Reaksi 3 :

$n\ C_6H_{12}O_6 \rightarrow (C_6H_{12}O_6)_n$ (produk nata,)

ΔH reaksi1 = $(1{,}1035\ \Delta H_c\ C_{12}H_{22}O_{11} + 8{,}1766\ \Delta H_c\ O_2 + 0{,}5456\ \Delta H_c\ CO(NH_2)_2) -$
$(4{,}7446\ \Delta H_c\ CH_2O_{0,52}N_{0,23} + 9{,}0425\ \Delta H_c\ CO_2 + 8{,}4846\ \Delta H_c\ H_2O)$

$= (1{,}1035\ (-5644{,}9) + 0 + 0{,}5456\ (-631{,}6)) - (4{,}7446\ (-24{,}27) + 0 + 0)$

$= (-6229{,}1472 - 344{,}6009) - (-115{,}1514)$

$= -6458{,}5967$ kj $= -1537{,}7611$ kkal

ΔH reaksi2 = $(2{,}6755\ \Delta H_c\ C_{12}H_{22}O_{11} + 2{,}6755\ \Delta H_c\ H_2O) - (2{,}6755\ \Delta H_c\ C_6H_{12}O_{6\ glukosa} + 2{,}6755\ \Delta H_c\ C_6H_{12}O_{6\ fruktosa})$

$= (2{,}6755\ (-5644{,}9) + 0) - (2{,}6755\ (-2805) + 2{,}6755\ (-2813{,}7))$

$= (-15102{,}9299 - (-7504{,}7775 - 7528{,}0544)$

$= -70{,}0981$ kj $= -16{,}6900$ kkal

ΔH reaksi3 = $(4{,}5483\ \Delta H_c\ C_6H_{12}O_{6\ glukosa}) - (1{,}5161\ \Delta H_c\ (C_6H_{12}O_6)_{n\ nata})$

$= (4{,}5483\ (-2805)) - (1{,}5161\ (-9745{,}7))$

$= (-12757{,}9815) + (14775{,}4558)$

$= 2017{,}4743$ kj $= 480{,}3570$ kkal

ΔH reaksi total = ΔH reaksi1 + ΔH reaksi2 + ΔH reaksi3

= -1537,7611 kkal + (-16,6900 kkal)+ 480,3570 kkal

= -1074,0941 kkal

masuk :

dr T. Penampung :

$Q_{gula\ reduksi}$ = m x Cp x ΔT

= 229,6543 kg . 0,3788 kkal/kg C . (30-25) C

= 434,9654 kkal

$Q_{protein}$ = m x Cp x ΔT

= 1533,0502 kg . 0,4218 kkal/kg C . (30-25) C

= 3233,2027 kkal

Q_{lemak} = m x Cp x ΔT

= 142,8447 kg . 0,4665 kkal/kg C . (30-25) C

= 333,1853 kkal

Q_{air} = m x Cp x ΔT

= 14573,5811 kg . 0,9912 kkal/kg C .(30-25) C

= 72226,6679 kkal

$Q_{suspended}$ = m x Cp x ΔT

= 1053,0618 kg . 0,301 kkal/kg C . (30-25) C

= 1584,8582 kkal

$Q_{as.asetat}$ = m x Cp x ΔT

= 78,1632 kg/hr . 0,5920 kkal/kg C . (30-25) C

= 231,3631 kkal

Q_{urea} = m x Cp x ΔT

= 32,7377 kg . 0,32 kkal/kg C . (30-25) C

= 52,3803 kkal

$Q_{total} = Q_{gula\ reduksi} + Q_{protein} + Q_{lemak} + Q_{air} + Q_{suspended} + Q_{as.asetat} + Q_{urea}$

$= 78096{,}6229$ kkal

dr T. Starter

$Q_{gula\ reduksi}$ = m x Cp x ΔT

= 683,2039 kg . 0,3788 kkal/kg C . (30-25) °C

= 1293,9882 kkal

$Q_{protein}$ = m x Cp x ΔT

= 4622,5050 kg . 0,4218 kkal/kg C . (30-25) °C

= 9748,8630 kkal

Q_{lemak} = m x Cp x ΔT

= 391,8137 kg . 0,4665 kkal/kg C . (30-25) °C

= 913,9055 kkal

Q_{air} = m x Cp x ΔT

= 43384,5525 kg . 0,9912 kkal/kg C .(30-25) °C

= 215013,8422 kkal

$Q_{suspended}$ = m x Cp x ΔT

= 239,3424 kg . 0,301 kkal/kg C . (30-25) C

= 360,2103 kkal

$Q_{as.asetat}$ = m x Cp x ΔT

= 19,5408 kg . 0,5920 kkal/kg C . (30-25) C

= 57,8408 kkal

Q_{O2} = m x Cp x ΔT

= 14,3573 kg . 0,2189 kkal/kg C . (30-25) C

= 15,7141 kkal

Q_{CO2} = m x Cp x ΔT

= 109,1283 kg . 0,2016 kkal/kg C . (30-25) C

= 110,0013 kkal

Q_{biomas} = m x Cp x ΔT

= 57,6656 kg . 0,3879 kkal/kg C . (30-25) C

= 111,8424 kkal

Q_{N2} = m x Cp x ΔT

= 1062,3524 kg . 0,2471 kkal/kg C . (30-25) C

= 1312,5364 kkal

$Q_{total} = Q_{gula\ reduksi} + Q_{protein} + Q_{lemak} + Q_{air} + Q_{suspended} + Q_{as.asetat} + Q_{O2} + Q_{CO2} + Q_{biomas} + Q_{N2} + Q_{gula}$

= 228938,7442 kkal

Keluar :

Ke T. Pengolahan Limbah

$Q_{gula\ reduksi}$ = m x Cp x ΔT

= 912,8583 kg . 0,3788 kkal/kg C . (30-25) °C

= 1728,9536 kkal

$Q_{protein}$ = m x Cp x ΔT

= 6070,1032 kg . 0,4218 kkal/kg C . (30-25) °C

= 12801,8477 kkal

Q_{lemak} = m x Cp x ΔT

= 515,2374 kg . 0,4665 kkal/kg C . (30-25) °C

= 1201,7912 kkal

Q_{air} = m x Cp x ΔT

= 43375,7831 kg . 0,9912 kkal/kg C .(30-25) °C

= 214970,381 kkal

$Q_{as.asetat}$ = m x Cp x ΔT

= 48,8520 kg . 0,5920 kkal/kg C . (30-25) C

= 144,6019 kkal

Q_{O2} = m x Cp x ΔT

= 66,6839 kg . 0,2189 kkal/kg C . (30-25) C

= 72,9855 kkal

Q_{CO2} = m x Cp x ΔT

= 507,0015 kg . 0,2016 kkal/kg C . (30-25) C

= 511,0575 kkal

Q_{biomas} = m x Cp x ΔT

= 284,6657 kg . 0,3879 kkal/kg C . (30-25) C

= 552,1091 kkal

Q_{N2} = m x Cp x ΔT

= 2095,8434 kg . 0,2471 kkal/kg C . (30-25) C

= 2589,4145 kkal

$Q_{glukosa}$ = m x Cp x ΔT

= 144,4758 kg . 0,30575 kkal/kg C . (30-25) C

= 220,8674 kkal

$Q_{total} = Q_{gula\ reduksi} + Q_{protein} + Q_{lemak} + Q_{air} + Q_{glukosa} + Q_{as.asetat} + Q_{O2} + Q_{CO2} + Q_{biomas} + Q_{N2}$

= 234794,0094 kkal

Ke Bak Pencucian

Q_{nata} = m x Cp x ΔT

= 15505,6136 kg . 0,3467 kkal/kg C .(30-25) °C

= 26878,9812 kkal

$Q_{as.asetat}$ = m x Cp x ΔT

= 48,8520 kg . 0,5920 kkal/kg C . (30-25) C

= 144,6019 kkal

$Q_{total} = Q_{nata} + Q_{as.asetat}$

= 27023,5831 kkal

Excess O_2 dari kompresor :

Q_{O2} = m x Cp x ΔT

= 313,9802 kg . 0,2189 kkal/kg C . (30-25) C

= 343,6513 kkal

Q_{N2} = m x Cp x ΔT

= 1033,5181 kg . 0,2471 kkal/kg C . (30-25) C

= 1276,9117 kkal

$Q_{masuk} + \Delta H_{reaksi} = Q_{keluar} + Q_{loss}$

$(Q_{dari\ T.\ Pendingin} + Q_{dari\ T.\ Starter} + Q_{excess}) + \Delta H_{reaksi} = Q_{ke\ T.\ Limbah} + Q_{bak\ pencuci} + Q_{loss}$

(78096,6229 + 228938,7442 + 1620,5630) + (-1074,0941) = 234794,0094 + 27023,5831 $+Q_{loss}$

Q_{loss} = 307581,836 – 261817,5925

= 45764,2435 kkal

Neraca Panas Fermentor

Masuk	Kkal/batch	Keluar	Kkal/batch
* dr T.pendingin		* ke bak pencuci	
$Q_{gula\ reduksi}$	434,9654	Q_{nata}	26878,9812
$Q_{protein}$	3233,2027	$Q_{as.\ asetat}$	144,6019
Q_{lemak}	333,1853	* ke T.limbah	
Q_{air}	72226,6679	$Q_{gula\ reduksi}$	1728,9536
$Q_{suspended\ solid}$	1584,8582	$Q_{protein}$	12801,8477
$Q_{as.asetat}$	231,3631	Q_{lemak}	1201,7912
Q_{urea}	52,3803	Q_{air}	214970,381
* dr T. Starter		$Q_{glukosa}$	220,8674
$Q_{gula\ reduksi}$	1293,9882	$Q_{as.asetat}$	144,6019
$Q_{protein}$	9748,8630	Q_{O2}	72,9855
Q_{lemak}	913,9055	Q_{CO2}	511,0575
Q_{air}	215013,8422	$Q_{biomass}$	552,1091

$Q_{suspended\ solid}$	360,2103	Q_{N2}	2589,4145
$Q_{as.asetat}$	57,8408	* Q_{loss}	45764,2435
Q_{O2}	15,7141		
Q_{CO2}	110,0013		
$Q_{biomass}$	111,8424		
Q_{N2}	1312,5364		
* dr kompresor			
Q_{O2}	343,6513		
Q_{N2}	1276,9117		
*ΔH_{reaksi} (eksoterm)	1074,0941		
Total	307581,836	Total	307581,836

7. Dryer

Assumsi : T_{masuk} = 30 °C

T_{keluar} = 80 °C

T_{keluar} = 80 °C

Q loss = 10% Q steam

Masuk :

Dr Press2

Q_{nata} = m x Cp x ΔT

= 246,0741 kg . 0,3467 kkal/kg C .(30-0) °C

= 2559,4167 kkal

Q_{air} = m x Cp x ΔT

= 61,5179 kg . 0,9868 kkal/kg C . (30-0) C

= 1821,1936 kkal

Keluar

Ke Pemotongan

Q_{nata} = m x Cp x ΔT

= 246,0741 kg . 0,3467 kkal/kg C .(80-0) °C

= 6825,1112 kkal

Q_{air} = m x Cp x ΔT

= 18,5217 kg . 0,9868 kkal/kg C . (80-0) C

= 1462,1771 kkal

ke Udara

$Q_{uap\ air}$ = m x Cp x ΔT + m x λ

= 42,9962 kg . 0,9967 kkal/kg C .(100-0) C + 42,9962 kg . 0,5377 kkal/kg

= 4308,5503 kkal

$Q_{steam} + Q_{in} = Q_{out} + Q_{loss}$

$Q_{steam} + Q_{dari\ Press2} = (Q_{ke\ Pemotongan} + Q_{ke\ Udara}) + Q_{loss}$

$Q_{steam} + (2559,4167 + 1821,1936) = (6825,1112 + 1462,1771 + 4308,5503) + Q_{loss}$

$Q_{steam} + 4380,6103 = 12595,8386 + 0,1\ Q_{steam}$

Q_{steam} = 9128,0314 kkal

Q_{loss} = 912,8031 kkal

$m_{steam} = Q_{steam} / \lambda$

$$= \frac{9128,0314}{(656,7818 - 152,3924)}$$

= 18,0972 kg

Neraca Panas Dryer

Masuk	Kkal/batch	Keluar	Kkal/batch
Dr Press2		Ke Pemotongan	
Q_{nata}	2559,4167	Q_{nata}	6825,1112
Q_{air}	1821,1936	Q_{air}	1462,1771
Q_{steam}	9128,0314	Ke Udara	
		$Q_{uap\ air}$	4308,5503
		Q_{loss}	912,8031
Total	13508,6417	Total	13508,6417

APPENDIKS C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

APPENDIX C

SPESIFIKASI ALAT

1. Tangki penyimpan whey (F-110)

Fungsi : untuk menyimpan whey selama satu hari

Type : silinder tegak dengan atap dan alas berbentuk flat

Kapasitas : 19089,24 kg/hari

Perhitungan :

Densitas (ρ) whey = 0,9986 kg/l = 62,3404 lb/ft^3

$$\text{Kecepatan volumetric} = \frac{kapasitas}{densitas} = \frac{19089{,}24 kg/hari}{0{,}9986 kg/L} = 19116{,}0024 \text{ L/hari}$$

Volume whey selama 1 hari = 19116,0024 L/hari x 1 hari

= 19116,0024 L = 19,1160 m^3

volume whey adalah 80% volume shell, sehingga

$$\text{volume shell} = \frac{volumewhey}{80\%}$$

$$= \frac{19{,}1160}{0{,}8} = 23.895 \text{ m}^3$$

$$\text{volume shell} = \frac{\pi}{4} \text{ x } D^2 \text{ x } H$$

Dimana H/D = 2

$$23.895 \text{ m}^3 = \frac{2\pi}{4} \text{ x } D^3$$

D = 3,6334 m = 143,0469 in

H = H liquid = 7,2668 m = 286,0938 in = 23,8409 ft

Tinggi cairan dalam tangki pada keadaan maksimum = H_{tangki} = 29,8011 ft

$$Phid = \frac{\rho x Htot}{144} \quad \text{.....(Brownell\&Young,p.46,eq.3.17)}$$

$$= \frac{62,3617x23,8409}{144} = 10,3247 \text{ psi}$$

P = P udara luar + P hid = 14,6959 psi + 10,3247 psi = 25,0206 psia

P design = 1,3 P = 32,5267 psia

Tebal shell

$$t_s = \frac{P.ID}{2.fall.E} + C \quad \text{.....(Brownell\&Young,p.45,eq.3.16)}$$

dimana,

P = tekanan design = 32,5267 psia

ID = diameter shell = 143,0469 in

F_{all} = allowable stress = 16250 lb/in^2

(stainless steels SA-240 Grade A, Brownell&Young,p.342,App.D)

&Young,p.254,table.13.2)

c = corrosion allowance = 1/8 in

E = efisiensi sambungan = 80 %

(Double welded but joint,Brownell

$$t_s = \frac{32,5267x143,0469}{2x16250x0,8} + \frac{1}{8} = 0,3039 \text{ inch} = 5/16 \text{ inch}$$

tebal tutup atas = tebal tutup bawah (bentuk flat)

$$t_B = \frac{P.ID}{2.fall.E} + C \quad \text{.....(Brownell\&Young ,p.45,eq.3.16)}$$

dimana,

P = tekanan design = 32,5267 psia

ID = diameter shell = 143,0469 in

F_{all} = allowable stress = 16250 lb/in

(stainless steels SA-240 Grade A, Brownell&Young,p.342,App.D)

&Young,p.254,table.13.2)

c = corrosion allowance = 1/8 in E = efisiensi sambungan = 80 %

(Double welded but joint,Brownell

$$t_B = \frac{32,5267x143,0469}{2x16250x0,8} + \frac{1}{8} = 0,3039 \text{ inch} = 5/16 \text{ inch}$$

Spesifikasi Alat :

1. Kapasitas maksimum : 23,895 m^3
2. Kapasitas operasi : 19,1160 m^3
3. Tinggi silinder : 7,2668 m
4. Diameter silinder : 3,6334 m
5. Tebal silinder : 5/16 *in*
6. Tebal flat atas : 5/16 *in*
7. Tebal flat bawah : 5/16 *in*
8. Bahan : Stainless steel SA-240 Grade A
9. jumlah : 1

2. Urea ($CO(NH_2)_2$) warehouse

Fungsi : untuk menyimpan urea selama 30 hari

Type : Gedung dengan konstruksi beton

Dasar perecanaan : T udara = 30°C

P udara = 1 atm

Bulk Density = 47,5 lb/ft^3 (urea teknis)

Kapasitas Urea : 40,6221 kg/hari

Jumlah Urea yang harus disimpan = 40,6221 kg/hari x 30 hari

= 1218,663 kg

= 2686,6644 lb

Volume urea = $\frac{2686,6644 lb}{47,5 lb / ft^3}$ = 56,5613 ft^3

Volume storage = 2 x volume urea

= 113,1226 ft^3

Storage dengan alas persegi empat :

Panjang = 2 x L

Tinggi = t = 2 m = 6,5616 ft

Volume storage = p x L x t

113,1226 = 2 x L x L x t

= 2 x L^2 x 6,5616

L = 8,6200 ft = 2,627 m ≈ 2,7 m

P = 2 x L = 5,4 m

Luas = P x L = 14,6 m^2

Spesifikasi Alat :

1. Kapasitas : 1218,663 kg
2. Tinggi warehouse : 2 m
3. Panjang warehouse : 5,4 m
4. Lebar warehouse : 2,7 m
5. Bahan konstruksi : concreate beton
6. jumlah : 1 buah

3. Tangki molase (M – 120)

fungsi : untuk menampung molase selama 15 hari

Type : silinder tegak dengan tutup atas dish head dan tutup bawah berbentuk konis dan dilengkapi dengan coil pemanas dan pengaduk.

Kapasitas = 2959,369 kg/hari

Jumlah molase yang disimpan = 2959,369 kg/hari x 15 hari

= 44390,535 kg

$$\text{Volume molase} = \frac{kapasitas}{\rho_{larutan}} = \frac{44390{,}535 kg}{1{,}3933 kg/lt} = 31859{,}9978 \text{ lt} = 31{,}8599 \text{ m}^3$$

Volume molase = 80% volume tangki

$$\text{Volume tangki} = \frac{100}{80} \text{x } 31{,}8599 = 39{,}8248 \text{ m}^3 = 1406{,}3331 \text{ ft}^3$$

Keterangan :

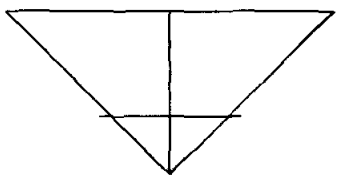
D = diameter shell

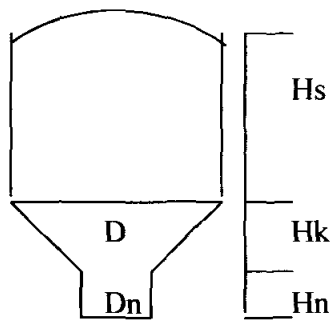
H = tinggi shell

Hk = tinggi konis

Hn = tinggi nozzle

Dn = diameter nozzle





$Hn = \frac{Dn}{2tg.\alpha}$, Dn = 0,5 ft

$Hk = \frac{D}{2tg.\alpha} - Hn = \frac{D - Dn}{2tg.\alpha}$

$\alpha = 30°$

Volume shell $= \frac{\pi}{4} D^2.H_s$ (dengan $H_s = D$)

$= 0{,}785. D^3$

Volume konis $= \frac{1}{3} . \frac{\pi}{4}.D^2.Hk - \frac{1}{3}.\frac{\pi}{4}.D^2.Hn$

$= \frac{1}{3} . \frac{\pi}{4}.D^2. \frac{D}{2tg.\alpha} - \frac{1}{3}.\frac{\pi}{4}.D^2. \frac{Dn}{2tg.\alpha}$

$$= \frac{\pi}{24 tg.\alpha}(D^3 - Dn^3)$$

Volume dished head = 0,000049 D^3

Volume tangki = volume shell + volume konis + volume dish

$$= 0{,}785\ D^3 + \frac{\pi}{24 tg.\alpha}(D^3 - Dn^3) + 0{,}000049\ D^3$$

$$= 0{,}785\ D^3 + \frac{\pi}{24 tg.\alpha} D^3 - \frac{\pi}{24 tg.\alpha} Dn^3 + 0{,}000049\ D^3$$

$$= D^3\ (0{,}785 + \frac{\pi}{24 tg.\alpha} + 0{,}000049) - \frac{\pi}{24 tg.\alpha}(Dn^3)$$

$$D^3 = \frac{volume \tan gki + \left(\frac{\pi}{24 \tan \alpha}\right) x Dn^3}{\frac{\pi}{24 \tan \alpha} + 0{,}785 + 0{,}000049}$$

D^3 = 1390,2345 ft

D = 11,1608 ft

H_{shell} = D = 11,1680 ft

Volume molase dalam konis $= \frac{\pi}{24 tg.\alpha}(D^3 - Dn^3)$

$$= \frac{\pi}{24 tg.30}(11{,}1680^3 - 0{,}5^3)$$

$$= 314{,}9973\ ft^3$$

tinggi molase dalam konis $= \frac{D - Dn}{2 tg.\alpha} = \frac{11{,}1680 - 0{,}5}{2 tg 30} = 9{,}2325$ ft

volume molase dalam shell = volume molase – volume molase dalam konis

$$\frac{\pi}{4}.D^2.H_1 = 1125,1156\ ft^3 - 314,9973\ ft^3$$

$$\frac{\pi}{4}.11,1680^2.H_1 = 810,1183\ ft^3$$

$$H_1 = 8,2849\ ft$$

Tinggi molase dalam tangki = tinggi molase dalam shell + tinggi molase dalam konis

$$= 9,2325\ ft + 8,2849\ ft$$

$$= 17,5174\ ft$$

$$P_{hid} = \frac{\rho x Htotal}{144} \quad \text{.....(Brownell\&Young, p.46, eq.3.17)}$$

$$= \frac{49,1574 lb/ft^3 x 17,5174 ft}{144} = 10,5814\ psi$$

$P_{operasi} = P_{udara\ luar} + P_{hid} = 14,7\ psi + 10,5814\ psi = 25,2814\ psia$

$P_{design} = 1,2\ P_{ops} = 30,3377\ psia$

Tebal shell

$$t_s = \frac{P.ID}{2.fall.E} + C \quad \text{.....(Brownell\&Young,p.45,eq.3.16)}$$

dimana,

P = tekanan design = 30,3377 psia

ID = diameter shell = 11,1680 ft

f_{all} = allowable stress = 16250 lb/in^2

(Stainless Stell SA-240 Grade A,B&Y,p.342, App D)

E = efisiensi sambungan = 80%

(Double Wellded butt joint, B&Y, p.254, table 13.2)

c = corrosion allowance = 1/8 in

$$T_{shell} = \frac{P.Di}{2.f.E} + c = \frac{30{,}3377 psia.11{,}1680 ft.12}{2.16250.0{,}8} + 1/8 = 0{,}2812 \text{ in}$$

Tebal shell diambil 5/16 in

OD shell = 2 x t_s + ID

= 134,492 in

Tebal konis

$$T_{konis} = \frac{P.Di}{2.\cos\alpha.(f.E - 0{,}6P)} + c = \frac{30{,}3377 psia.11{,}1680 ft.12}{2.\cos 30.(16250.0{,}8 - 0{,}6.30{,}3377)} + 0{,}125$$

= 0,3057 in ≈

tebal konis diambil 5/16 in

Tebal Dish

Dari B&Y hal 89 diperoleh : OD standart = 138 in

icr = 6 1/8 in

r = 96 in

$$\text{Stress intensification factor} = w = \frac{1}{4} \text{ x } \left(3 + \left(\frac{rc}{icr}\right)^{0.5}\right) \text{.....(B\&Y,eq 7.76,p.138)}$$

$$W = \frac{1}{4} \text{ x } \left(3 + \left(\frac{96}{6{,}125}\right)^{0.5}\right)$$

= 1,7397

$$td = \frac{Pxrcxw}{2xfxE - 0.2xP} + C$$

$$= \frac{30{,}3377 psiax96inx1{,}7631}{2x16250x0{,}8 - 0{,}2x30{,}3377 psia} + 1/8$$

= 0,3199 in = 5/16 in

dari B&Y table 5.8 hal 93 didapatkan sf (straight flange) = 3,5 in

dari B&Y hal 87 fig. 5.8 :

$a = \frac{ID}{2} = 66,9648$ in

$AB = \frac{ID}{2} - icr = 60,8398$ in

$BC = rc - icr = 89,875$ in

$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} = 29,8483$ in

$OA = td + b + sf = 33,6682$ in $= 2,8056$ ft

Tinggi tangki keseluruhan = $H_{shell} + H_{konis} + OA = 23,1989$ ft

$= 7,0711$ m ≈ 7 m

Pengaduk

Tipe : flat six blade turbine with disk

Dari Geankoplis 3rd, table 3.4-1,p.144, diperoleh :

Da = 0,3 Dt = 0,3 x 11,1680 ft = 3,3482 ft

J/Dt = 1/12 , J = 1/12 x 11,1680 ft = 0,9300 ft

Da/W = 5 , W = Da/5 = 0,6696 ft

C/Dt = 1/3 , C = Dt x 1/3 = 3,7202 ft

L/Da = ¼ , L = Da x ¼ = 0,8370 ft

Dimana :

Da = diameter pengaduk

Dt = diameter tangki

L = panjang blade

C = jarak dari dasar tangki

J = lebar baffle

Kecepatan agitator antara 20 – 150 (Mc.Cabe 5th ed,p.238) diambil 50 rpm = 0,833 rps.

$$Nre = \frac{NxDa^2x\rho}{\mu}$$

μ molase pada T = 60°C = $4,3533.10^{-3}$ kg/m.s .....(Perry, 5th ed,p.3-254)

ρ molase pada T = 60°C = 787,429 kg/m^3

$$Nre = \frac{0,8333x(1,0205)^2x787,429}{4,3533.10^{-3}} = 156971,2831$$

Dari Geankoplis 3rd, p.145, fig.3.4-4 diperoleh Np = 5,4

Power untuk pengaduk :

$P = Np.\rho.N^3.Da^5 = 5,4 . 787,492 .(0,8333)^3. (1,0205)^5$

$= 2723,1675$ J/s

$= 3,6517$ hp

dari Peter&Timerhause 4th ed,p.521,fig.14-38 diperoleh ηmotor = 84 %

$$\text{Power motor yang dipakai} = \frac{3,6517}{0,84} = 4,3472 \text{ hp}$$

Perancangan Jaket Pemanas

Tebal jaket = tebal shell = 0,2812 in

Massa steam = 139,7558 kg/hari (dalam 1 hari pemanas beroperasi dalam 1 jam)

$$= 139,7558 \text{ kg/hari x } \frac{1hari}{1jam} = 139,7558 \text{ kg/jam}$$

ρ steam pada 151°C = 2,6069 kg/m^3

rate volumetric steam = $\frac{139,7558 kg/jam}{2,6069 kg/m^3}$ = 53,6099 m^3/jam = 0,0148 m^3/s

ditetapkan kecepatan aliran steam (V) = 1 ft/s = 0,3048 m/s

rate volumetric = A x V

= ¼ π ($Di^2_{jaket} - Do^2_{shell}$) x V

0,0148 m^3/s = ¼ π ($Di^2_{jaket} - 3,4097^2$) x 0,3048

Di^2_{jaket} = 11,6879 m^2

Di_{jaket} = 3,4187 m

Di_{jaket} = Do_{shell} + jaket spacing

3,4187 m = 3,4097 + Js

Js = 0,0124 m

OD jaket = Idjaket + 2.Js

= 3,4221 + 2 . 0,0124

= 3,4469 m

$\ln \frac{(t1-T1)}{(t1-T2)} = \frac{U.A.\theta}{M.C}$ .....(Kern,eq 18.7,p.627)

overall UD = 100 – 500 Btu/hr.ft^2.°F

diambil 300 Btu/hr.ft^2.°C = 1465,6473 kkal/jam.m^2 °C (Kern,table 8. p.840)

T1 = suhu bahan masuk = 30°C

T2 = suhu bahan keluar = 60°C

T1 = suhu steam masuk = 151°C

θ = waktu = 1 jam = 60 menit

M = massa bahan dlam tangki = 2959,369 kg x 7 = 20715,583 kg

C = 16,6899 kkal/kg°C

$$\ln \frac{(151-30)}{(151-121)} = \frac{1465{,}6473.A.1}{20715{,}583.16{,}6899}$$

A = 67,2142 m^2

A = luas jaket pada + luas jaket pada konis

67,2142 = π. OD shell . Hj + (π.Rs.S - π.Rn.S)

= π. OD shell . Hj + (Rs.(Rs/sinα) – Rn.(Rn/sinα))

= π. OD shell . Hj + π/sinα ($Rs^2 - Rn^2$)

= π. 3,4097 Hj + π/sin30 ($0{,}9649^2 - 0{,}0302^2$)

67,2142 = 10,7064 Hj + 5,8410

Hj = 5,7323 m < H shell (7 m) ⟶ memenuhi

Spesifikasi Alat :

1. kapasitas : 2959,369 kg/hari
2. OD shell : 3,4097 m
3. ID shell : 3,4018 m
4. H shell : 7m
5. Tebal shell : 5/16 in
6. Tebal konis : 5/16 in
7. Tebal Head : 5/16 in
8. Jenis pengaduk: six blade turbine
9. Power pengaduk: 4,5 Hp

10. Tinggi jaket : 5,7323 m

11. jumlah tangki : 1

4. Warehouse Asam Asetat

fungsi : untuk menyimpan Asam Asetat selama 30 hari

type : gedung dengan konstruksi beton

kapasitas : 1593 lt / 30 hari = 2931,12 kg

Spesifikasi :

1. kapasitas = 2931,12 kg
2. Tinggi warehouse = 3 m
3. Panjang warehouse = 6,3 m
4. Lebar warehouse = 4,8 m
5. Bahan konstruksi = concreate beton
6. jumlah = 1

5. Tangki Sterilisasi (M-130)

Fungsi : untuk mensterilkan larutan media yang akan digunakan sebagai media tumbuhnya bakteri

Type : silinder tegak dengan tutup atas dished head dan tutup bawah plate dilengkapi dengan pemanas dan pengaduk.

Kapasitas : 22053,8662 kg/batch

Dasar perencanaan : suhu operasi 121 °C

Densitas campuran (ρ) molase + whey = (0,1x1,3933) + (0,9x0,9986)

= 1,0381 kg/lt

asumsi ρ larutan = ρ air = 943,5 kg/m^3

Volume larutan $= \frac{kapasitas}{\rho}$

$= \frac{22053{,}8662 kg}{943{,}5 kg/m^3} = 23{,}3742\ m^3 = 825{,}4476\ ft^3$

Volume larutan adalah 80 % volume tangki

Volume tangki $= \frac{volume larutan}{0{,}8}$

$= \frac{23{,}3742}{0{,}8} = 29{,}2177\ m^3 = 1031{,}8095\ ft^3$

Volume tangki = volume shell + volume dished head

Volume shell = $\pi/4\ D^2\ H$ (dimana H = 1,5D)

Volume dished head = $0{,}000049\ D^3$ .....(B&Y,eq 5.11,p,88)

Volume tangki = $\pi/4\ D^2\ H + 0{,}000049\ D^3$

$1031{,}8095\ ft^3 = 1{,}1775\ D^3 + 0{,}000049\ D^3$

$D = 9{,}5691$ ft

H = 1,5 x 9,5691 = 14,3536 ft

Volume cairan dalam shell = $\pi/4\ D^2\ H_{cairan}$

$H_{cairan} = \frac{825{,}4476}{\pi/4x(9{,}5691)^2} = 11{,}4836$ ft

$P_{hid} = \frac{\rho x Htotal}{144}$ .....(Brownell&Young, p.46, eq.3.17)

$= \frac{58{,}9006 lb/ft^3 x 11{,}4836 ft}{144} = 4{,}6971$ psi ≈ 4,7 psi

$P_{operasi} = P_{udara\ luar} + P_{hid} = 14,7\ psi + 4,7\ psi = 19,4\ psia$

$P_{design} = 1,2\ P_{ops} = 23,28\ psia$

Tebal shell

$$t_s = \frac{P.ID}{2.fall.E} + C \quad \text{.....(Brownell\&Young,p.45,eq.3.16)}$$

dimana,

P = tekanan design = 23,28 psia

ID = diameter shell = 9,5691 ft

f_{all} = allowable stress = 16250 lb/in^2

(Stainless Stell SA-240 Grade A,B&Y,p.342, App D)

E = efisiensi sambungan = 80%

(Double Wellded butt joint, B&Y, p.254, table 13.2)

c = corrosion allowance = 1/8 in

$$T_{shell} = \frac{P.Di}{2.f.E} + c = \frac{23,28 psia.9,5691 ft.12}{2.16250.0,8} + 1/8 = 0,2278 \text{ in}$$

Tebal shell diambil 1/4 in

Tebal tutup Bawah (plate)

$$T_b = \frac{P.ID}{2.fall.E} + C \quad \text{.....(Brownell\&Young,p.45,eq.3.16)}$$

$$= \frac{23,28 psia.9,5691 ft.12}{2.16250.0,8} + 1/8 = 0,2278 \text{ in} \approx \tfrac{1}{4} \text{ in}$$

OD shell = 2 x t_s + ID

= 114,029 in

Tebal Dish

Dari B&Y hal 89 diperoleh : OD standart = 114 in

icr = 6 7/8 in

r = 108 in

Stress intensification factor = $w = \frac{1}{4} \text{ x } \left(3+\left(\frac{rc}{icr}\right)^{0.5}\right)$ .....(B&Y,eq 7.76,p.138)

$W = \frac{1}{4} \text{ x } \left(3+\left(\frac{108}{6,875}\right)^{0.5}\right)$

$= 1,74086$

$td = \frac{Pxrcxw}{2xfxE - 0.2xP} + C$

$= \frac{23,28psiax108inx1,74086}{2x16250x0,8 - 0,2x23,28psia} + 1/8$

$= 0,2959$ in $= 5/16$ in

dari B&Y table 5.8 hal 93 didapatkan sf (straight flange) = 3,5 in

dari B&Y hal 87 fig. 5.8 :

$a = \frac{ID}{2} = 57,4145$ in

$AB = \frac{ID}{2} - icr = 50,5395$ in

$BC = rc - icr = 101,125$ in

$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} = 20,41$ in

$OA = td + b + sf = 24,2059$ in $= 2,0171$ ft

Tinggi tangki keseluruhan = $H_{shell} + OA = 16,3707$ ft

$= 4{,}9898 \text{ m} \approx 5 \text{ m}$

Pengaduk

Tipe : flat six blade turbine with disk

Dari Geankoplis 3rd, table 3.4-1,p.144, diperoleh :

Da = 0,3 Dt = 1,1668 ft

J/Dt = 1/12 , J = 0,2430 ft

Da/W = 5 , W = Da/5 = 0,2333 ft

C/Dt = 1/3 , C = Dt x 1/3 = 0,2917 ft

L/Da = ¼ , L = Da x ¼ = 0,9722 ft

Dimana :

Da = diameter pengaduk

Dt = diameter tangki

L = panjang blade

C = jarak dari dasar tangki

J = lebar baffle

Kecepatan agitator antara 20 – 150 (Mc.Cabe 5th ed,p.238) diambil 30 rpm = 0,5rps.

$$\text{Nre} = \frac{NxDa^2x\rho}{\mu}$$

Asumsi :

μ larutan = μ air pada T = 121°C = $0{,}2381.10^{-3}$ kg/m.s

ρ larutan = ρ air pada T = 121°C = 934,5 kg/m^3

$$Nre = \frac{0{,}5x(1{,}1668)^2 x943{,}5}{0{,}2381.10^{-3}} = 2{,}697.10^6$$

Dari Geankoplis 3rd, p.145, fig.3.4-4 diperoleh Np = 5

Power untuk pengaduk :

$P = Np.\rho.N^3.Da^5 = 5 . 943{,}5 .(0{,}5)^3. (1{,}1668)^5$

$= 1275{,}2755$ J/s

$= 1{,}7100$ hp

dari Peter&Timerhause 4th ed,p.521,fig.14-38 diperoleh ηmotor = 85,5 %

$$\text{Power motor yang dipakai} = \frac{1{,}7100}{0{,}855} = 2 \text{ hp}$$

Perancangan Jaket Pemanas

Tebal jaket = tebal shell = 0,25 in = 0,0063 m

Massa steam = 3724,2253 kg/jam

ρ steam pada 151°C = 2,6069 kg/m^3

$$\text{rate volumetric steam} = \frac{3724{,}2253 kg/jam}{2{,}6069 kg/m^3} = 1428{,}6030 \text{ m}^3\text{/jam} = 0{,}3968 \text{ m}^3\text{/s}$$

ditetapkan kecepatan aliran steam (V) = 1 ft/s = 0,3048 m/s

rate volumetric = A x V

$= ¼ \pi (Di^2_{jaket} - Do^2_{shell}) \times V$

$0{,}3968 \text{ m}^3\text{/s} = ¼ \pi (Di^2_{jaket} - 3{,}3566^2) \times 0{,}3048$

$Di^2_{jaket} = 12{,}9385 \text{ m}^2$

$Di_{jaket} = 3{,}5970$ m

$Di_{jaket} = Do_{shell}$ + jaket spacing

3,5970 m = 3,3566 + Js

Js = 0,24 m

OD jaket = Idjaket + 2.Js

= 3,5970 + 2 . 0,24

= 3,8370 m

$$\ln \frac{(t1-T1)}{(t1-T2)} = \frac{U.A.\theta}{M.C}$$ .....(Kern,eq 18.7,p.627)

overall UD = 100 – 500 Btu/hr.ft^2.°F

diambil 300 Btu/hr.ft^2.°C = 1465,6473 kkal/jam.m^2°C (Kern,table 8. p.840)

T1 = suhu bahan masuk = 30°C

T2 = suhu bahan keluar = 121°C

T1 = suhu steam masuk = 151°C

θ = waktu = 0,5 jam = 30 menit

M = massa bahan dlam tangki = 22053,8662 kg

C = 16,6899 kkal/kg°C

$$\ln \frac{(151-30)}{(151-121)} = \frac{1465,6473.A.1}{22053,8662.16,6899}$$

A = 31,7073 m^2

A = luas jaket pada shell

31,7073 = π. OD shell . Hj

= π 3,3566 .Hj

Hj = 3,008 m < H shell (5 m) ⟶ memenuhi

Spesifikasi Alat :

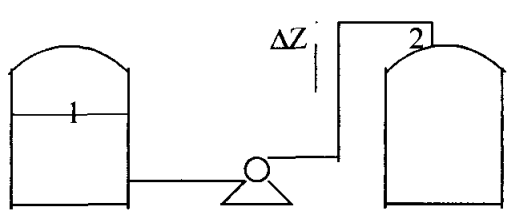
1. kapasitas : 22053,8662 kg/hari
2. OD shell : 3,3566 m
3. ID shell : 2,9160 m
4. H shell : 5 m
5. Tebal shell : 5/16 in
6. Tebal konis : 5/16 in
7. Tebal Head : 5/16 in
8. Jenis pengaduk: six blade turbine
9. Power pengaduk: 2 Hp
10. Tinggi jaket : 3,008 m
11. jumlah tangki : 1

6. Pompa Sterilisasi (L-131)

Fungsi : mengalirkan media fermentasi dari tangki sterilisasi ke tangki pendingin

Type : centrifugal pump

Kapasitas : 22053,8662 kg/batch



tiap 1 batch pompa beroperasi selama 30 menit

rate media = 22053,8662 kg/batch x 1 menit / 60 detik x 1 batch /30menit

= 12,252 kg/s

assumsi ρ media = ρ aquades pada T = 121°C = 943,5 kg/m^3 = 58,9027 lb/ft^3

$$Q = \frac{ratemedia}{\rho} = \frac{12,252 kg/s}{943,5 kg/m^3} = 0,0129 \text{ m}^3/\text{s} = 0,4585 \text{ ft}^3/\text{s} = 205,842 \text{ US gal/menit}$$

Di optimum = 3,9 $q^{0,45}$ $\rho^{0,13}$

= 4,6642 in

dari Geankoplis, 3rd App A.5 tabel A.5-1,p.892

Nominal pipe size = 5 in

Sch = 40

OD = 5,563 in = 0,1413 m

Ap = 129,1 . 10^{-4} m^2

$$V = \frac{q}{Ap} = \frac{0,0129}{129.10^{-4}} = 0,9992 \text{ m/s}$$

μ media = μ aquades pada T = 121°C = 0,2381 .10^{-3} kg/m.s

$$Nre = \frac{ID.V\rho}{\mu} = \frac{0,1282.0,9992.943,5}{0,2381.10^{-3}} = 507614,4802$$

(turbulent, α = 1)

bahan konstruksi = commercial stell

dari Geankoplis 3rd fig.2.10-3, p.88 didapatkan :

$\epsilon = 4,6. 10^{-5}$

$$\epsilon/ID = \frac{4,6.10^{-5}}{0,1282} = 3,5881 .10^{-4}$$

f = 0.004

panjang pipa lurus 10 m = 32,808 ft

dari Geankoplis 3rd, table 2.10-1, p.93 didapatkan :

3 elbow 90° = Le/D = 35, Le = 3x35 x 0,1282 = 13,461 ft

1 gate valve = Le/D = 9 , Le = 1x9x0,1282 = 1,1538 ft

panjang pipa = 32,808 + 13,461 + 1,1538 = 47,4228 ft = 14,45 m

friksi pipa lurus :

$$F = \frac{3.f.L.v^2}{2.ID} = \frac{3.0{,}004.14{,}45.(0{,}9992)^2}{2.0{,}1282} = 0{,}6752 \text{ kg}$$

Sudden contruction :

$$Hc = 0{,}55\left(1-\frac{A2}{A1}\right).\frac{v^2}{2.\alpha}$$

$A_{2(tangki)} >> A_{1\ (pipa)}$ maka : $A_2/A_1 = 0$

$$Hc = 0{,}55\ .\ \frac{0{,}9992^2}{2.1} = 0{,}2745 \text{ J/kg}$$

Sudden expansion :

$$Hex = \left(1-\frac{A2}{A1}\right).\frac{v^2}{2.\alpha}$$

$A_{1(tangki)} >> A_{2\ (pipa)}$ maka $A_1/A_2 = 0$

$$Hex = \frac{v^2}{2.\alpha} = \frac{0{,}9992^2}{2.1} = 0{,}4992 \text{ J/kg}$$

Friksi pada elbow 90° :

Jumlah elbow 3, kf = 0,751

$$Hfel = kf.\frac{v^2}{2.\alpha} = 0{,}751\ \frac{0{,}9992^2}{2.1}\ .3 = 1{,}1246\ J/kg$$

Friksi pada valve :

Jumlah gate = 1 , kf = 0,17

$$Hfv = kf.\frac{v^2}{2.\alpha} = 0{,}17\ \frac{0{,}9992^2}{2.1} = 0{,}0848\ J/kg$$

Total friksi $= \Sigma F = 2{,}6583$ J/kg

$V_1 = 0$

$V_2 = 0{,}9992$ m/s

$\Delta Z = 1{,}5$ m

$P_1 = 1$ atm

$P_2 = 1$ atm

$\Delta P = 0$

$$\frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2\alpha} + g.(z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \Sigma F + Ws = 0$$

$$\frac{0{,}9992^2}{2.1} + 9{,}8\ (1{,}5) + 0 + 2{,}6583 + Ws = 0$$

$Ws = -\ 17{,}8575$ J/kg

Dari Peter&Timerhause fig.14.37, p.520 diperoleh efisiensi pompa 75%

$$\text{Break Hp} = \frac{-Ws.m}{\eta.1000} = \frac{17{,}8575.12{,}252}{0{,}75.1000} = 0{,}2917\ Hp$$

Dari Peter&Timerhause fig.14-38,p.521 diperoleh efisiensi motor 80%

$$\text{Power motor} = \frac{0{,}2917}{0{,}8}$$

= 0,3646 Hp ≈ 0,5 Hp

Spesifikasi Alat :

1. Bahan : stainless stell
2. kapasitas : 0,45 ft^3/s
3. Diameter pipa : 5 in sch 40
4. Efisiensi pompa : 75 %
5. Efisiensi motor : 80 %
6. Power motor : 0,3646 Hp ≈ 0,5 Hp
7. jumlah : 1

7. Pompa Whey (L-111)

Fungsi : mengalirkan whey dari tangki penyimpan whey menuju ke tangk sterilisasi

Spesifikasi Alat :

1. Bahan : stainless stell
2. kapasitas : 0,0935 ft^3/s
3. Diameter pipa : 2,5 in sch 40
4. Efisiensi pompa : 60 %
5. Efisiensi motor : 80 %
6. Power motor : 0,25 Hp ≈ 0,5 Hp
7. jumlah : 1

8. Pompa Molase (L – 121)

Fungsi : Mengalirkan molase dari truck pengangkut molase ke tangki penyimpan molase

Tipe : centrifugal pumps

Spesifikasi Alat :

1. Bahan : stainless stell
2. kapasitas : 0,0357 ft^3/s
3. Diameter pipa : 2,5 in sch 40
4. Efisiensi pompa : 58 %
5. Efisiensi motor : 80 %
6. Power motor : 0,0531 Hp ≈ 0,5 Hp
7. jumlah : 1

9. Tangki Pendingin (M-140)

fungsi : untuk mendinginkan media setelah proses sterilisasi

type : silinder tegak dengan tutup atas dished head dan tutup bawah plate dilengkapi dengan pendingin dan pengaduk.

Kapasitas : 22053,8662 kg/batch

Dasar perencanaan : suhu operasi 32°C

Densitas campuran (ρ) molase + whey = (0,1x1,3933) + (0,9x0,9986)

= 1,0381 kg/lt

asumsi ρ larutan = ρ air = 994,994 kg/m^3

Volume larutan $= \frac{kapasitas}{\rho}$

$$= \frac{22053{,}8662 kg}{994{,}994 kg/m^3} = 22{,}1648 \text{ m}^3 = 782{,}7391 \text{ ft}^3$$

Volume larutan adalah 80 % volume tangki

$$\text{Volume tangki} = \frac{volume larutan}{0{,}8}$$

$$= \frac{22{,}1648}{0{,}8} = 27{,}706 \text{ m}^3 = 978{,}4228 \text{ ft}^3$$

Volume tangki = volume shell + volume dished head

Volume shell = $\pi/4\ D^2\ H$ (dimana H = 1,5D)

Volume dished head = $0{,}000049\ D^3$ .....(B&Y,eq 5.11,p,88)

Volume tangki = $\pi/4\ D^2\ H + 0{,}000049\ D^3$

$978{,}4228\ \text{ft}^3 = 1{,}1775\ D^3 + 0{,}000049\ D^3$

$D = 9{,}4011$ ft

H = 1,5 x 9,4011 = 14,1017 ft = 4,3 m

Volume cairan dalam shell = $\pi/4\ D^2\ H_{cairan}$

$$H_{cairan} = \frac{782{,}7391}{\pi/4x(9{,}4011)^2} = 11{,}2836 \text{ ft}$$

$$P_{hid} = \frac{\rho x Htotal}{144} \quad \text{.....(Brownell\&Young, p.46, eq.3.17)}$$

$$= \frac{62{,}1174 lb/ft^3 x 11{,}2836 ft}{144} = 4{,}8674 \text{ psi}$$

$P_{operasi} = P_{udara\ luar} + P_{hid} = 14{,}7$ psi + 4,8674 psi = 19,5674 psia

$P_{design} = 1{,}2\ P_{ops} = 23{,}5$ psia

Tebal shell

$$t_s = \frac{P.ID}{2.fall.E} + C \quad \text{.....(Brownell\&Young,p.45,eq.3.16)}$$

dimana,

P = tekanan design = 23,5 psia

ID = diameter shell = 9,4011 ft

f_{all} = allowable stress = 16250 lb/in^2

(Stainless Stell SA-240 Grade A,B&Y,p.342, App D)

E = efisiensi sambungan = 80%

(Double Wellded butt joint, B&Y, p.254, table 13.2)

c = corrosion allowance = 1/8 in

$$T_{shell} = \frac{P.Di}{2.f.E} + c = \frac{23{,}5 psia.9{,}4011 ft.12}{2.16250.0{,}8} + 1/8 = 0{,}2269 \text{ in}$$

Tebal shell diambil 1/4 in

Tebal tutup Bawah (plate)

$$T_b = \frac{P.ID}{2.fall.E} + C \quad \text{.....(Brownell\&Young,p.45,eq.3.16)}$$

$$= \frac{23{,}5 psia.9{,}4011 ft.12}{2.16250.0{,}8} + 1/8 = 0{,}2269 \text{ in} \approx \tfrac{1}{4} \text{ in}$$

OD shell = 2 x t_s + ID

= 9,4389 ft = 2,8770 m

Tebal Dish

Dari B&Y hal 89 diperoleh : OD standart = 114 in

icr = 6 7/8 in

$$r = 108 \text{ in}$$

Stress intensification factor = $w = \frac{1}{4} \times \left(3 + \left(\frac{rc}{icr}\right)^{0.5}\right)$ .....(B&Y,eq 7.76,p.138)

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \left(\frac{108}{6,875}\right)^{0.5}\right)$$

$$= 1,74086$$

$$td = \frac{Pxrcxw}{2xfxE - 0.2xP} + C$$

$$= \frac{23,28 psiax108inx1,74086}{2x16250x0,8 - 0,2x23,28 psia} + 1/8$$

$$= 0,2959 \text{ in} = 5/16 \text{ in}$$

dari B&Y table 5.8 hal 93 didapatkan sf (straight flange) = 3,5 in

dari B&Y hal 87 fig. 5.8 :

$$a = \frac{ID}{2} = 56,4071 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 50,5395 \text{ in}$$

$BC = rc - icr = 101,125$ in

$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} = 20,41$ in

$OA = td + b + sf = 24,2059$ in $= 2,0171$ ft

Tinggi tangki keseluruhan = $H_{shell} + OA = 16,3707$ ft

$= 4,9898$ m ≈ 5 m

Pengaduk

Tipe : flat six blade turbine with disk

Dari Geankoplis 3rd, table 3.4-1,p.144, diperoleh :

Da = 0,3 Dt = 2,8203 ft

J/Dt = 1/12 , J = 0,7834 ft

Da/W = 5 , W = Da/5 = 0,5640 ft

C/Dt = 1/3 , C = Dt x 1/3 = 3,1337 ft

L/Da = ¼ , L = Da x ¼ = 0,7050 ft

Dimana :

Da = diameter pengaduk

Dt = diameter tangki

L = panjang blade

C = jarak dari dasar tangki

J = lebar baffle

Kecepatan agitator antara 20 – 150 (Mc.Cabe 5th ed,p.238) diambil 30 rpm = 0,5rps.

$$Nre = \frac{NxDa^2x\rho}{\mu}$$

Asumsi :

μ larutan = μ air pada T = 32°C = $0,7679.10^{-3}$ kg/m.s

ρ larutan = ρ air pada T = 32°C = 994,994 kg/m^3

$$Nre = \frac{0,5x(2,8203)^2x994,994}{0,7679.10^{-3}} = 5,153.10^6$$

Dari Geankoplis 3rd, p.145, fig.3.4-4 diperoleh Np = 5

Power untuk pengaduk :

$P = Np.\rho.N^3.Da^5 = 5 \cdot 994,994 \cdot (0,5)^3 \cdot (2,8203)^5$

$= 1070,0263$ J/s

$= 1,0710$ hp

dari Peter&Timerhause 4th ed,p.521,fig.14-38 diperoleh ηmotor = 85 %

Power motor yang dipakai = $\frac{1,0710}{0,85} = 1,265$ hp

Perancangan Jaket Pendingin

Tebal jaket = tebal shell = 0,25 in = 0,0063 m

Massa air pendingin = 78146,7371 kg/hari

Pendinginan berlangsung selama 2 jam

Massa air pendingin = 78146,7371 kg/hari x $\frac{1 hari}{2 jam}$ = 39073,3685 kg/jam

ρ air pada 30°C = 995,68 kg/m^3

rate volumetric = $\frac{39073,3685 kg/jam}{995,68 kg/m^3} = 39,2428$ m^3/jam = 0,0109 m^3/s

ditetapkan kecepatan aliran steam (V) = 1 ft/s = 0,3048 m/s

rate volumetric = A x V

$= ¼ \pi (Di^2_{jaket} - Do^2_{shell}) \times V$

0,0109 m^3/s $= ¼ \pi (Di^2_{jaket} - 2,8770^2) \times 0,3048$

$Di^2_{jaket} = 8,3226$ m^2

$Di_{jaket} = 2,8849$ m

$Di_{jaket} = Do_{shell}$ + jaket spacing

2,8849 m = 2,8770 + Js

Js = 0,008 m

OD jaket = Idjaket + 2.Js

= 2,8849 + 2 . 0,008

= 2,9009 m

$$\ln \frac{(T1-t1)}{(T2-t1)} = \frac{U.A.\theta}{M.C}$$ .....(Kern,eq 18.7,p.627)

overall UD = 100 – 500 Btu/hr.ft^2.°F

diambil 300 Btu/hr.ft^2.°C = 1465,6473 kkal/jam.m^2 °C (Kern,table 8. p.840)

T1 = suhu bahan masuk = 121°C

T2 = suhu bahan keluar = 32°C

T1 = suhu air pendingin = 30°C

θ = waktu = 2 jam

M = massa bahan dlam tangki = 22053,8662 kg

C = 16,6899 kkal/kg°C

$$\ln \frac{(121-30)}{(32-30)} = \frac{1465,6473.A.2}{22053,8662.16,6899}$$

A = 40,3253 m^2

A = luas jaket pada

40,3252 m^2= π. OD shell . Hj

= π 2,8770 .Hj

Hj = 4,46 m < H shell (5 m) ⟶ memenuhi

Spesifikasi Alat :

1. kapasitas : 22053,8662 kg/hari
2. OD shell : 2,8770 m
3. ID shell : 2,8654 m
4. H shell : 5 m
5. Tebal shell : 5/16 in
6. Tebal konis : 5/16 in
7. Tebal Head : 5/16 in
8. Jenis pengaduk: six blade turbine
9. Power pengaduk: 1,265 Hp
10. Tinggi jaket : 4,46 m
11. jumlah tangki : 1

9. Tangki Stater

Fungsi : sebagai tempat untuk fase adaptasi dari mikroba dan untuk memperbanyak mikroba

Type : silinder tegak dengan tutup atas plate dan tutup bawah konis dilengkapi dengan pengaduk

Spesifikasi Alat :

1. Kapasitas : 50584,4325 kg/hari
2. ID shell : 2,9988 m
3. OD shell : 3,0102 m
4. Tinggi shell : 2,9988 m

5. Tinggi konis : 1,4232 m
6. Tinggi tangki total : 4,4220 m
7. Tebal shell : ¼ in
8. Tebal plate : ¼ in
9. Tebal konis : ¼ in
10. Pengaduk :
    - jenis : six blade turbine
    - diameter impeller : 0,89 m
    - kecepatan pengaduk : 30 rpm
    - power : 0,7 Hp
    - jumlah : 1
11. Bahan kostruksi : stainless stell
12. Jumlah tangki : 1

10. Pompa Stater (L-141)

Fungsi : mengalirkan media dari tangki pendingin ke tangki stater

Type : centrifugal pump

Spesifikasi Alat :

1. Bahan : stainless stell
2. kapasitas : 0,0869 ft^3/s
3. Diameter pipa : 2,5 in sch 40
4. Efisiensi pompa : 55 %
5. Efisiensi motor : 80 %

6. Power motor : 0,46 Hp ≈ 1,25 Hp
7. jumlah : 1

11. Ruang Fermentasi (X-220)

Fungsi : sebagai tempat fermentasi untuk pembentukan *bacterial cellulose* dengan kapasitas untuk 4x proses.

Type : gedung dengan konstruksi beton

Kapasitas : 68277,555 kg/hari

Ruang fermentor dibuat 4x lebih besar dari kapasitas :

68277,555 kg x 4 = 272910,22 kg

Densitas larutan : 1038,1 kg/m^3

Menghitung jumlah nampan :

Volume 1 nampan = p x l x t

= 1,6 m x 1 m x 0,05 m

= 0,08 m^3 = 80.000 cm^3

nampan diisi larutan sampai ketinggian 3 cm

Volume cairan dalam nampan = p x l x t

= 160 cm x 100 cm x 3 cm

= 48.000 cm^3 = 0,048 m^3

Volume larutan total $= \frac{68227,555 kg}{1038,1 kg/m^3} = 65,7234\ m^3$

Jumlah nampan $= \frac{vol\,lart\,total}{vol.cairandalamnampan}$

$$= \frac{65,7234}{0,048}$$

= 1369 nampan/hari

Menghitung jumlah rak :

Assumsi :

Lebar rak : 100 cm

Tinggi rak : 4 m

Tinggi rongga antar nampan : 5 cm

Jumlah lubang yang terdapat dalam rak setinggi 4 m = $\frac{tinggirak}{tingginampan}$

Dengan tinggi space antar nampan : 5 cm + 5 cm =10 cm

Jumlah nampan dalam rak setinggi 4 m : $\frac{400cm}{10cm}$ = 40 nampan

Panjang tempat nampan (1 rak) =100 cm + 10 cm = 110 cm

Untuk 1 kali proses fermentasi memerlukan = $\frac{1369}{40}$ = 34 rak

Dalam ruang fermentor terdapat 34 rak x 4 = 136 rak

Untuk sisi panjang fermentor terdapat susunan 17 rak

Untuk sisi lebar fermentor terdapat susunan 8 rak

Tinggi ruang fermentasi = tinggi rak + 100 cm = 400 cm + 100 cm = 500 cm

Panjang ruang fermentasi = panjang rak + lebar jalan

= (17 rak x 110 cm) + (1 m x 16 ruas) + 4 m

= 39 m = 40 m

lebar ruang fermentasi = (lebar rak x jumlah rak) + (lebar jalan)

= (1 m x 8 rak) + (1 m x 7 ruas) + 4 m

= 19 m = 20 m

Spesifikasi Alat :

1. Kapasitas : 68227,555 kg/hari
2. Tinggi ruang : 5 m
3. Panjang ruang : 40 m
4. Lebar ruang : 20 m
5. Bahan konstruksi : concreate beton
6. Jumlah : 1 ruang

12. Pompa Ruang Fermentasi (L-142)

Fungsi : mengalirkan media dari tangki pendingin ke ruang fermentor

Type : centrifugal pump

Spesifikasi Alat :

1. Bahan : stainless stell
2. kapasitas : 0,3429 ft^3/s
3. Diameter pipa : 4 in sch 40
4. Efisiensi pompa : 45 %
5. Efisiensi motor : 80 %
6. Power motor : 0,4636 Hp ≈ 1,25 Hp
7. jumlah : 1

13. Tangki NaClO (M-313)

Fungsi : menyimpan larutan NaClO

Type : silinder tegak dengan alas konis dan tutup atas plate dilengkapi dengan pengaduk,

Spesifikasi Alat :

8. Kapasitas : 18.4516,8018 kg/hari
9. ID shell : 4,3498 m
10. OD shell : 4,6734 m
11. Tinggi shell : 4,3498 m
12. Tinggi konis : 2,0987m
13. Tinggi tangki total : 6,4486 m
14. Tebal shell : 3/8 in
15. Tebal plate : 3/8 in
16. Tebal konis : 3/8 in
17. Pengaduk :
    - jenis : six blade turbine
    - diameter impeller : 1,3049 m m
    - kecepatan pengaduk : 30 rpm
    - power : 6,9 Hp
    - jumlah : 1
18. Bahan kostruksi : stainless stell
19. Jumlah tangki : 1

14. Belt Conveyor (J-311)

Fungsi : untuk mengangkut *bacterial cellulose* menuju ke bleching unit dan sebagai tempat untuk mencuci *bacterial cellulose*

Bahan : Stainless stell dan rubber

Kapasitas:15505,6136 kg/hari (dalam 1 hari belt conveyor beroperasi selama 2 jam)

15505,6136 kg/jam x 1hari/2 jam = 7752,8068 kg/jam

Dari Perry ed 7,table 21-7,p.21-11 dipilih untuk lebar belt 105 cm

Kecepatan belt : 30,6 m/menit

Kapasitas : 330 ton/jam

Hp/10ft – lift : 3,5 Hp

Hp/100ft – center : 2,28 Hp

Tripper : 9,5 Hp

$$\text{Kecepatan belt} = \frac{7752{,}8068 kg/jam}{330000 kg/jam} \text{ x } 30{,}5 \text{ m/menit} = 0{,}7165 \text{ m/menit}$$

Menentukan Power :

a. $$\text{Hp untuk } 100 \text{ ft} = \frac{7752{,}8068 kg/jam}{330.000 kg/jam} \text{ x } 2{,}28 \text{ Hp} = 0{,}05356 \text{ Hp}$$

b. $$\text{Hp untuk} = \frac{10 m.3{,}2808 ft/m}{100 ft} \text{ x } 0{,}05356 \text{ Hp} = 0{,}0175 \text{ Hp}$$

c. Power untuk halangan /saandungan / tripper :

Untuk kecepatan belt : 0,7165 m/menit maka power tripper

$$\frac{0.7165 m/menit}{30{,}5 m/menit} \text{ x } 9{,}5 \text{ Hp} = 0{,}2231 \text{ Hp}$$

Total power = 0,0175 Hp + 0,2231 Hp = 0,2406 Hp

Efisiensi = 80% (Peter&Timerhause,fig.14.38, p. 521)

Power yang dibutuhkan = $\frac{0{,}2406 Hp}{0{,}8}$ = 0,3 Hp

Spesifikasi Alat :

1. Kapasitas : 15505,6136 kg/hari
2. Lebar : 105 cm
3. Panjang : 10 m
4. kecepatan belt : 0,7165 m/menit
5. Power belt : 0,3 Hp
6. Bahan : Stainless stell & rubber
7. Jumlah : 1

15. Warehouse NaClO

Fungsi : untuk menyimpan NaClO

Type : gedung dengan konstruksi beton

Spesifikasi Alat :

1. Kapasitas : 4762,04 kg
2. Tinggi warehouse : 2,5 m
3. Panjang warehouse : 2 m
4. Lebar warehouse : 1 m
5. Bahan konstruksi : concreate beton
6. jumlah : 1 buah

16. Ruang Bleaching (X-310)

Fungsi : sebagai tempat untuk proses bleaching bacteriall cellulose

Tipe : Gedung dengan konstruksi beton

Spesifikasi Alat :

1. Kapasitas : 68227,555 kg/hari
2. Tinggi ruang : 5 m
3. Panjang ruang : 41 m
4. Lebar ruang : 42 m
5. Bahan konstruksi : concreate beton
6. Jumlah : 1 ruang

17. Press Part (X-321 & X-322)

Fungsi : untuk menghaluskan permukaan *bacterial cellulose* sehingga diperoleh permukaan yang rata dan untuk mengurangi kadar air

Jenis material : Stainless stell

Dimensi :

1. Bottom roll : diameter 660 mm, panjang 2818 mm
2. Top roll : diameter 660 mm, panjang 2818 mm

Motor : 5,5 Kw, 600 rpm

18. Dryer (B-320)

Fungsi : untuk mengurangi kadar air yang masih terdapat dalam *bacterial cellulose*

Jenis material : semi stell, permukaan diberi plate dari bahan hard crom

Dimensi : panjang 2800 mm, diameter 1525 mm

Motor : 5,5 Kw, 600 rpm

APPENDIKS D

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

APPENDIX D
PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Penafsiran harga peralayan perlu dilakukan karena harga alat dapat berubah setiap waktunya. Oleh karena itu digunakan index harga supaya dapat mengkonversikan harga dimasa yang sekarang dengan sebelumnya sehingga diperoleh harga alat yang ekivalen.

Ekivalensi itu dapat dihitung berdasarkan persamaan :

$$\text{Harga alat saat ini} = \frac{indeksh\arg asaatini}{indexh\arg atahunX} \text{ x harga alat tahun X}$$

Dalam perhitungan ini digunakan indeks harga sebagai berikut :

Data – data cost indeks tahun 1998 – 2002

Tahun	CE Cost Index
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6

Sumber : *Chemical Engineering, januari 2002*

Dari data – data diatas dengan cara ekstrapolasi dari linierisasi data – data sebelumnya diperoleh cost index untuk tahun 2007 = 401,95

A. Perhitungan Harga Peralatan

Contoh perhitungan :

Nama alat : Tangki Whey (F-110)

Kapasitas : 23,895 m^3

Harga untuk tahun 2002 = harga tangki = $ 7.450

Harga untuk tahun 2007 = $\frac{395,6}{401,95}$ x $ 7.450 = $ 7.570

Diambil : $ 1 = Rp. 9.500,-

Assumsi harga tahun 2002 ≈ harga tahun 2007

Sehingga didapatkan harga tangki whey = Rp. 71.911.050,-

Dengan cara yang sama, dapat diketahui harga tiap peralatan sebagai berikut :

Table D.1. Harga Alat Proses

No.	Nama Alat	Kode	jumlah	Harga Rp
1	Tangki whey	F-110	1	71.911.050
2	Tangki molase	M-120	1	81.080.915
3	Tangki sterilisasi	M-130	1	71.911.050
4	tangki pendingin	M-140	1	71.428.425
5	tangki stater	R-120	1	85.330.000
6	tangki NaClO	M-410	1	92.760.650
7	nampan	-	5476	16.428.000
8	pompa molase	L-121	1	500.000
9	Pompa whey	L-111	1	500.000
10	Pompa sterilisasi	L-131	1	500.000
11	Pompa stater	L-141	1	500.000
12	pompa fermentor	L-142	1	450.000
13	Belt conveyor	J-131	2	55.620.700
14	press part 1&2	X-321,X-322	1	800.700.325
15	dryer	B-320	1	215.670.000
16	Filter udara	-	1	35.000.000
17	kompresor	-	1	25.000.000
				1.625.291.115

Tabel D.2. Harga alat Utilitas

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga Rp.
1	Tangki umpan boiler	1	7.721.992
2	Tangki demineralizer	1	4.826.245
3	Pompa air	1	750.000
4	Pompa demineralisasi	1	500.000
5	Pompa sanitasi	1	750.000
6	Pompa boiler	1	500.000
7	Boiler	1	48.262.449
8	Generator set	1	65.137.000
9	Tangki bahan bakar	1	3.525.075
10	Cooling tower	1	43.129.629
11	Aerator	1	3.085.147
			178.187.538

Table D.3. Harga Bahan Baku

Nama Bahan	Rp / jumlah	jumlah / hari	Rp / tahun
whey	15/ lt	19.089,24	85.901.580
molase	100 / lt	2.124	63.720.000
urea	5/kg	406,221	60.933
Asam asetat glasial	350/lt	97,704	10.258.920
NaClO	2500/500ml	184,516	19.306.512.162
NaCl	50/kg	0,1177	1.765
pengemas	4.500/100 packing	2.738	37.070.000
			19.534.207.388

Table D.4. Harga Produk

Nama	Rp/jumlah	jumlah / hari	Rp / tahun
Face Paper	8.500/karton	2.738	27.927.600.000
		total	27.927.600.000

Table D.5. Harga Tanah dan Bangunan

Keterangan	m2	Rp/m2	Harga total
luas bangunan	3.684	700.000	2.578.800.000
luas tanah	5.684	150.000	852.600.000
		total	3.431.400.000

Perhitungan Biaya Utilitas :

1. Kebutuhan Listrik

   Kebutuhan listrik PLN = 91,05 kWh

   Beban listrik terpasang = 127,47 kVa

   Biaya beban / bulan = Rp. 3.059.280,-

   Biaya beban / tahun = Rp. 36.711.360,-

   Waktu beban puncak = Rp. 534,8/kVa

   Luar waktu beban puncak = Rp. 382/kVa

   Dalam satu hari 4 jam WBP dan 20 jam LBWP

   Biaya listrik/tahun = {(4 jam x 127,47 kVa x Rp.534,8/kVa) + (20 jam x 127,47 kVa x Rp. 382/kVa)} x 300 hari/tahun

   = Rp. 373.966.387,-

   biaya total/tahun = biaya listrik + biaya beban

   = Rp. 373.966.387 ,- + Rp. 36.711.360 ,-

   = Rp.410.677.747,-

2. Kebutuhan Bahan Bakar

   Kebutuhan bahan bakar = 3482,99 lt/bulan

   Harga bahan bakar = 2.500/lt

Biaya bahan bakar = Rp. 2.500/lt x 3482,99 lt/bulan

= Rp.8.707.469/bulan x 12 bulan = Rp. 104.489.633,-

3. Kebutuhan Air

Kebutuhan air = 504 m^3/hari = 15120 m^3/bulan

Biaya air :

Rp. 3.700,- untuk penggunaan 1 –10 m^3

Rp. 5.700,- untuk penggunaan 11 – 12 m^3

Rp. 6.900,- untuk penggunaan 20 m^3 keatas

Biaya air = (Rp. 3.700 x 10 m^3) + (Rp. 5.700 x 10 m^3) +

(Rp. 6.900 x 15080 m^3)

= Rp. 1.251.408.000,-

Tabel D.6. Biaya Utilitas

Keteranagan	Kebutuhan / hari	Harga total / tahun (Rp)
Listrik, kVa	127,47	410.677.747
Bahan bakar, L	116,099	104.489.633
Air, m3	504	1.251.408.000
	Total	1.766.575.380

Table D.7. Gaji Pegawai

Jabatan	Jumlah	Gaji/orang (Rp)	Jumlah Gaji (rp)
Direktur manajer	1	7.000.000	7.000.000
Manajer teknik dan produksi	1	4.000.000	4.000.000
Manajer administrasi dan keuangan	1	4.000.000	4.000.000
Sekretaris	1	1.700.000	1.700.000
Kasie pemasaran	1	1.700.000	1.700.000
Kasie personalia dan umum	1	1.700.000	1.700.000
Kasie proses	1	1.400.000	1.400.000
Kasie penelitian dan pengembangan	1	1.400.000	1.400.000
Kasie utilitas	1	1.400.000	1.400.000
Kasie pemeliharaan dan perbaikan	1	1.400.000	1.400.000
Kasie laboratorium dan QC	1	1.400.000	1.400.000
Kasie promosi dan penjualan	1	1.400.000	1.400.000
Kasie keuangan	1	1.400.000	1.400.000
Kasie pembelian	1	1.400.000	1.400.000
Kasie gudang	1	1.400.000	1.400.000
Kasie keamanan	1	1.200.000	1.200.000
Seksi proses	20	1.000.000	20.000.000
Seksi utilitas	4	1.000.000	4.000.000
Seksi laboratorium dan QC	3	1.000.000	3.000.000
Seksi promosi dan penjualan	2	1.000.000	2.000.000
Seksi keuangan	2	1.000.000	2.000.000
Seksi gudang	2	1.000.000	2.000.000
Seksi personalia	2	1.000.000	2.000.000
Seksi keamanan	3	800.000	2.400.000
Sopir dan pesuruh	6	800.000	4.800.000
Total	60		76.100.000

Total gaji pegawai sebulan = Rp. 76.100.000,-

Total gaji pegawai 1 tahun produksi = 13 x gaji

E. Pembagian shift karyawan

	Hari								
Regu	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	jumat	Sabtu	Minggu	Senin	Selasa
1	P	P	P	L	M	M	M	L	S
2	S	S	S	P	P	P	L	M	M
3	M	L	L	S	S	L	P	P	P
4	L	M	M	M	L	S	S	S	L

Keterangan table : P = pagi, S = siang, M = malam, L = libur

Waktu pergantian shift untuk karyawan bagian proses, utilitas, pengemasan, dan bagian keamanan berbeda.

Untuk karyawan proses, utilitas dan pengemasan, pergantian yang diterapkan adalah :

Shift 1 : 07.00 – 15.00

Shift 2 : 15.00 – 23.00

Shift 3 : 23.00 – 07.00

Sedangkan untuk karyawan bagian keamanan, pergantian yang diterapkan adalah :

Shift 1 : 06.00 – 14.00

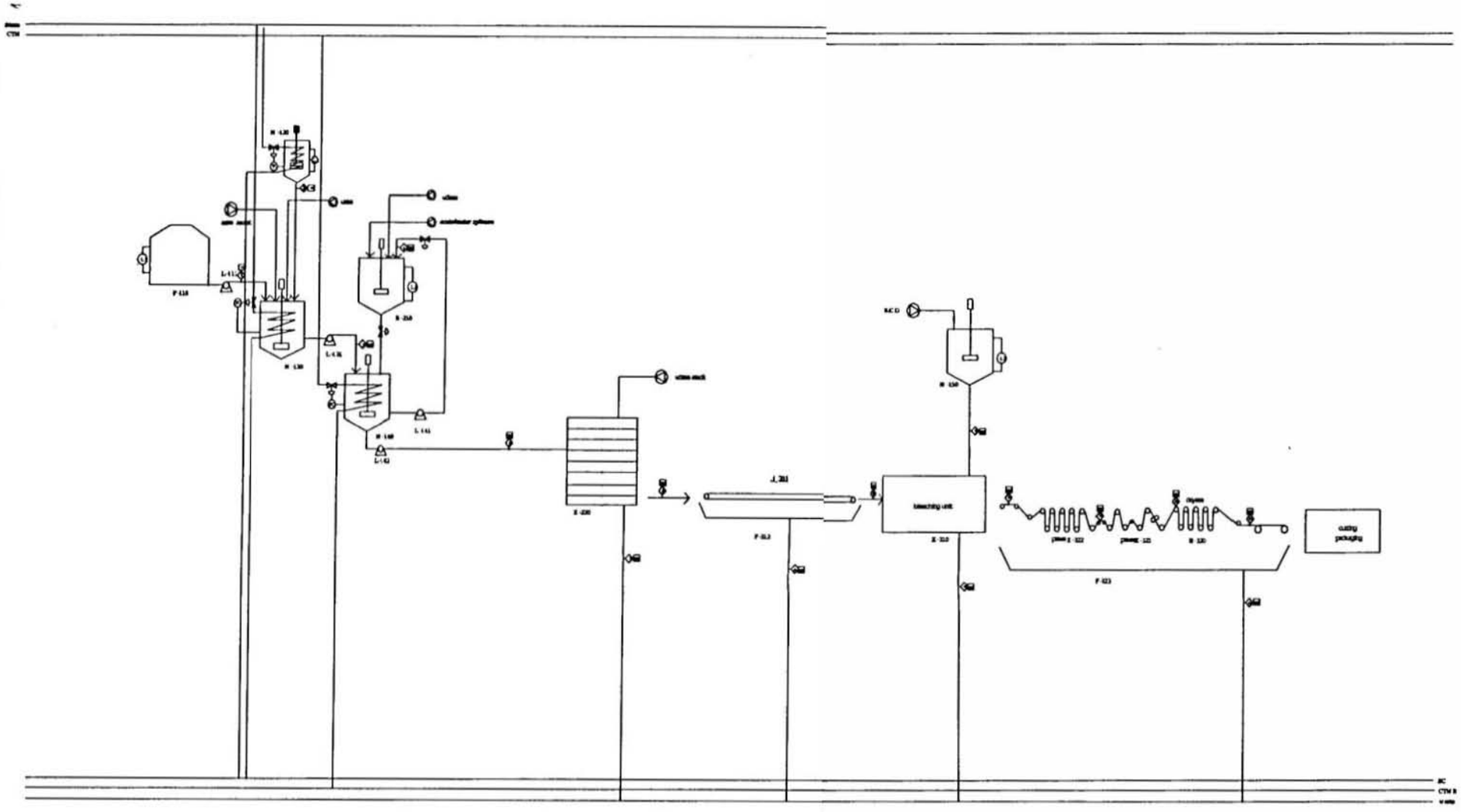
Shift 2 : 14.00 – 22.00

Shift 3 : 22.00 – 06.00

Untuk karyawan non shift memiliki jam kerja :

Senin – Jumat : 07.00 – 15.00

Sabtu : 08.00 – 13.00



Alat Kontrol

TC = Temperatur controller

LI = Level Indicator

simbol

◇ = Aliran massa,kg/hari

□ = Temperatur, C

No.	Kode	NamaPeralatan		
18	F-323	Bakpenampung air		
17	H-322	Press 1		
16	H-321	Press 2		
15	B-320	Dryer		
14	M-313	TangkiNaCD		
13	F-312	Bakpencucian		
12	J-311	BeltConveyor		
11	H-310	Ruang Bleaching		
10	H-220	Ruang Fermentasi		
9	R-150	TangkiStater		
8	L-142	Pompa mang Fermentasi		
7	L-141	Pompa Stater		
6	M-140	Tangkipendingin		
5	L-131	Pompa Sterilisasi		
4	M-130	TangkiSterilisasi		
3	M-120	TangkiMolase		
2	L-111	PompaMkey		
1	F-110	TangkiMkey		

Nama :Lisa	Nama :AniWastri	Pembimbing :
Nrp :5203001007	Nrp :5203001054	Ir.y Susiany R.,ST.M.T
Diperiksa :	Diperiksa :	Sandy.ST
Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik		Pabrik "Face Paper"
Univ.Katolik Widya Mandala Surabaya 2005		dari bacterial cellulose

Komponen	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Gula Reduksi	265.1686	21.8993	287.068	57.4136	912.8583		912.8583									
Protein	1804.7445	111.5682	1916.3127	383.2625	6155.555		6070.103									
Lemak	152.8094	25.7465	178.5559	35.7112	534.6583		515.2374									
Air	16821.93	1395.0465	18216.976	3643.395	57958.14		43375.78							93033.682		17523.864
Suspended Solid			1316.3273	263.2655	1292.394											
Asam Asetat			97.704	19.5408	97.704	48.852	48.852							48.852		
Urea			40.9221	8.1844	32.7377											
Biomass					57.6655		284.6657									
O2					328.3341		66.6839									
N2					2095.844		2095.843									
CO2					109.1335		507.0015									
NaCD									184516.8						182191	
Nata						15505.61		15505.614		17831.46	615.1856	246.0741	238.1362			
Total	19035.652	1554.2605	22053.866	4410.773	69575.02	15554.47	53877.03	15505.614	184516.8	17831.46	615.1856	246.0741	238.1362	93082.534	182191	17523.864