APPENDIX A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Waktu pengoperasian = 330 hari/tahun

$$= \frac{330\, hari}{1\, tahun} x \frac{24\, jam}{1\, hari}$$

= 7920 jam/tahun

Kapasitas produksi susu kecipir = 120.000 L/hari

Kebutuhan bahan baku biji kecipir kotor = 545,8199 kg/jam

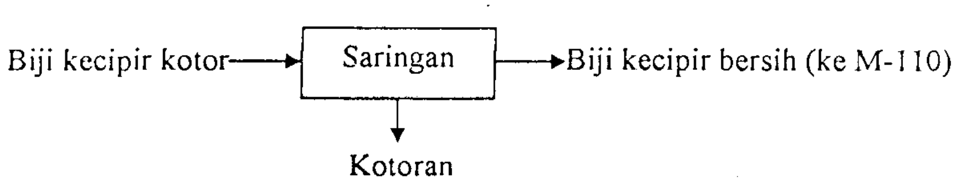
Tipe proses: kontinyu

Komposisi biji kecipir [4] :

- protein = 32,8%
- karbohidrat = 36,5%
- lemak = 17%
- abu = 4,1%
- H_2O = 9,6%

A.1. Saringan (H-113)

Biji kecipir kotor melewati proses penyaringan untuk menghilangkan pengotor berukuran kecil. Diasumsi bahwa pengotor berukuran kecil yang terikut di biji kecipir sebesar 0,5%.



Massa pengotor yang terikut di biji kecipir = 0,5% x biji kecipir kotor

= 0,5% x 545,8199 kg/jam

= 2,7291 kg/jam

Massa biji kecipir tanpa pengotor = (545,8199 –2,7291) kg/jam

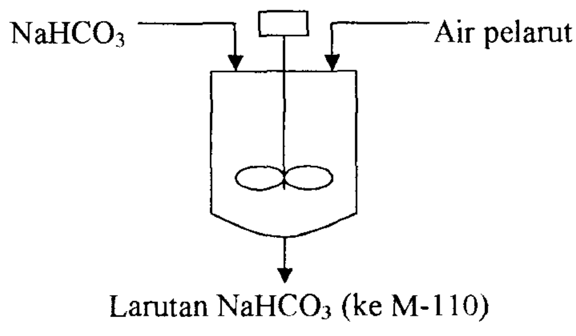
= 543,0908 kg/jam

Komponen dalam biji kecipir masuk dan keluar saringan:

- protein = 32,8% x 543,0908 kg/jam = 178,1338 kg/jam
- karbohidrat = 36,5% x 543,0908 kg/jam = 198,2281 kg/jam
- lemak = 17% x 543,0908 kg/jam = 92,3254 kg/jam
- abu = 4,1% x 543,0908 kg/jam = 22,2667 kg/jam
- H_2O = 9,6% x 543,0908 kg/jam = 52,1367 kg/jam

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari gudang penyimpanan (F-111) Biji kecipir kotor : - protein = 178,1338 - karbohidrat = 198,2281 - lemak = 92,3254 - abu = 22,2667 - H_2O = 52,1367 - Kotoran kecil = 2,7291	545,8199	Ke tangki pemasakan (M-110) Biji kecipir bersih : - protein = 178,1338 - karbohidrat = 198,2281 - lemak = 92,3254 - abu = 22,2667 - H_2O = 52,1367	543,0908
		Ke unit penampungan Kotoran kecil	2,7291
Total	545,8199	Total	545,8199

A.2. Tangki $NaHCO_3$ (M-115)



1. Komponen masuk tangki $NaHCO_3$

   Komponen masuk tangki $NaHCO_3$ adalah air pelarut dan $NaHCO_3$. Perbandingan antara massa biji kecipir dengan massa larutan $NaHCO_3$ 0,5 % = 1 : 2,5 [4].

   Massa larutan $NaHCO_3$ yang dibutuhkan= 2,5 x 543,0908 kg/jam

   = 1357,7270 kg/jam

   Konsentrasi larutan $NaHCO_3$ adalah 0,5%

   $$\% \ NaHCO_3 = \frac{massa\ NaHCO_3}{massa\ larutan} \times 100\%$$

   $$0{,}5\% = \frac{massa\ NaHCO_3}{1357{,}7270 \ {}^{kg}/_{jam}} \times 100\ \%$$

   Massa $NaHCO_3$ = 6,7886 kg/jam

   Massa H_2O yang dibutuhkan = (1357,7270 – 6,7886) kg/jam

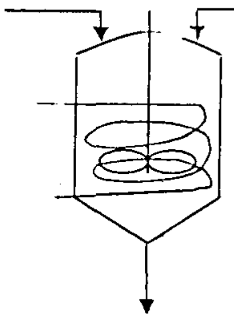
   = 1350,9584 kg/jam

2. Komponen keluar tangki $NaHCO_3$

   Komponen keluar tangki $NaHCO_3$ adalah berupa larutan $NaHCO_3$ dengan laju alir massa 1357,7270 kg/jam

Masuk (kg/jam)		Keluar(kg/jam)	
Dari unit utilitas H_2O	1350,9584	Ke tangki pemasakan (M-110) Larutan $NaHCO_3$: - $NaHCO_3$ = 6,7886 - H_2O = 1350,9584	1357,7270
Dari warehouse (F-111) $NaHCO_3$	6,7886		
Total	1357,7270	Total	1357,7270

A.3. Tangki pemasakan (M-110)



1. Komponen masuk tangki pemasakan

   Komponen masuk tangki pemasakan berupa biji kecipir dari tangki pemasakan, dan larutan $NaHCO_3$ dari tangki $NaHCO_3$.

   Massa biji kecipir masuk tangki pemasakan = 543,0908 kg/jam

   Massa larutan $NaHCO_3$ masuk tangki pemasakan = 1357,7270 kg/jam, dengan komponen:

   - $NaHCO_3$ = 6,7886 kg/jam
   - H_2O = 1350,9584 kg/jam

2. Komponen keluar tangki pemasakan

   Campuran keluar tangki pemasakan:

   - protein = 178,1338 kg/jam
   - karbohidrat = 198,2281 kg/jam
   - lemak = 92,3254 kg/jam
   - abu = 22,2667 kg/jam
   - H_2O = (52,1367 + 1357,7270) kg/jam = 1403,0751 kg/jam
   - $NaHCO_3$ = 6,7886 kg/jam

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari saringan (H-113) Biji kecipir: - protein = 178,1338 - karbohidrat = 198,2281 - lemak = 92,3254 - abu = 22,2667 - H_2O = 52,1367	543,0908	Ke *chain conveyor* (J-121) Campuran biji kecipir dan larutan $NaHCO_3$: - protein = 178,1338 - karbohidrat = 198,2281 - lemak = 92,3254 - abu = 22,2667 - H_2O = 1403,0751 - $NaHCO_3$ = 6,7886	1900,8178
Dari tangki $NaHCO_3$ (M-114) Larutan $NaHCO_3$ - $NaHCO_3$ = 6,7886 - H_2O = 1350,9584	1357,7270		
Total	1900,8178	Total	1900,8178

A.4. *Chain Conveyor* (J-121)

1. Komponen masuk *chain conveyor*

Komponen masuk *chain conveyor* berupa campuran biji kecipir dan larutan $NaHCO_3$ yang keluar dari tangki pemasakan dengan massa 1900,8178 kg/jam.

2. Komponen keluar *chain conveyor*

Komponen keluar *chain conveyor* berupa biji kecipir dan larutan $NaHCO_3$. Dari percobaan yang telah dilakukan peneliti didapatkan data bahwa massa biji kecipir setelah perendaman akan bertambah sebesar 60% dari berat mula–mula [4].

Massa larutan $NaHCO_3$ yang terserap = 60% x massa biji kecipir mula - mula

= 60% x 543,0908 kg/jam

= 325,8545 kg/jam

Larutan $NaHCO_3$ yang tidak terserap = (1357,7270 – 325,8545) kg/jam

= 1031,8725 kg/jam

- $NaHCO_3$ = 0,5% x 1026,7132 kg/jam = 5,1594 kg/jam
- H_2O = (1031,8725– 5,1594) kg/jam = 1026,7132 kg/jam

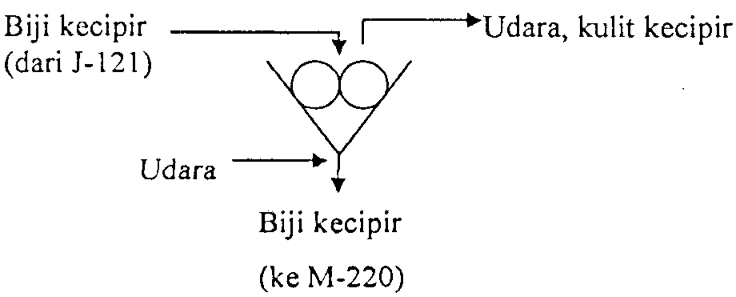
Massa komponen biji kecipir keluar *chain conveyor*:

- protein = 178,1338 kg/jam
- karbohidrat = 198,2281 kg/jam
- lemak = 92,3254 kg/jam
- abu = 22,2667 kg/jam
- H_2O = (1403,0751 – 1026,7132) kg/jam = 376,3619 kg/jam
- $NaHCO_3$ = (6,7886 – 5,1594) kg/jam = 1,6293 kg/jam

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari tangki pemasakan (M-110) Campuran biji kecipir dan larutan $NaHCO_3$ - protein = 178,1338 - karbohidrat = 198,2281 - lemak = 92,3254 - abu = 22,2667 - H_2O = 1403,0751 - $NaHCO_3$ = 6,7886	1900,8178	Ke pengupasan (C-120) Biji kecipir: - protein = 178,1338 - karbohidrat = 198,2281 - lemak = 92,3254 - abu = 22,2667 - H_2O = 376,3619 - $NaHCO_3$ = 1,6293	868,9453
		Ke pengolahan Limbah Larutan $NaHCO_3$: - $NaHCO_3$ = 5,1594 - H_2O = 1026,7132	1031,8725
Total	1900,8178	Total	1900,8178

A.5. Pengupasan (C-120)

Biji kecipir bersih terdiri dari 83% biji, dan 17% kulit [4]. Asumsi yang digunakan di pengupasan adalah pada bagian keluar pengupasan, tidak ada kulit yang terikut di biji kecipir dan tidak ada biji kecipir yang terikut di kulit.



1. Komponen masuk pengupasan

   Komponen masuk pengupasan berupa biji kecipir dari chain *conveyor* dengan massa 1900,8178 kg/jam

   Massa komponen biji kecipir:

   - protein = 178,1338 kg/jam
   - karbohidrat = 198,2281 kg/jam
   - lemak = 92,3254 kg/jam
   - abu = 22,2667 kg/jam
   - H_2O = 376,3619 kg/jam
   - $NaHCO_3$ = 1,6293 kg/jam

2. Komponen keluar pengupasan

   Asumsi H_2O yang terikut di udara sebesar 10 %

   Massa yang terikut di udara = 10% x 376,3619 kg/jam

   = 37,6362 kg/jam

   Komponen keluar pengupasan berupa biji kecipir, dan kulit kecipir.

   Massa biji (kotiledon) = 0,83 x (868,9453 – 37,6362) kg/jam

   = 689,9865 kg/jam

   Massa kulit = 0,17 x (868,9453 – 37,6362) kg/jam

   = 141,3225 kg/jam

   Komposisi biji kecipir [4] :

   - protein = 23,75 %
   - karbohidrat = 17,99 %
   - lemak = 8,32 %
   - abu = 2,82 %

- $NaHCO_3$ = 0,19 %
- H_2O = 46,93 %

Massa komponen dalam biji kecipir (tanpa kulit):

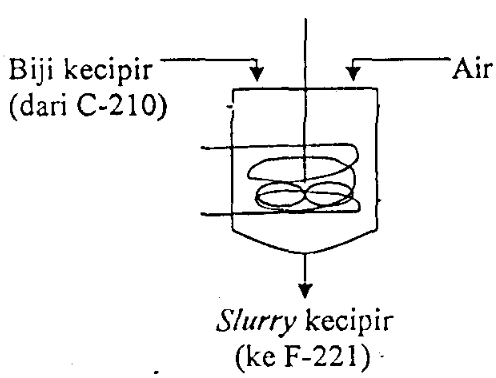
- protein = 0,2375 x 689,9865 kg/jam = 163,8718 kg/jam
- karbohidrat = 0,1799 x 689,9865 kg/jam = 124,1286 kg/jam
- lemak = 0,0832 x 689,9865 kg/jam = 57,4069 kg/jam
- abu = 0,0282 x 689,9865 kg/jam = 19,4576 kg/jam
- $NaHCO_3$ = 0,0019 x 689,9865 kg/jam = 1,3110 kg/jam
- H_2O = 0,4693 x 689,9865 kg/jam = 323,8107 kg/jam

Massa komponen dalam kulit kecipir:

- protein = (178,1338 - 163,8718) kg/jam = 14,2620 kg/jam
- karbohidrat = (198,2281 - 124,1286) kg/jam = 74,0996 kg/jam
- lemak = (92,3254 - 57,4069) kg/jam = 34,9186 kg/jam
- abu = (22,2667 - 19,4576) kg/jam = 2,8091 kg/jam
- H_2O = (376,3619 - 323,8107) kg/jam = 14,9150 kg/jam
- $NaHCO_3$ = (1,6293 - 1,3110) kg/jam = 0,3183 kg/jam

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari chain *conveyor* (J-121) Biji dan kulit kecipir: - protein = 178,1338 - karbohidrat = 198,2281 - lemak = 92,3254 - abu = 22,2667 - H_2O = 376,3619 - $NaHCO_3$ = 1,6293	868,9453	Ke tangki pencampuran I (M-220) Biji kecipir: - protein = 163,8718 - lemak = 57,4069 - karbohidrat = 124,1286 - abu = 19,4576 - H_2O = 323,8107 - $NaHCO_3$ = 1,3110	689,9865
		Ke unit penampungan : Kulit kecipir: - protein = 14,2620 - lemak = 34,9186 - karbohidrat = 74,0996 - abu = 2,8091 - H_2O = 14,9150 - $NaHCO_3$ = 0,3183	141,3225
		Ke udara H_2O	37,6362
Total	868,9453	Total	868,9453

A.6. Tangki Ekstraksi (M-220)



1. Komponen masuk tangki ekstraksi

   Komponen masuk tangki ekstraksi berupa biji kecipir dari penggilingan dan air. Perbandingan massa biji kecipir mula-mula dengan air adalah 1 : 10 [4].

   Massa air yang dibutuhkan = (10 x 543,0908) kg/jam

   = 5430,9080 kg/jam

Massa air yang dibutuhkan di tangki ekstraksi hanya 90%, sedangkan sisanya dipakai di tangki pelarutan gula

Massa air yang dibutuhkan di tangki ekstraksi = 90% x 5430,9080 kg/jam

= 4887,8172 kg/jam

2. Komponen keluar tangki ekstraksi

Komponen keluar tangki ekstraksi berupa *slurry* kecipir

Massa *slurry* kecipir = massa biji kecipir + massa air panas

= (689,9865 + 4887,8172) kg/jam

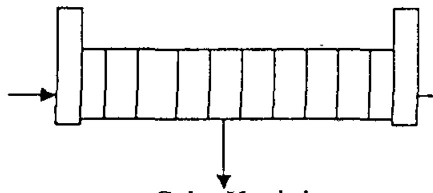
= 5577,8037 kg/jam

Massa komponen *slurry* kecipir:

- protein = 163,8718 kg/jam
- karbohidrat = 124,1286 kg/jam
- lemak = 57,4069 kg/jam
- abu = 19,4576 kg/jam
- $NaHCO_3$ = 1,3110 kg/jam
- H_2O = (323,8107 + 4887,8172) kg/jam = 5211,6279 kg/jam

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari penggilingan (C-210) Biji kecipir - protein = 163,8718 - lemak = 57,4069 - karbohidrat = 124,1286 - abu = 19,4576 - H_2O = 323,8107 - $NaHCO_3$ = 1,3110	5,5057	Ke *plate and frame filter press* (H-220) *Slurry* kecipir - protein = 163,8718 - lemak = 57,4069 - karbohidrat = 124,1286 - abu = 19,4576 - H_2O = 5211,6279 - $NaHCO_3$ = 1,3110	5577,8037
Dari unit utilitas: Air	4887,8172		
Total	5577,8037	Total	5577,8037

A.7. *Plate and Frame Filter Press* (H-220)



1. Komponen masuk *plate and frame filter press*

   Komponen masuk *plate and frame filter press* berupa *slurry* kedelai dari tangki penampungan I. Massa *slurry* kecipir masuk tangki penampungan I = 5577,8037 kg/jam dengan komponen :

   - protein = 163,8718 kg/jam
   - karbohidrat = 124,1286 kg/jam
   - lemak = 57,4069 kg/jam
   - abu = 19,4576 kg/jam
   - $NaHCO_3$ = 1,3110 kg/jam
   - H_2O = 5211,6279 kg/jam

2. Komponen keluar *plate and frame filter press*

   Komponen keluar *plate and frame filter press* berupa filtrat susu kecipir dan *cake* kecipir. Dari data yang didapat, setiap 1 kg biji kecipir dapat menghasilkan 8 liter susu kecipir [4]. Dengan massa kecipir 543,0908 kg/jam menghasilkan susu kecipir sebanyak x liter

$$\frac{1\,kg}{543{,}0908\,{}^{kg}\!/_{jam}} = \frac{8\,liter}{x}$$

$$x = \frac{8\,liter \,.\, 543{,}0908\,{}^{kg}\!/_{jam}}{1\,kg} 4344{,}7264\,{}^{liter}\!/_{jam} \times \rho\ susu\ kedelai$$

$$= 4344{,}7264 \, {}^{liter}\!/_{jam} \times 1{,}036 \, {}^{kg}\!/_{liter}$$

$$= 4501{,}1366 \, {}^{kg}\!/_{jam}$$

Massa komponen susu kecipir [2] :

- protein = 3,40% x 4501,1366 kg/jam = 153,0386 kg/jam
- karbohidrat = 2,25% x 4501,1366 kg/jam = 101,2756 kg/jam
- lemak = 1,20% x 4501,1366 kg/jam = 54,0136 kg/jam
- *ash* = 0,23% x 4501,1366 kg/jam = 10,3526 kg/jam
- $NaHCO_3$ = 0,02% x 4501,1366 kg/jam = 0,9002 kg/jam
- air = 92,9% x 4501,1366 kg/jam = 4181,5559 kg/jam

Massa cake kecipir = massa *slurry* kedelai – massa susu kecipir

= (5577,8037 – 4501,1366) kg/jam

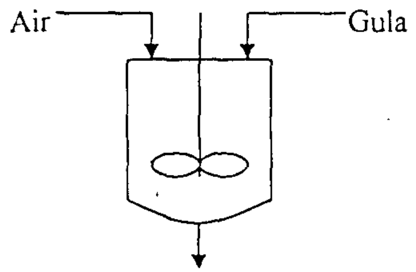
= 1076,6672 kg/jam,

Massa komponen cake kecipir:

- protein = (163,8718 – 153,0386) kg/jam = 10,8332 kg/jam
- karbohidrat = (124,1286 – 101,2756) kg/jam = 22,8530 kg/jam
- lemak = (57,4069 – 54,0136) kg/jam = 3,3932 kg/jam
- abu = (19,4576 – 10,3526) kg/jam = 9,1050 kg/jam
- $NaHCO_3$ = (1,3110 – 0,9002) kg/jam = 1030,0720 kg/jam
- H_2O = (5211,6279 – 4181,5559) kg/jam = 0,4107 kg/jam

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari tangki ekstraksi (H-220) *Slurry* kecipir - protein = 163,8718 - lemak = 57,4069 - karbohidrat = 124,1286 - abu = 19,4576 - H_2O = 5211,6279 - $NaHCO_3$ = 1,3110	5577,8037	Ke tangki pencampuran (M-240) Susu kecipir - protein = 153,0386 - larbohidrat = 101,2756 - lemak = 54,0136 - abu = 10,3526 - H_2O = 4181,5559 - $NaHCO_3$ = 0,9002	4501,1366
		Ke unit penampungan : Cake kecipir - protein = 10,8332 - karbohidrat = 22,8530 - lemak = 3,3932 - abu = 9,1050 - H_2O = 1030,0720 - $NaHCO_3$ = 0,4107	1076,6672
Total	5577,8037	Total	5577,8037

A.8. Tangki Pelarutan Gula (M-243)



1. Komponen masuk tangki pelarutan gula

Massa gula yang ditambahkan dalam 543,0908 kg /jam biji kecipir sebanyak x kg/jam

$$\frac{1 \, kg/jam}{543{,}0908 \, kg/jam} = \frac{0{,}25 \, kg/jam}{x}$$

$$x = \frac{0{,}25 \, kg/jam \cdot 543{,}0908 \, kg/jam}{1 \, kg/jam} = 135{,}7727 \, kg/jam$$

Massa air yang ditambahkan untuk melarutkan gula

= 10% x 5430,9080 kg/jam

= 543,0908 kg/jam

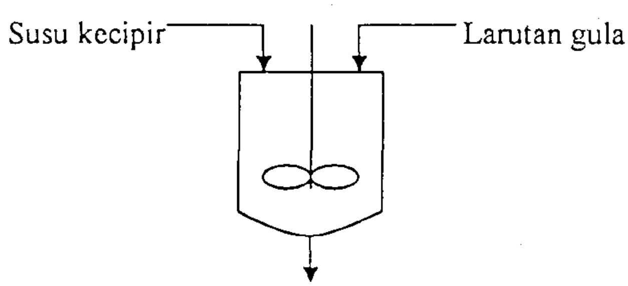
2. Komponen keluar tangki pelarutan gula

Komponen keluar tangki pelarutan gula berupa larutan gula dengan komposisi:

- H_2O = 543,0908 kg/jam
- Gula = 135,7727 kg/jam

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari air proses H_2O	543,0908	Ke tangki pencampuran (M-240) - Gula = 135,7727 - H_2O = 543,0908	678,8635
Dari warehouse (F-111) Gula	135,7727		
Total	678,8635	Total	678,8635

A.9. Tangki Pencampuran (M-240)



1. Komponen masuk tangki pencampuran

Komponen masuk tangki pencampuran berupa susu kecipir dan larutan gula.

Massa komponen susu kecipir:

- protein = 153,0386 kg/jam
- karbohidrat = 101,2756 kg/jam
- lemak = 54,0136 kg/jam
- abu = 10,3526 kg/jam

- $NaHCO_3$ = 0,9002 kg/jam
- air = 4181,5559 kg/jam

Massa komponen larutan gula:

- H_2O = 543,0908 kg/jam
- gula = 135,7727 kg/jam

2. Komponen keluar tangki pencampuran

Komponen keluar tangki pencampuran berupa susu kecipir dengan massa = (4501,1366 + 678,8635) kg/jam = 5180,0001 kg/jam.

Massa komponen susu kecipir manis:

- protein = 153,0386 kg/jam
- karbohidrat = 101,2756 kg/jam
- lemak = 54,0136 kg/jam
- abu = 10,3526 kg/jam
- $NaHCO_3$ = 0,9002 kg/jam
- air = (4181,5559 + 543,0908) kg/jam = 4724,6467 kg/jam
- gula = 135,7727 kg/jam

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari *plate and frame filter press* (H-220) Susu kecipir - protein = 153,0386 - larbohidrat = 101,2756 - lemak = 54,0136 - abu = 10,3526 - H_2O = 4181,5559 - $NaHCO_3$ = 0,9002	4501,1366	Ke unit sterilisasi (E-244) Susu kecipir - protein = 153,0386 - larbohidrat = 101,2756 - lemak = 54,0136 - abu = 10,3526 - H_2O = 4724,6467 - $NaHCO_3$ = 0,9002 - gula = 135,7727	5180,0001
Dari tangki pelarutan gula (M-243) - larutan gula	678,8635		
Total	5180,0001	Total	5180,0001

APPENDIX B

PERHITUNGAN NERACA PANAS

APPENDIX B

PERHITUNGAN NERACA PANAS

Suhu reference = 25 °C

Satuan energi = kilo Joule (kJ)

Satuan massa = kg

Tipe operasi = kontinu

Daftar harga Cp (kJ/kg^{0}C) untuk tiap komponen [22] :

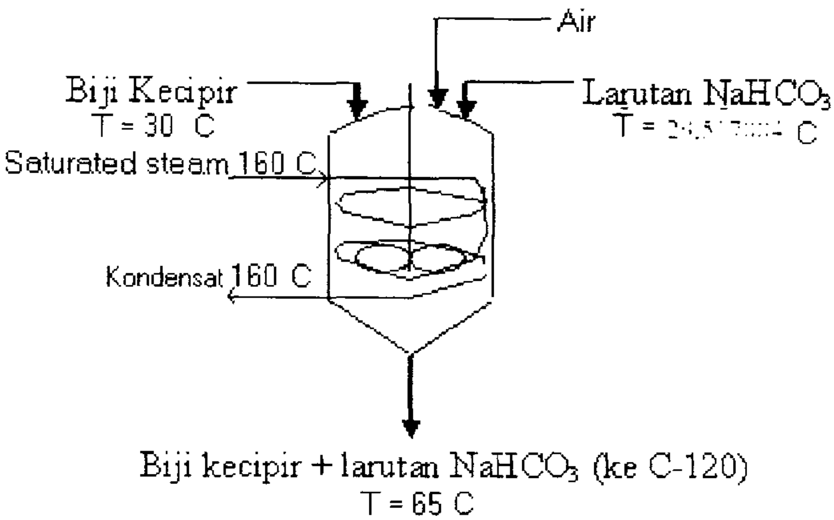
- Protein = $2{,}0082 + 1{,}2089 \times 10^{-3}T - 1{,}3129 \times 10^{-6}T^2$
- Karbohidrat = $1{,}5488 + 1{,}9625 \times 10^{-3}T - 5{,}9399 \times 10^{-6}T^2$
- Lemak = $1{,}9842 + 1{,}4733 \times 10^{-3}T - 4{,}8008 \times 10^{-6}T^2$
- Air = $4{,}1762 - 9{,}0864 \times 10^{-5}T + 5{,}4731 \times 10^{-6}T^2$
- Abu = $1{,}0926 + 1{,}8896 \times 10^{-3}\,T - 3{,}6817 \times 10^{-6}T^2$
- $NaHCO_3$ = $1{,}0048 + 1{,}675 \times 10^{-3}T$
- Sukrosa ($C_{12}H_{22}O_{11}$) [23]

$$C(12 \times 1{,}8) + H(22 \times 2{,}3) + O(11 \times 4) = 116{,}2 \text{ kal/gmol°C}$$

$$= \frac{116{,}2 kal / gmol°C}{342{,}2 gr / gmol} x 4{,}184 J / kal$$

$$= 1{,}42 \text{ kJ/kg°C}$$

B.1. Tangki Pemasakan (M-110)



1. Komponen masuk tangki pemasakan

Contoh perhitungan untuk protein

$$\int_{25}^{30} Cp.dT = \int_{25}^{30} (2{,}0082 + 1{,}2089\text{x}10^{-3}\text{T} - 1{,}3129\text{x}10^{-6}\text{T}^2)$$

$$= \left[2{,}0082\text{T} + \frac{1{,}2089\text{x}10^{-3}}{2}\text{T}^2 - \frac{1{,}3129\text{x}10^{-6}}{3}\text{T}^3 \right]_{25}^{30}$$

$$= [2{,}0082\text{x}(30-25)] + \left[\frac{1{,}2089\text{x}10^{-3}}{2}(30^2-25^2)\right] - \left[\frac{1{,}3129\text{x}10^{-6}}{3}(30^3-25^3)\right]$$

$$= 10{,}2071 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta\text{H protein} = \text{m x} \int_{25}^{30} Cp\,dT$$

$$= 178{,}1338 \text{ kg/jam x } 10{,}2071 \text{ kJ/kg}$$

$$= 1.818{,}2299 \text{ kJ/jam}$$

Data-data lainnya dihitung dengan cara yang sama, hasilnya disajikan dalam tabel berikut :

Komponen	Massa (kg/jam)	∫ Cp.dT (kJ/kg)	ΔH (kJ/jam)
Protein	178,1338	10,2071	1.818,2299
Karbohidrat	198,2281	7,9913	1.584,1048
Lemak	92,3254	10,1054	932,9832
Abu	22,2667	5,7021	126,9664
H_2O	52,1367	20,8893	1.089,0973
Air pelarut	1.350,9584	20,8893	28.220,1006
$NaHCO_3$	6,7886	4,7449	32,2116
Total			33.803,6398

2. Komponen keluar tangki pemasakan

Contoh perhitungan untuk protein

$$\int_{25}^{65} Cp.dT = \int_{25}^{65} (2{,}0082 + 1{,}2089x10^{-3}\,T - 1{,}3129x10^{-6}\,T^2)$$

$$= \left[2{,}0082\,T + \frac{1{,}2089x10^{-3}}{2}T^2 - \frac{1{,}3129x10^{-6}}{3}T^3\right]_{25}^{65}$$

$$= [2{,}0082 \times (65-25)] + \left[\frac{1{,}2089 \times 10^{-3}}{2}(65^2 - 25^2)\right] - \left[\frac{1{,}3129 \times 10^{-6}}{3}(65^3 - 25^3)\right]$$

$= 82{,}5024$ kJ/kg

$$\Delta H \text{ protein} = m \text{ x } \int_{25}^{65} Cp\,dT$$

= 178,1338 kg/jam x 82,5024 kJ/kg

= 14.696,4725 kJ/jam

Data-data lainnya dihitung dengan cara yang sama, hasilnya disajikan dalam tabel berikut :

Komponen	Massa (kg/jam)	∫ Cp.dT (kJ/kg)	ΔH (kJ/jam)
Protein	178,1338	82,5024	14.696,4725
Karbohidrat	198,2281	64,9717	12.879,2171
Lemak	92,3254	81,6055	7.534,2607
Abu	22,2667	46,6328	1.038,3589
H_2O	1403,0751	167,3570	234.814,3570
$NaHCO_3$	6,7886	43,2070	293,3166
Total			271.256,0004

Diasumsi Q loss = 5% Q *steam*

Panas masuk = Panas keluar

ΔH in + Q *steam* = ΔH out + Q *loss*

33.803,6938 + Q *steam* = 271.256,0004 + 5% Q *steam*

Q *steam* = 249.949,7694 kJ/jam

Q *loss* = 5% x 249.949,7694 kJ/jam = 12.497,4898 kJ/jam

Media pemanas yang digunakan adalah *steam* dari unit sterilisasi (E-244) dengan

T = 160^{0}C

λ 6,2 bar = 2758,1 – 675,55 kJ/kg = 2.082,5500 kJ/ kg

Massa *steam* = $\dfrac{249.949{,}7694 kJ/jam}{2.082{,}5500 kJ/kg} = 120{,}0210 kg/jam$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
Dari saringan (H-113) Biji kecipir: Protein = 1.818,2299 Karbohidrat = 1.584,1048 Lemak = 932,9832 Abu = 126,9664 H_2O = 1.089,0973	5.551,3817	Ke *Chain conveyor* (J-121) Campuran biji kecipir dan larutan $NaHCO_3$: Protein = 14.696,4725 Karbohidrat = 12.879,2171 Lemak = 7.534,2607 Abu = 1.038,3589 H_2O = 234.814,3570 $NaHCO_3$ = 293,3166	271.256,0004
Dari tangki $NaHCO_3$ (M-114) Larutan $NaHCO_3$: H_2O = 28.220,1006 $NaHCO_3$ = 32,2116	28.252,3121	Q loss	12.497,4898
Q *Steam*	249.949,7964		
Total	283.753,4903	Total	283.753,4903

B.2. *Chain Conveyor* (J-121)

1. Masuk *chain conveyor*

   ΔH in = ΔH out tangki pemasakan = 271.256,0004 kJ/jam

2. Keluar *chain conveyor*

Assumsi Q *loss* karena hilang ke lingkungan = 20 % dari ΔH in

Suhu keluar ditrial sampai panas masuk = panas keluar

Persamaan yang dipakai dalam trial suhu :

ΔH in = ΔH out + Q loss

ΔH in = ΔH out + 0,2 ΔH in

ΔH out = 0,8 ΔH in = 0,8 x 271.256,0004 = 217.004,8003 kJ/jam

$$\Delta H \text{ Protein} = m \text{ x } \int_{25}^{T_{out}} Cp\ protein$$

$$= 178{,}1338 \text{ x } \int_{25}^{T_{out}} \left(2{,}0082 + 1{,}2089\,x\,10^{-3}\,T - 1{,}3129\,x\,10^{-6}\,T^2\right)$$

$$= 178{,}1338 \text{ x} \left[2{,}0082T + \frac{1{,}2089\,x\,10^{-3}}{2}T^2 - \frac{1{,}3129\,x\,10^{-6}}{3}T^3\right]_{25}^{T_{Out}}$$

$$\Delta H \text{ Karbohidrat} = m \text{ x } \int_{25}^{T_{out}} Cp\ karbohidrat$$

$$= 198{,}2281 \text{ x } \int_{25}^{T_{out}} \left(1{,}5488 + 1{,}9625\,x\,10^{-3}\,T - 5{,}9399\,x\,10^{-6}\,T^2\right)$$

$$= 98{,}2281 \text{x} \left[1{,}5488T + \frac{1{,}9625\,x\,10^{-3}}{2}T^2 - \frac{5{,}9399\,x\,10^{-6}}{3}T^3\right]_{25}^{T_{Out}}$$

$$\Delta H \text{ Lemak} = m \text{ x } \int_{25}^{T_{out}} Cp\ lemak$$

$$= 92{,}3254 \text{ x } \int_{25}^{T_{out}} \left(1{,}9842 + 1{,}4733\,x\,10^{-3}\,T - 4{,}8008\,x\,10^{-6}\,T^2\right)$$

$$= 92{,}3254 \text{ x} \left[1{,}9842T + \frac{1{,}4733\,x\,10^{-3}}{2}T^2 - \frac{4{,}8008\,x\,10^{-6}}{3}T^3\right]_{25}^{T_{Out}}$$

$$\Delta H \text{ Air} = m \text{ x } \int_{25}^{T_{out}} Cp\ air$$

$$= 376{,}3619 \text{ x } \int_{25}^{T_{out}} \left(4{,}1762 - 9{,}0864\,x\,10^{-3}\,T + 5{,}4731\,x\,10^{-6}\,T^2\right)$$

$$= 376{,}3619 \text{ x} \left[4{,}1762T - \frac{9{,}0864\,x\,10^{-3}}{2}T^2 + \frac{5{,}4731\,x\,10^{-6}}{3}T^3\right]_{25}^{T_{Out}}$$

$$\Delta H \text{ Abu } = m \times \int_{25}^{T_{out}} Cp\, abu$$

$$= 22{,}2667 \times \int_{25}^{T_{out}} \left(1{,}0926 + 1{,}8896 x 10^{-3} T - 3{,}6817 x 10^{-6} T^2\right)$$

$$= 22{,}2667 \times \left[1{,}0926T + \frac{1{,}8896 x 10^{-3}}{2} T^2 - \frac{3{,}6817 x 10^{-6}}{3} T^3\right]_{25}^{T_{Out}}$$

$$\Delta H \; NaHCO_3 = m \times \int_{25}^{T_{out}} Cp\, NaHCO_3$$

$$= 1{,}6293 \times \int_{25}^{T_{out}} \left(1{,}0048 + 1{,}675 x 10^{-3} T\right)$$

$$= 1{,}6293 \times \left[1{,}0048T + \frac{1{,}675 x 10^{-3}}{2} T^2\right]_{25}^{T_{Out}}$$

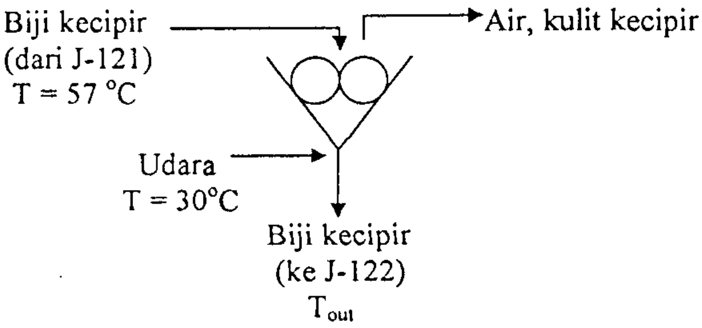
ΔH out = ΔH protein + ΔH lemak + ΔH karbohidrat + ΔH abu + ΔH air + ΔH $NaHCO_3$

217.004,8003 = ΔH protein + ΔH lemak + ΔH karbohidrat + ΔH abu + ΔH air + ΔH $NaHCO_3$

Dengan cara trial diperoleh T out = 57,0236 °C ≈ 57°C

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
Dari tangki pemasakan (M-110) Campuran biji kecipir dan larutan $NaHCO_3$: Protein = 14.696,4725 Karbohidrat = 12.879,2171 Lemak = 7.534,2607 Abu = 1.038,3589 H_2O = 234.814,3570 $NaHCO_3$ = 293,3166	271.256,0004	Ke pengupasan (C-120) Biji kecipir: Protein = 11.738,3656 Karbohidrat = 10.276,0275 Lemak = 6.020,0299 Abu = 827,4517 H_2O = 50.405,1727 $NaHCO_3$ = 56,0098	79.323,0571
		Ke pengolahan Limbah Larutan $NaHCO_3$: H_2O = 137.504,3790 $NaHCO_3$ = 177,3643	137.681,7433
		Q loss	54.251,2000
Total	271.256,0004	Total	271.256,0004

B.3. Pengupasan (C-120)



1. Masuk pengupasan

   ΔH in = ΔH out belt conveyor = 79.323,0571 kJ/jam

2. Keluar pengupasan

   Assumsi Q *loss* karena hilang ke lingkungan = 10 % dari ΔH in

   Suhu keluar ditrial sampai panas masuk = panas keluar

   Persamaan yang dipakai dalam trial suhu :

   ΔH in = ΔH out + Q loss

   ΔH in = ΔH out + 0,1 ΔH in

   ΔH out = 0,9 ΔH in = 0,9 x 79.323,0571 = 71.390,7515 kJ/jam

   ΔH out = (ΔH protein + ΔH lemak + ΔH karbohidrat + ΔH abu + ΔH air + ΔH $NaHCO_3)_{biji\ kecipir}$ + (ΔH protein + ΔH lemak + ΔH karbohidrat + ΔH abu + ΔH air + ΔH $NaHCO_3)_{kulit\ kecipir}$ + ΔH air yang terikut di udara

   71.390,7515 = (ΔH protein + ΔH lemak + ΔH karbohidrat + ΔH abu + ΔH air + ΔH $NaHCO_3)_{biji\ kecipir}$ + (ΔH protein + ΔH lemak + ΔH karbohidrat + ΔH abu + ΔH air + ΔH $NaHCO_3)_{kulit\ kecipir}$ + ΔH air yang terikut di udara

Dengan cara trial diperoleh T out = 53,8358 °C ≈ 54°C

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
Dari chain conveyor (J-121) Campuran biji kecipir dan kulit kecipir: Protein = 11.738,3656 Karbohidrat = 10.276,0275 Lemak = 6.020,0299 Abu = 827,4517 H_2O = 50.405,1727 $NaHCO_3$ = 56,0098	79.323,0571	Ke chain conveyor (J-122) Biji kecipir: Protein = 9.714,5091 Karbohidrat = 5.786,0744 Lemak = 3.367,8279 Abu = 649,8388 H_2O = 39.044,1020 $NaHCO_3$ = 40,4804	58.602,8325
		Ke unit penampungan Kulit kecipir: Protein = 845,4665 Karbohidrat = 3.454,0441 Lemak = 2.048,5295 Abu = 93,8174 H_2O = 1.798,1761 $NaHCO_3$ = 9,8284	8.249,8619
		Ke udara H_2O	4.538,0570
		Q loss	7.932,3057
Total	79.323,0571	Total	79.323,0571

B.4. chain ***Conveyor* (J-122)**

1. Masuk chain *conveyor*

   ΔH in = ΔH out tangki pemasakan = 58.602,8325 kJ/jam

2. Keluar chain *conveyor*

   Assumsi Q *loss* karena hilang ke lingkungan = 10 % dari ΔH in

   Suhu keluar ditrial sampai panas masuk = panas keluar

   Persamaan yang dipakai dalam trial suhu :

   ΔH in = ΔH out + Q loss

   ΔH in = ΔH out + 0,1 ΔH in

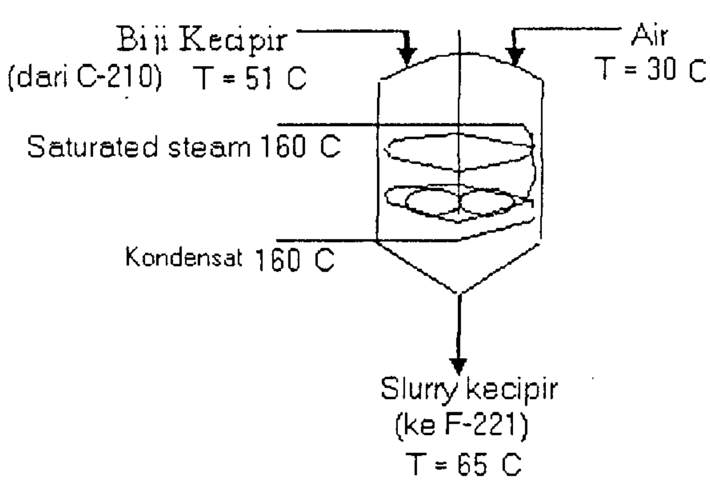
   ΔH out = 0,9 ΔH in = 0,9 x 79.323,0571 = 52.742,5492 kJ/jam

ΔH out = ΔH protein + ΔH lemak + ΔH karbohidrat + ΔH abu + ΔH air + ΔH $NaHCO_3$

Dengan cara trial diperoleh T out = 50,9630 °C ≈ 51°C

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
Dari pengupasan (C-120) Biji kecipir: Protein = 9.714,5091 Karbohidrat = 5.786,0744 Lemak = 3.367,8279 Abu = 649,8388 H_2O = 39.044,1020 $NaHCO_3$ = 40,4804	58.602,8325	Ke penggilingan (C-210) Biji kecipir: Protein = 8.739,3073 Karbohidrat = 5.202,9246 Lemak = 3.030,0393 Abu = 584,2462 H_2O = 35.149,6661 $NaHCO_3$ = 36,3656	52.742,5492
		Q loss	5.860,2833
Total	58.602,8325	Total	58.602,8325

B.5. Tangki Ekstraksi (M-220)



1. Masuk tangki ekstraksi

   ΔH in = ΔH out belt conveyor = 52.742,5492 kJ/jam

2. Keluar tangki ekstraksi

   Contoh perhitungan untuk protein

$$\int_{25}^{65} Cp.dT \quad = \int_{25}^{65} (2,0082 + 1,2089x10^{-3}\,T - 1,3129x10^{-6}\,T^{2})$$

$$= \left[2,0082\,T + \frac{1,2089x10^{-3}}{2} T^2 - \frac{1,3129x10^{-6}}{3} T^3 \right]_{25}^{65}$$

$$= [2,0082 x (65-25)] + \left[\frac{1,2089x10^{-3}}{2} (65^2 - 25^2) \right] - \left[\frac{1,3129x10^{-6}}{3} (65^3 - 25^3) \right]$$

= 82,5024 kJ/kg

$$\Delta H \text{ protein} = m \text{ x } \int_{25}^{65} Cp\, dT$$

= 163,8718 kg/jam x 82,5024 kJ/kg

= 13519,8244 kJ/jam

Data-data lainnya dihitung dengan cara yang sama, hasilnya disajikan dalam tabel berikut :

Komponen	Massa (kg/jam)	$\int$ Cp.dT (kJ/kg)	ΔH (kJ/jam)
Protein	163,8718	82,5024	13.519,8244
Karbohidrat	57,4069	64,9717	8.064,8434
Lemak	124,1286	81,6055	4.684,7155
Abu	19,4576	46,6328	907,3627
H_2O	5.211,6279	167,3570	872.202,1781
$NaHCO_3$	1,3110	43,2070	56,6433
Total			899.435,5675

Diassumsi Q loss = 5% Q steam

Panas masuk = Panas keluar

ΔH in + Q *steam* = ΔH out + Q *loss*

52.742,5492 + Q *steam* = 899.435,5675 + 5% Q *steam*

Q *steam* = 783.779,0966 kJ/jam

Q *loss* = 5% x 783.779,0966 kJ/jam = 39.188,9548 kJ/jam

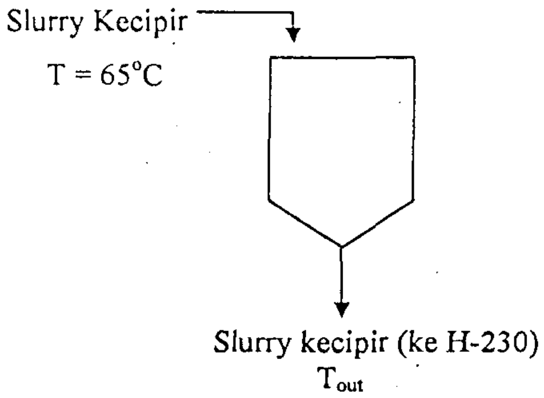
Media pemanas yang digunakan adalah *steam* dari unit sterilisasi (E-244) dengan T = 160^{0}C

λ 6,2 bar = 2758,1 – 675,55 kJ/kg = 2.082,5500 kJ/ kg

$$\text{Massa } steam = \frac{783.779{,}0966 kJ / jam}{2.082{,}5500 kJ / kg} = 376{,}35548 kg / jam$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
Dari penggilingan (C-210) Biji kecipir: Protein = 8.739,3073 Karbohidrat = 5.202,9246 Lemak = 3.030,0393 Abu = 584,2462 H_2O = 35.149,6661 $NaHCO_3$ = 36,3656	52.742,5492	Ke tangki penampungan I (F-221) Slurry kecipir: Protein = 13.519,8244 Karbohidrat = 8.064,8434 Lemak = 4.684,7155 Abu = 907,3627 H_2O = 872.202,1781 $NaHCO_3$ = 56,6433	899.435,5675
Dari unit utilitas Air pelarut:	102.102,8765	Q loss	39.188,9548
Q steam	783.779,0966		
Total	938.624,5223	Total	938.624,5223

B.6. Tangki Penampungan I (F-221)



1. Masuk penampungan I

   ΔH in = ΔH out tangki pemasakan = 899.435,5675 kJ/jam

2. Keluar penampungan I

   Assumsi Q *loss* karena berada di tangki penampungan = 10 % dari ΔH in

   Suhu keluar ditrial sampai panas masuk = panas keluar

   Persamaan yang dipakai dalam trial suhu :

   ΔH in = ΔH out + Q loss

ΔH in $= \Delta H$ out $+ 0{,}1\ \Delta H$ in

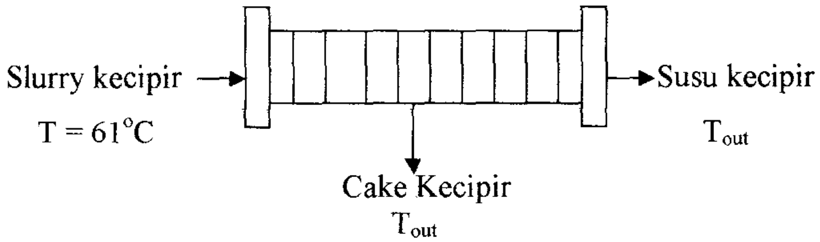
ΔH out $= 0{,}9\ \Delta H$ in $= 0{,}9 \times 79.323{,}0571 = 809.492{,}0108$ kJ/jam

ΔH out $= \Delta H$ protein $+ \Delta H$ lemak $+ \Delta H$ karbohidrat $+ \Delta H$ abu $+ \Delta H$ air $+ \Delta H$ $NaHCO_3$

Dengan cara trial diperoleh T out = 61,0091°C ≈ 61°C

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
Dari tangki ekstraksi (M-220) Slurry kecipir: Protein = 13.519,8244 Karbohidrat = 8.064,8434 Lemak = 4.684,7155 Abu = 907,3627 H_2O = 872.202,1781 $NaHCO_3$ = 56,6433	899.435,5675	Ke *Plate and Frame Filter Press* (H-220) Slurry kecipir: Protein = 12.156,6934 Karbohidrat = 7.248,0235 Lemak = 4.213,4201 Abu = 814,9613 H_2O = 785.008,0784 $NaHCO_3$ = 50,8340	809.492,0108
		Q loss	89.943,5567
Total	899.435,5675	Total	899.435,5675

B.7. *Plate and Frame Filter Press* (H-220)



1. Masuk *plate and frame filter press*

   ΔH in $= \Delta H$ out tangki pemasakan $= 809.492{,}0108$ kJ/jam

2. Keluar *plate and frame filter press*

   Asumsi Q *loss* karena hilang ke lingkungan = 10 % dari ΔH in

   Suhu keluar ditrial sampai panas masuk = panas keluar

   Persamaan yang dipakai dalam trial suhu :

ΔH in $= \Delta H$ out + Q loss

ΔH in $= \Delta H$ out + 0,1 ΔH in

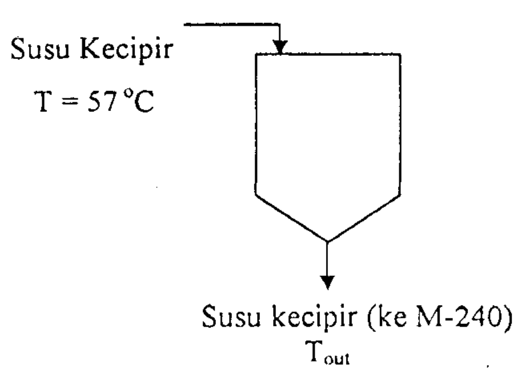
ΔH out = 0,9 ΔH in = 0,9 x 79.323,0571 = 809.492,0108 kJ/jam

ΔH out = ΔH protein + ΔH lemak + ΔH karbohidrat + ΔH abu + ΔH air + ΔH $NaHCO_3$

Dengan cara trial diperoleh T out = 57,4152 °C ≈ 57°C

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
Dari tangki penampungan I (F-221) Biji kecipir: Protein = 12.156,6934 Karbohidrat = 7.248,0235 Lemak = 4.213,4201 Abu = 814,9613 H_2O = 785.008,0784 $NaHCO_3$ = 50,8340	809.492,0108	Ke tangki penampungan II (F-232) Susu kecipir: Protein = 10.209,1814 Karbohidrat = 5.315,1715 Lemak = 3.565,3499 Abu = 389,5077 H_2O = 566.884,2350 $NaHCO_3$ = 31,3353	586.394,780
		Ke penggilingan (C-120) Cake kecipir: Protein = 722,6783 Karbohidrat = 1.199,3776 Lemak = 224,5321 Abu = 342,5676 H_2O = 139.644,5760 $NaHCO_3$ = 14,2974	142.148,028
		Q loss	89.949,201
Total	809.492,0108	Total	809.492,010

B.8. Tangki Penampungan II (F-232)



1. Masuk tangki penampungan II

   ΔH in = ΔH out tangki pemasakan = 586.394,7808 kJ/jam

2. Keluar tangki penampungan II

   - Assumsi Q *loss* karena hilang ke lingkungan = 10 % dari ΔH in

   Suhu keluar ditrial sampai panas masuk = panas keluar

   Persamaan yang dipakai dalam trial suhu :

   ΔH in = ΔH out + Q loss

   ΔH in = ΔH out + 0,1 ΔH in

   ΔH out = 0,9 ΔH in = 0,9 x 586.394,7808 = 527.755,3027 kJ/jam

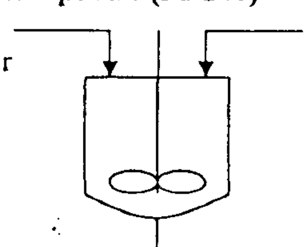
   ΔH out = ΔH protein + ΔH lemak + ΔH karbohidrat + ΔH abu + ΔH air + ΔH $NaHCO_3$

   Dengan cara trial diperoleh T out = 54,1792 °C ≈ 54°C

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
Dari *plate and frame filter press* (H-220) Susu kecipir: Protein = 10.209,1814 Karbohidrat = 5.315,1715 Lemak = 3.565,3499 Abu = 389,5077 H_2O = 566.884,2350 $NaHCO_3$ = 31,3353	586.394,7808	Ke tangki pencampuran (M-240) Susu kecipir: Protein = 9.181,2735 Karbohidrat = 4.777,7623 Lemak = 3.206,7798 Abu = 349,4596 H_2O = 510.211,8917 $NaHCO_3$ = 28,1359	527.755,3027
		Q loss	58.639,4781
Total	586.394,7808	Total	586.394,7808

B.9. Tangki Pencampuran (M-240)

Susu kecipir T = 54 °C



Larutan gula T = 30 °C

Susu kecipir manis, T_{out}

1. Masuk tangki pencampuran

   ΔH in = ΔH out tangki pemasakan = 527.755,3027 kJ/jam

2. Keluar tangki pencampuran

   Asumsi Q *loss* karena hilang ke lingkungan = 20 % dari ΔH in

   Suhu keluar ditrial sampai panas masuk = panas keluar

   Persamaan yang dipakai dalam trial suhu :

   ΔH in = ΔH out + Q loss

   ΔH in = ΔH out + 0,2 ΔH in

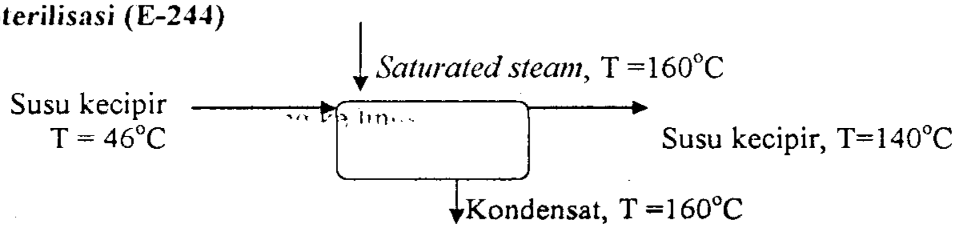
   ΔH out = 0,8 ΔH in = 0,9 x 79.323,0571 = 809.492,0108 kJ/jam

   ΔH out = ΔH protein + ΔH lemak + ΔH karbohidrat + ΔH abu + ΔH air + ΔH $NaHCO_3$

   Dengan cara trial diperoleh T out 46,0327°C ≈ 46°C

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
Dari tangki penampungan II (F-232)		Ke sterilisasi (E-244)	
Susu kecipir:		Susu kecipir:	432.051,6769
Protein = 9.181,2735	527.755,3027	Protein = 6.602,1281	
Karbohidrat = 4.777,7623		Karbohidrat = 3.431,0773	
Lemak = 3.206,7798		Lemak = 2.306,9456	
Abu = 349,4596		Abu = 250,9724	
H_2O = 510.211,8917		H_2O = 415.383,0711	
$NaHCO_3$ = 28,1359		$NaHCO_3$ = 20,1515	
		Sukrosa = 4.057,3309	
Dari tangki pelarutan gula (M-243)		Q loss	108.012,9192
Larutan sukrosa:	12309,2934		
Air pelarut = 11.344,7641			
Sukrosa = 964,5293			
Total	540.064,5961	Total	540.064,5961

B.10. Sterilisasi (E-244)



432.051,6769 + Q *steam* = 2.381.572,8811 + 5% Q *steam*

Q *steam* = 2.052.127,5834 kJ/jam

Q *loss* = 5% x 2.052.127,5834 kJ/jam = 102.606,3792 kJ/jam

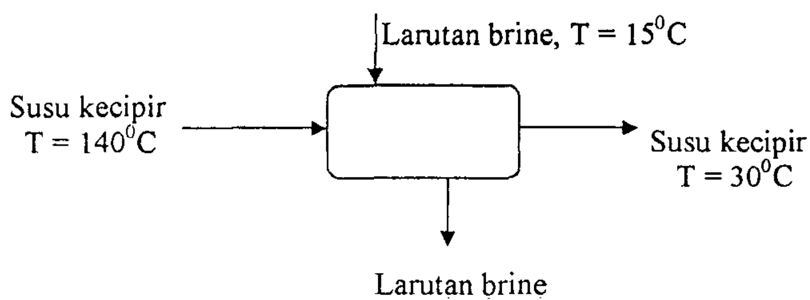
T saturated steam = 160°C

λ steam (Geankoplis, 1997) = 2.081,6475 kJ/kg

$$\text{Massa steam} = \frac{Qsteam}{\lambda steam} = \frac{2.052.127,5834 kJ/jam}{2081,6475 kJ/kg} = 985,8190 kg/jam$$

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
Dari tangki pencampuran (M-240)		Ke tangki pendingin (E-245)	
Susu kecipir:		Susu kecipir:	2.381.572,8811
Protein = 6.602,1281	432.051,6769	Protein = 37.097,1998	
Karbohidrat = 3.431,0773		Karbohidrat = 19.376,9669	
Lemak = 2.306,9456		Lemak = 12.844,1627	
Abu = 250,9724		Abu = 1.434,8622	
H_2O = 415.383,0711		H_2O = 2.288.517,1874	
$NaHCO_3$ = 20,1515		$NaHCO_3$ = 118,3291	
Sukrosa = 4.057,3309		Sukrosa = 22.184,1730	
		Q loss	102.606,3792
Q steam	2.052.127,5834		
Total	2.484.179,2603	Total	2.484.179,2603

B.11. Tangki Pendingin (E-245)



1. Masuk tangki pendingin

   ΔH in = ΔH out tangki pemasakan = 432.051,6769 kJ/jam

2. Keluar tangki Pendingin

   Diasumsi Q loss = 5% ΔH in

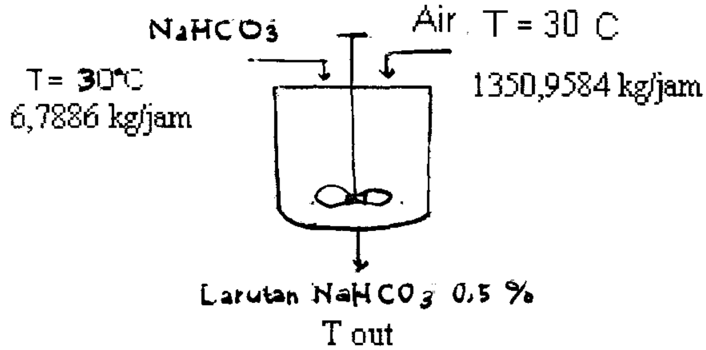
ΔH in = ΔH out + Q yang diserap refrigeran + Q loss

2.381.572,8811 kJ/jam = 102.639,8905 kJ/jam + Q + 119.078,6440 kJ/jam

Q yang diserap refrigeran = 2.159.854,3466 kJ/jam

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
Dari sterilisasi (E-244) Susu kecipir: Protein = 37.097,1998 Karbohidrat = 19.376,9669 Lemak = 12.844,1627 Abu = 1.434,8622 H_2O = 2.288.517,1874 $NaHCO_3$ = 118,3291 Sukrosa = 22.184,1730	2.381.572,8811	Ke unit pengemasan Susu kecipir: Protein = 1.562,0813 Karbohidrat = 809,3257 Lemak = 545,8281 Abu = 59,0313 H_2O = 98.694,3648 $NaHCO_3$ = 4,7301 Sukrosa = 964,5293	102.639,8905
		Q loss	119.078,6440
		Q yang diserap refrigerant	2.159.854,3466
Total	2.381.572,8811	Total	2.381.572,8811

B.12. Tangki larutan $NaHCO_3$ (M-115)



1. Masuk tangki larutan $NaHCO_3$

- $NaHCO_3$

$$\int Cp.dT = \int_{25}^{30} (1{,}0048 + 1{,}675 \times 10^{-3} T)$$

$$= [1{,}0048 \times (30-25)] + \left[\frac{1{,}675 \times 10^{-3}}{2}(30^2 - 25^2)\right]$$

$= 5{,}2543$ kJ/kg

$$Q\ NaHCO_3 = m \times \int Cp\, dT$$

$= 6{,}7886$ kg/jam x $5{,}2543$ kJ/kg

= 35,6694 kJ/jam

Panas pelarutan $NaHCO_3$ = -4,1 kcal/mol [33]

$$Q \text{ kelarutan } NaHCO_3 = \frac{-4{,}1\,kcal/mol x 4{,}184 x 1000 x 6{,}7886\,kg/jam}{84\,gr/mol}$$

= -1386,3614 kJ/jam (eksotermis)

Perhitungan Q air masuk, dihitung dengan cara yang sama dan hasil perhitungan dicantumkan pada tabel berikut ini :

Masuk Komponen	Massa (kg/jam)	Harga batas integrasi (^{0}C)	∫ Cp.dT (kJ/kg)	Q = m ∫ Cp.dT (kJ/jam)
$NaHCO_3$	6,7886	25-30	5,2543	35,6696
Air	1350,9584	25-30	20,8893	28.220,1006
Panas pelarutan				-1.386,3686
Total input				26869,4061

2. Keluar tangki larutan $NaHCO_3$

Terjadi kehilangan panas sehingga T input ≠ T output

Diasumsi Q loss = 5% Q input

Suhu output ditrial sampai panas masuk = panas keluar

Persamaan yang dipakai dalam trial suhu :

0,95 (Q $NaHCO_3$ + Q air + Q pelarutan)$_{masuk}$ $= m\int Cp\,air + m\int Cp\,NaHCO_3$

Persamaan $\int Cp\,dT$ dapat dilihat pada bagian depan appendix B

Dari hasil trial diperoleh T output = 29,517004 °C

Keluar Komponen	Massa (kg/jam)	Harga batas integrasi (^{0}C)	∫ Cp.dT (kJ/kg)	Q = m ∫ Cp.dT (kJ/jam)
Larutan $NaHCO_3$:				
- $NaHCO_3$	8,41	25-29,517004	4,7449	32,2115
- Air	1673,17	25-29,517004	18,8711	25.493,7200
Q loss				1.343,4701
Total output				26.869,4061

APPENDIX C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

APPENDIX C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

I. *Warehouse* Biji kecipir, $NaHCO_3$ dan Gula (F-111)

Fungsi : untuk menyimpan bahan baku biji kecipir, $NaHCO_3$ dan gula.

Tipe : bangunan dengan konstruksi batu bata yang dilengkapi ventilator.

Dasar Pemilihan : cocok untuk menampung material dalam bentuk kemasan, biaya *maintenance* murah, dapat dikombinasikan dengan pengontrol suhu dan kelembaban.

I.1 Biji kecipir

Direncanakan waktu tinggal = 20 hari

T operasi = 30°C

Biji kecipir yang harus disimpan = 545,8199 kg/jam x 24 jam/hari x 20 hari

= 261993,6 kg

ρ biji kecipir = 700 kg/m³ (dari percobaan pendahuluan)

Volume biji kecipir $= \dfrac{261993{,}6\ \text{kg}}{700\ \text{kg/m}^3} = 374{,}2765\ \text{m}^3$

Jenis karung yang dipakai adalah karung dengan daya tampung 50 kg biji kecipir

Jumlah karung $= \dfrac{261993{,}6\ \text{kg}}{50\ \text{kg}} = 5239{,}871 \approx 5240$ buah karung

Panjang tumpukan = 9,2 m (20 karung)

Lebar tumpukan = 11,52 m (16 karung)

Lebar jalan = 4 m

$$\text{Tinggi tumpukan} = \frac{374{,}2765\ m^3}{9{,}2\ m \times 11{,}52\ m} = 3{,}5314\ m$$

$$\text{Tingkat tumpukan} = \frac{5240\ \text{karung}}{(20 \times 16)\ \text{karung}} = 16{,}375 \approx 17\ \text{tingkat tumpukan}$$

I.2 $NaHCO_3$

Direncanakan waktu tinggal = 60 hari

T operasi = 30°C

$NaHCO_3$ yang harus disimpan = 6,7886 kg/jam x 24jam/hari x 60hari

= 9775,584 kg

ρ $NaHCO_3$ = sg $NaHCO_3$ × ρ air (4°C)

= $2{,}159 \times 1000\ kg/m^3 = 2159\ kg/m^3$

$$\text{Volume } NaHCO_3 = \frac{9775{,}584\ kg}{2159\ kg/m^3} = 4{,}5278\ m^3$$

Jenis karung yang dipakai adalah karung dengan daya tampung 100 kg $NaHCO_3$

$$\text{Jumlah karung} = \frac{9775{,}584\ kg}{100\ kg} = 97{,}76 \approx 98\ \text{buah karung}$$

Panjang tumpukan = 1,84 m (4 karung)

Lebar tumpukan = 11,52 m (16 karung)

$$\text{Tinggi tumpukan} = \frac{4{,}5278\ m^3}{1{,}84\ m \times 11{,}52\ m} = 0{,}2136\ m$$

$$\text{Tingkat tumpukan} = \frac{98\ \text{karung}}{(4 \times 16)\ \text{karung}} = 1{,}5313 \approx 2\ \text{tingkat tumpukan}$$

I.3 Gula

Direncanakan waktu tinggal = 60 hari

T operasi = $30^{o}C$

Gula yang harus disimpan = 135,7728 kg/jam x 24 jam/hari x 60 hari = 195.512,8 kg

ρ gula = 1,588 gr/cm^3 $\times$ 1000 kg/m^3 = 1588 kg/m^3

Volume gula $= \dfrac{135{,}7728 \text{ kg}}{1588 \text{ kg/m}^3} = 123{,}1189 \text{ m}^3$

Jenis karung yang dipakai adalah karung dengan daya tampung 100 kg gula

Jumlah karung $= \dfrac{195.512{,}8 \text{ kg}}{50 \text{ kg}} = 3910{,}256 \approx 3911$ buah karung

Panjang tumpukan = 2,76 m (6 karung)

Lebar tumpukan = 11,52 m (16 karung)

Tinggi tumpukan $= \dfrac{123{,}1189 \text{ m}^3}{2{,}76 \text{ m} \times 11{,}52 \text{ m}} = 3{,}8722$ m

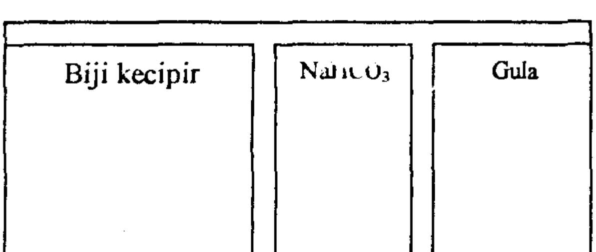
Tingkat tumpukan $= \dfrac{3.910 \text{karung}}{(6 \times 16) \text{ karung}} = 40{,}7318 \approx 41$ tingkat tumpukan

I.4 Gudang

Panjang gudang = (9,2 m + 1,84 m + 2,76 m) + (2 x 4 m) = 21,8 m $\approx$ 22 m

Lebar gudang = 9,2 m + 4 = 15,52 m $\approx$ 16 m

Tinggi gudang = 3,8722 m + 4 m = 7,8722 m $\approx$ 8 m



Spesifikasi alat :

- Nama = *Warehouse* biji kecipir, $NaHCO_3$ dan gula
- Fungsi = Untuk menyimpan bahan baku biji kecipir, $NaHCO_3$ dan gula
- Tipe = Bangunan konstruksi batu bata
- Kapasitas = 9775,584 kg + 261993,6 kg + 195.512,8kg

  = 271.769,1 kg
- Panjang gudang = 15 m
- Lebar gudang = 27 m
- Tinggi gudang = 8 m
- Jumlah = 1 buah

II. *chain* *Conveyor* (J-112)

Fungsi : mengangkut biji kecipir dari *warehouse* biji kecipir (F-111) ke saringan (H-113)

Dasar pemilihan : harga murah dan cocok untuk membawa padatan kering

Kondisi operasi : T = 30°C, P = 1 atm

Kapasitas biji kecipir = 545,8199 kg/jam = 0,5458199 ton/jam ≈ 0,5458 ton/jam

Panjang *chainconveyor* = 10-50 m (Ulrich, Table 4.4) [24]

Motor Hp = TPH x 0,002 x H x C [8]

Dimana : TPH = kapasitas biji kecipir (ton/jam)

H = panjang *chain conveyor* = 10 m = 32,808 ft (Ulrich, Table 4.4) [24]

C = *material factor*, C = 1,5 [8]

Motor Hp = 0,5458 ton/jam x 0,002 x 32,808 ft x 1,5 = 0,0537 Hp

Efisiensi motor = 80% (Peter and Timmerhaus, 7th ed, p.516, Fig.12-18) [25]

$$\text{Power motor} = \frac{100\%}{80\%} x 0{,}0537\,\text{Hp} = 0{,}0671\ \text{Hp}$$

Dipilih motor = 0,25 Hp

Spesifikasi alat (Perry, 7th ed., Table 21.7) [8] :

- Kapasitas = 0,5458 ton/jam
- Panjang *chain* = 10 m
- Lebar *chain* = 35 cm
- *Chain plies* = 2
- Kecepatan *chain* = 30,5 m/menit
- Power = 0,25 Hp
- Bahan konstruksi = *Stainless steel*
- Jumlah alat = 1 buah

III. Saringan (H-113)

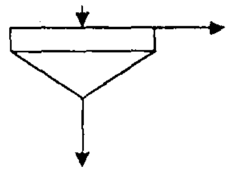
Fungsi : untuk memisahkan biji kecipir dari kotoran yang ukurannya lebih kecil dari biji kecipir dengan ukuran 0-4 mm

Tipe : *vibrating screen*

Dasar pemilihan : efisiensi tinggi, kapasitas tinggi, *maintenance cost* rendah, ruang yang dibutuhkan kecil (Perry, 7th ed, Fig.19-16) [8]

Ukuran biji kecipir = $\pm$ 5 mm

Kondisi operasi : T = 30°C, P = 1 atm



Kapasitas biji kecipir = 0,5458 ton/jam = 545,8 kg/jam

Dari Ulrich, hal.223, [24], ditetapkan :

- ukuran lubang *screen* = 10 *mesh* = 1,68 mm
- panjang *screen* = 2 m
- lebar *screen* = 1 m
- luas *screen* = 2 m^2

Dari Ulrich, hal.315, [24] :

$$\text{Power} = \frac{16000 \times m}{Dp} = \frac{16000 \times 545{,}8\ kg}{3600\ s \times 1680 \mu m} = 1{,}444 \text{ kW}$$

$$= 1{,}9364 \text{ hp} \approx 2 \text{ hp}$$

Spesifikasi alat :

- Nama = Saringan
- Tipe = *Vibrating screen*
- Fungsi = Untuk memisahkan biji kecipir dari kotoran yang ukurannya lebih kecil dari biji kecipir.
- Lubang *screen* = 10 *mesh*
- Panjang *screen* = 2 m
- Lebar *screen* = 1 m

- Luas *screen* = 2 m^2
- Power = 2 hp
- Bahan = *Carbon steel*
- Jumlah = 1 buah

IV. Tangki Pemasakan (M-110)

Fungsi : merendam biji kecipir dengan larutan $NaHCO_3$ sehingga menonaktifkan enzim lipoksigenase.

Tipe : silinder vertikal berpengaduk dengan tutup atas *flat* dan tutup bawah konis, dilengkapi dengan *coil* pemanas

Dasar pemilihan : cocok untuk pencampuran *liquid – solid*

1. Volume Tangki

Direncanakan waktu tinggal selama 2 jam.

T operasi = 65 °C

Kecepatan alir $NaHCO_3$ = 6,7886 kg/jam

ρ $NaHCO_3$ = sg $NaHCO_3$ × ρ air (4°C) = 2,159 × 1000 kg/m^3 = 2159 kg/m^3

Kecepatan alir air = 1350,9584 kg/jam

ρ air = $997{,}18 + 3{,}1439\times10^{-3}\ T - 3{,}7574\times10^{-3}\ T^2$

ρ air = $9{,}9718.10^2 + 3{,}1439.10$ [illegible] $(65) - 3{,}7574.10^{-3}\ (65)^2$

= 981,5093 kg/m^3

Massa biji kecipir = 543,0908 kg/jam

ρ biji kecipir = 700 kg/m^3 (dari percobaan pendahuluan)

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\dfrac{6.7886}{1900.878 \times 2159} + \dfrac{543.0908}{1900.8378 \times 700} + \dfrac{1350.9584}{1900.8378 \times 981.5093}}$$

$= 1160{,}707$ kg/jam $= 72{,}4283$ lb/ft^3

Kecepatan alir total = 1900,8378 kg/jam

$$\text{V campuran} = \frac{1900{,}8378 kg / jam \times 2 jam}{1160{,}707} = 3{,}2753 \text{ m}^3 = 115{,}7339 \text{ ft}^3$$

Asumsi volume tangki = 1,2 x volume campuran

Volume tangki= 1,2 x Volume campuran

$= 1{,}2 \times 3{,}2753 \text{ m}^3 = 3{,}9304 \text{ m}^3 = 138{,}8824 \text{ ft}^3$

2. Dimensi Tangki

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

$$Hk = \frac{D_{shell}}{2.tg\,\alpha} - Hn = \frac{D_{shell}}{2.tg\,\alpha} - \frac{Dn}{2.tg\,\alpha} = \frac{D_{shell} - Dn}{2.tg\,\alpha}$$

$$H\,shell / D\,shell = 1{,}5/1 \quad [24]$$

Diameter nozzle (Dn) = 8 in ≈ 0,2032 m = 0,6667 ft (Brownell and Young, p.196) [26]

Ditetapkan : sudut konis = 60° dan α = 30°

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} \times D_{shell}^{\;2} \times H = \frac{\pi}{4} \times D_{shell}^{\;2} \times 1{,}5\,D_{shell} = 1{,}1775\,D_{shell}^{\;3}$$

$$\text{Volume konis} = \left[\frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D^2 \times Hk\right] - \left[\frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times Dn^2 \times Hn\right]$$

$$= \left[\frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{D}{2 \times tg\alpha}\right] - \left[\frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times Dn^2 \times \frac{Dn}{2 \times tg\alpha}\right]$$

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

Volume tangki = volume shell + volume konis

$$138{,}8824\ ft^3 = 1,\ 1775x\ D_{shell}^3 + \frac{\pi}{24 \times tg\alpha} \times \left(D_{shell}^3 - Dn^3\right)$$

$$138{,}8824\ ft^3 = 1,\ 1775 D_{shell}^3 + 0{,}2266\ D_{shell}^3 - 0{,}0672$$

$$138{,}8824\ ft^3 = 1{,}4041\ D_{shell}^3 - 0{,}0672$$

D_{shell} = D = 4,6254 ft = 1,4098 m = 55,5048 in

r = 2,3127 ft = 0,7049 m = 27,7524 in

H shell = 1,5 x D = (1,5 x 4, 6254) ft = 6,9381 ft = 2,1147 m

$$H\ konis\ (Hk) = \frac{D_{shell} - Dn}{2 \times tg\,\alpha} = \frac{(4{,}6254 - 0{,}6667)\ ft}{2 \times tg\,30^0} = 3{,}4284\ ft = 1{,}04497\ m$$

$$H\ nozzle = \frac{Dn}{2 \times tg\,\alpha} = \frac{0{,}6667\,ft}{2 \times tg\,30^0} = 0{,}5773\ ft$$

$$a = \sqrt{\left(\frac{Dn}{2}\right)^2 + Hn^2} = \sqrt{\left(\frac{0{,}6667}{2}\right)^2 + 0{,}5773^2}$$

= 0,6667 ft = 0,2032 m

$$s = \sqrt{\left(\frac{D_{shell}}{2}\right)^2 + Hk^2} = \sqrt{\left(\frac{6{,}254}{2}\right)^2 + 3{,}4282^2}$$

= 4,1355 ft = 1,2605 m

b = s – a = (4,1355 - 0,6667) ft = 3,4688 ft = 1,0573 m

$$Volume\ konis = \frac{\pi}{24 \times tg30^o} \times \left(D^3 - Dn^3\right)$$

$$= \frac{\pi}{24 \times tg\,30^o} \times \left(4{,}6254^3 - 0{,}6667^3\right) = 22{,}3577\ ft^3 = 0{,}6327\ m^3$$

Volume total campuran = Volume campuran di shell + Volume campuran di konis

$$115{,}7339\ ft^3 = (\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H\ \textit{campuran dalam shell}) + 22{,}3577\ ft^3$$

$$\text{H campuran dalam shell (Hfs)} = \frac{115{,}7339\ ft^3 - 22{,}3577}{\frac{\pi}{4} \times 4{,}6254^2} = 5{,}5599\ ft = 1{,}6947\ m$$

H campuran dalam tangki = Hfs + Hk = 5,5599 + 3,1124 = 10,0091 ft = 3,0508 m

H tangki = H_{shell} + Hk = 6,9381+ 3,4284 = 10,3665 ft = 3,1597 m

Tebal Shell

Bahan konstruksi *stainless steel*,

C = *Corrosion allowance* = 0 (Peter and Timmerhaus, 7[ed], p.460) [25]

S = *Allowable stress value* = 19.988 psi (Law C., p.342) [27]

E = *Efficiency* = 0,8 (*Double-welded butt join*) (Brownell and Young, p.196) [26]

$$\text{P hidrostatik shell} = \frac{\rho . hl}{144} = \frac{72{,}4283\ {}^{lb}\!/\!{}_{ft^3} \times 5{,}5599\ ft}{144} = 2{,}7965$$

P operasi shell = P hidrostatik shell + P tangki = 2,7965 psi + 0 psi = 2,7965 psi

P *design* = 1,2 × P operasi = 1,2 x 2,7965 psi = 3,3558 psi

Dari Brownell and Young, pers.13-1 [26] :

$$t_s = \frac{P \times R}{SE - 0{,}6P} + c$$

dimana : t_s = Tebal minimum *shell*, mm, in

P = *Internal design pressure*, kPa, psi (gauge)

R = *Inside radius* dari *shell*, mm, in

S = *Allowable stress value*, kPa, psi

E = *Joint efficiency*

c = *Corrosion allowance*, mm

$$t_s = \frac{3{,}3558 psi \times 27{,}7524 in}{19.1988 psi \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 3{,}3558\ psi} + 0 \text{ in} = 0{,}0058 \text{ in} \sim 3/16 \text{ in}$$

OD = ID + (2 x t_s) = 55,5048 + (2 x 3/16 in) = 55,8798 in ~ 60 in = 1,4193 m

Tebal Konis

$$\text{P hidrostatik konis} = \frac{\rho.hl}{144} = \frac{72{,}4283\, lb/ft^3 \times 8{,}9883\, ft}{144} = 4{,}5209$$

P operasi shell = P hidrostatik shell + P tangki = 4,5209 psi + 0 psi = 4,5209 psi

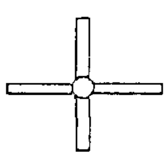
P *design* = 1,2 × P operasi = 1,2 x 4,5209 psi = 5,4250 psi

$$t_k = \frac{P \times R}{\cos\alpha\,(SE - 0{,}6P)} + c$$

$$t_k = \frac{5{,}4250 \text{ psi} \times 27{,}7524\ in}{\cos 60^0\ \left((19.1988\ \text{ psi} \times 0{,}8) - (0{,}6 \times 5{,}4250 \text{ psi})\right)} + 0 \text{ in} = 0{,}0188 \text{ in} \sim 3/16 \text{ in}$$

3. Agitator

- Jenis agitator yang digunakan adalah *paddle agitator*



Dasar pemilihan *paddle agitator* : kecepatan pengadukan rendah, cocok untuk pengadukan *suspending solid* (campuran dengan ukuran partikel solid yang agak besar) [28].

- Kecepatan pengaduk (N) adalah 20 rpm.

Dasar pemilihan kecepatan 20 rpm : agar waktu kontak antara biji kecipir dengan larutan $NaHCO_3$ cukup lama, sehingga proses penonaktifan enzim lipoksigenase dan penghilangan bau langu dapat terjadi dengan baik [34].

- Untuk mencegah timbulnya *vorteks*, maka digunakan 4 buah *baffles*.

Berdasarkan perbandingan sistem agitator standar dari Geankoplis, 3rd ed., hal.144, Tabel 3.4-1, [28], maka didapatkan nilai-nilai sebagai berikut :

Da = 0,4 D = 0,4 × 1,4098 m = 0,5639 m = 1,8501 ft

W = $\frac{1}{5}$ Da = $\frac{1}{5}$ × 0,5639 m = 0,1128 m

L = $\frac{1}{4}$ Da = $\frac{1}{4}$ × 0,5639 m = 0,1410 m

C = $\frac{1}{3}$ D = $\frac{1}{3}$ × 1,4098 m = 0,4699 m

J = $\frac{1}{12}$ D = $\frac{1}{12}$ × 1,4098 m = 0,[illegible]

Dimana: Da = Diameter pengaduk

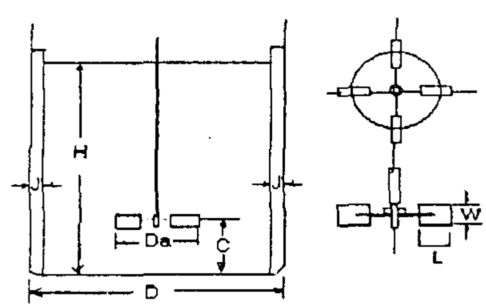
D = Diameter tangki

L = Panjang *blade*

W = Lebar *blade*

C = Jarak dari dasar tangki ke pusat pengaduk

J = Lebar *baffle*



Kecepatan pengadukan = π . Da . N = π x 0,5639 x 20 = 35,4148 m/menit

μ campuran dihitung dengan persamaan dari Geankoplis, 3rd ed., hal.820, [28] sebagai berikut :

$\mu\ mixed = \dfrac{\mu}{\psi_p}$, $\mu = \mu$ air pada suhu operasi (kg/m.s)

$$\psi_p = \frac{1}{10^{1,82\,(1-\varepsilon)}}, \quad \psi_p = \textit{Empirical correction factor}$$

ε = Fraksi volume campuran

$$\varepsilon = \frac{X_{cair} / \rho_{campuran\ cair}}{X_{cair} / \rho_{campuran\ cair} + X_{padat} / \rho_{campuran\ padat}}$$

$$X\ cair = \frac{1.403{,}0751\ kg/jam}{1.900{,}8177\ kg/jam} = 0{,}7381$$

$$X\ padat = \frac{497{,}7426\ kg/jam}{1.900{,}8177\ kg/jam} = 0{,}2619$$

$$\varepsilon = \frac{0{,}7381 / 981{,}5093}{0{,}7381 / 981{,}5093 + 0{,}2619 / 1.316{,}307} = 0{,}7908$$

μ air pada suhu 65 ^{0}C = 0,4356.10^{-3} kg/m.s = 1,0538 lb/ft.jam

$$\psi_p = \frac{1}{10^{1,82\,(1-0,7908)}} = 0{,}4162$$

$$\mu\ mixed = \frac{\mu}{\psi_p} = \frac{0{,}4356 \times 10^{-3}}{0{,}4162}\ kg/m.s = 0{,}001047\ \text{kg/m.s}$$

Dari Geankoplis, 3rd ed., hal.155, [28] :

$$N_{Re} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

Dimana: Da = Diameter impeler, m

N = Kecepatan putaran pengaduk, rps

ρ = Densitas campuran, kg / m^3

μ = Viskositas campuran, kg/m.s

ρ campuran = 1160,707 kg/m^3

$$N_{Re} = \frac{1160{,}707\ \text{kg/m}^3 \times {}^{20}\!/_{60\ s} \times (0{,}5639\ \text{m})^2}{0{,}001047\ \text{kg/m.s}} = 117.555{,}87$$

Nilai Np dapat dicari dari Geankoplis, 3rd ed., Grafik 3.4-4, hal.145, [28]. Untuk nilai N_{Re} = 117.555,87 dan untuk jenis *paddle agitator* (kurva 1), maka didapatkan nilai Np = 5,1.

Dari Geankoplis, 3rd ed., hal.145, [28] :

$P = Np \times \rho \times N^3 \times Da^5$

$= 5{,}1 \times 1160{,}71\ \text{kg/m}^3 \times ({}^{20}\!/_{60})^3 \times (0{,}5639)^5$

$= 12{,}5042$ W = 0,0125 kW = 0,0168 hp

Dari Peter dan Timmerhaus, 7th ed., Grafik 14-38, hal.521, [25], efisiensi motor = 80 %, maka :

Power yang dibutuhkan = $\frac{0{,}0168}{0{,}8}$ hp = 0,0210 hp ≈ 0,25 hp

Data Cp biji kecipir pada suhu operasi dapat dihitung dengan persamaan dari Hartel, hal.312–313, [22], sebagai berikut :

$$Cp\ mixed = \sum_i x_m^i \times Cp_i$$

dimana : x_m^i = Fraksi m... ... tiap komponen

Cp_i = Kapasitas panas tiap komponen, kJ/kg.°K

Cp protein = $2{,}0082 + 1{,}2089.10^{-3}\ T - 1{,}3129.10^{-6}\ T^2$

Cp lemak = $1{,}9842 + 1{,}4733.10^{-3}\ T - 4{,}8008.10^{-6}\ T^2$

Cp karbohidrat = $1{,}5488 + 1{,}9625.10^{-3}\ T - 5{,}9399.10^{-6}\ T^2$

Cp *ash* $= 1{,}0926 + 1{,}8896.10^{-3}\ T - 3{,}6817.10^{-6}\ T^2$

Cp air $= 4{,}1762 - 9{,}0864.10^{-5}\ T + 5{,}4731.10^{-6}\ T^2$

Cp $NaHCO_3$ $= 1{,}0048 + 1{,}675 \times 10^{-3}\ T$

Cp protein $= 2{,}0082 + 1{,}2089.10^{-3}(65) - 1{,}3129.10^{-6}(65)^2 = 2{,}0812$ kJ/kg.°C

Cp lemak $= 1{,}9842 + 1{,}4733.10^{-3}(65) - 4{,}8008.10^{-6}(65)^2 = 2{,}0597$ kJ/kg.°C

Cp karbohidrat $= 1{,}5488 + 1{,}9625.10^{-3}(65) - 5{,}9399.10^{-6}(65)^2 = 1{,}6513$ kJ/kg.°C

Cp*ash* $= 1{,}0926 + 1{,}8896.10^{-3}(65) - 3{,}6817.10^{-6}(65)^2 = 1{,}1999$ kJ/kg.°C

Cp air $= 4{,}1762 - 9{,}0864.10^{-5}(65) + 5{,}4731.10^{-6}(65)^2 = 4{,}1934$ kJ/kg.°C

Cp $NaHCO_3 = 1{,}0048 + 1{,}675.10^{-3}(65) = 1{,}1137$ kJ/kg.°C

Cp *mixed* $= (0{,}0937 \times 2{,}0812) + (0{,}0489 \times 2{,}0597) + (0{,}1043 \times 1{,}6513) + (0{,}0117 \times 1{,}1999) + (0{,}7382 \times 4{,}1934) + (0{,}0036 \times 1{,}114)$

$= 3{,}5807$ kJ/kg.°C $= 0{,}8554$ btu/lb.°F

Data k pada T operasi dapat dihitung dengan persamaan dari Hartel, hal.312–313, [22] sebagai berikut :

$$k\ mixed = \sum_i x_v^i \times k_i$$

dimana : x_v^i = Fraksi volume dari tiap komponen = $\dfrac{X_i^m / \rho_i}{\sum_i X_i^m / \rho_i}$

k_i = Konduktivitas termal tiap komponen, W/m.°C

ρi = Densitas tiap komponen, kg/m³

x_i^m = Fraksi massa dari tiap komponen

k protein $= 1{,}7881.10^{-1} + 1{,}1958.10^{-3}\ T - 2{,}7178.10^{-6}\ T^2$

k lemak $= 1{,}8071.\ 10^{-1} - 2{,}7604.10^{-3}\ T - 1{,}7749.10^{-7}\ T^2$

k karbohidrat $= 2{,}0141.10^{-1} + 1{,}3874.10^{-3}\ T - 4{,}3312.10^{-6}\ T^2$

k *ash* = 3,2962. 1[illegible] ,[illegible]25.10^{-3} T – 6,7036.10^{-6} T² k air $= 5{,}7109.\ 10^{-1} + 1{,}7625.10^{-3}\ T - 6{,}7036.10^{-6}\ T^2$

k $NaHCO_3$ = k air

k protein $= 1{,}7881.10^{-1} + 1{,}1958.10^{-3}\ (65) - 2{,}7178.10^{-6}\ (65)^2 = 0{,}2451$ W/m.°C

k lemak $= 1{,}8071.\ 10^{-1} - 2{,}7604.10^{-3}\ (65) - 1{,}7749.10^{-7}\ (65)^2 = 0{,}0005$ W/m.°C

k karbohidrat $= 2{,}0141.10^{-1}+1{,}3874.10^{-3}(65) - 4{,}3312.10^{-6}(65)^2 = 0{,}2733$ W/m.°C

k *ash* $= 3{,}2962.\ 10^{-1} + 1{,}7625.10^{-3}\ (65) - 6{,}7036.10^{-6}\ (65)^2 = 0{,}4159$ W/m.°C

k air $= 5{,}7109.\ 10^{-1} + 1{,}7625.10^{-3}\ (65) - 6{,}7036.10^{-6}\ (65)^2 = 0{,}6573$ W/m.°C

k $NaHCO_3$ = k air = 0,6573 W/m.°C

$$\Sigma_i\ X_i^m/\rho_i \text{ mixed} = \frac{0{,}0937}{1296{,}204} + \frac{0{,}0486}{898{,}448} + \frac{0{,}1043}{1.578{,}92} + \frac{0{,}0117}{2.405{,}559} + \frac{0{,}0036}{2159} + \frac{0{,}7382}{981{,}5093}$$

$$= 0{,}00095099 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$k_{\text{mixed}} = \left(\frac{7{,}2288\times10^{-5}}{0{,}00095099}\times 0{,}2426\right) + \left(\frac{5{,}4093\times10^{-5}}{0{,}00095099}\times 0{,}00053\right) + \left(\frac{6{,}3968\times10^{-5}}{0{,}00095099}\times 0{,}2733\right) +$$

$$\left(\frac{4{,}8547\times10^{-5}}{0{,}00095099}\times 0{,}4159\right) + \left(\frac{7{,}2501\times10^{-5}}{0{,}00095099}\times 0{,}6573\right) + \left(\frac{1{,}6674\times10^{-5}}{0{,}00095099}\times 0{,}6573\right)$$

$= 0{,}5607$ W/m.°C = 0,0988 btu/jam.ft.°F

4. Koil Pemanas

1. Neraca Panas dan Massa

Dari perhitungan neraca panas didapatkan data massa kondensat :

Massa steam = 120,0193 kg/jam = 246,5945 lb/h

Panas yang disuplai = 249.946,1564 kJ/jam = 236.899 btu/jam

Suhu biji kecipir dan larutan $NaHCO_3$ masuk, t1 = 30 °C = 86 °F

Suhu biji kecipir dan larutan $NaHCO_3$ keluar, t2 = 65 °C = 149 °F

Suhu pemanas (steam) masuk, T1 = 160 °C = 320 °F

Suhu steam keluar, T2 = 160 °C = 320 °F

2. Δt_{LMTD}

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{(T1-t2)-(T2-t1)}{\ln\left(\frac{T1-t2}{T2-t1}\right)} = \frac{(320-149)-(320-86)}{\ln\left(\frac{320-149}{320-86}\right)} = 200{,}85599^{o}F$$

3. Tc = 0,5 x (T1 + T2) = 0,5 x (320 + 320) = 320 °F

   tc = 0,5 x (t1 + t2) = 0,5 x (86 + 149) = 117,5 °F

4. Dari Kern, Table 11, hal.844, [29], trial ukuran pipa koil = $1\frac{1}{2}$ in IPS, sch 40

   do = 1,9 in

   di = 1,61 in = 0,1583 ft

   a' = 2,04 in^2/pipe

   a'' = 0,498 ft^2/ft

Evaluasi Perpindahan Panas

Sisi bejana : biji kecipir dan larutan $NaHCO_3$, fluida dingin	Sisi pipa : steam, fluida panas
ρ = 72,4283 lbm/ft^3 μ = 2,532 lb/ft.h Da = 1,8501 ft N = 20 rpm = 1200 rph $N_{Re} = \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu}$ $= \frac{(1{,}8501 ft)^2 \times 1200 rph \times 72{,}4283 lbm/ft^3}{2{,}532 lb/ft.h}$ = 117.555,873 Jc = 1300 (Kern, Fig 20-2, p.718) [29] ho = $Jc \times \frac{k}{Di} \times \left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_W}\right)^{0,14}$ (Kern, eq.6.15) [29] dimana : *Di* = 55,5048 *in* k = 0,0988 btu/h.ft°F (Geankoplis, App. A.4-2, p.891) [28] Cp = 0,8554 btu/lbm.°F ho = $1300 \times \frac{0{,}0988}{4{,}6254} \times \left(\frac{0{,}8544 \times 2{,}532}{0{,}0988}\right)^{1/3} \times (1)^{0,14}$ = 77,6358 btu/h.ft^2. F	hio = 1500 btu/h.ft^2. F

Uc $= \dfrac{hio \times ho}{hio + ho} = \dfrac{1500 \times 77{,}6358}{1500 + 77{,}6358} = 73{,}8153$ btu/h.ft^2.°F

Rd $= \dfrac{Uc - Ud}{Uc \times Ud}$ diambil Rd = 0,001

0,001 $= \dfrac{73{,}8153 - Ud}{73{,}8153 \times Ud}$

U_D = 68,7412 btu/h.ft^2.F

A coil $= \dfrac{Q}{Ud \times \Delta t_{LMTD}} = \dfrac{236.899 btu/jam}{(68{,}7412 btu/jam.ft^2F) \times (200{,}85599^{\circ}F)} = 17{,}1578 ft^2$

L $= \dfrac{Acoil}{a''} = \dfrac{17{,}1578}{0{,}498} = 34{,}4534 ft = 0{,}975$ m

dc = Diameter koil, diambil = 0,45 x Di_{vessel}

= 0,45 x (4,6254) ft

= 2,0814 ft

rc = Jari-jari koil = 0,5 x dc = 0,5 x 2,0814 ft = 1,0401 ft

Volume koil = Volume silinder = π x rc^2 x L

= 3,14 x 1,0401^2 x 34,4534 = 117,1729 ft^3 = 3,31599 m^3

'nc $= \dfrac{L}{\pi \times dc} = \dfrac{117{,}1729 ft}{\pi \times (2{,}0814 ft)} = 5{,}2716 \approx 6$

sc = Spasi koil, diambil 2 in

hc = ((nc – 1) x (do + sc)) + do

= ((6 - 1) x (1,9 + 2)) + 1,9

= 21,4 in = 1,712 ft = 0,5218 m

Pengecekan :

Tinggi liquida di bagian silinder = 5,5599 ft

hc < ls (memenuhi)

Spesifikasi alat :

- Nama = Tangki pemasakan
- Fungsi = Merendam biji kecipir dengan larutan $NaHCO_3$ sehingga menonaktifkan enzim lipoksigenase.
- Bahan konstruksi = *Stainless steel* SA-240 tipe 304
- Waktu tinggal = 2 jam
- Diameter = 1,4098m
- Tinggi *shell* = 2.1147 m
- Tebal *shell* = 3/16 in
- Tebal konis = 3/16 in
- Pengaduk = Jenis : *Paddle agitator*

  Diameter : 0,5639 m

  Kecepatan pengadukan : 35,4148 m/menit

  Power : 0,25 hp
- Koil pemanas = Panjang koil : 34,4534 ft

  Diameter koil : 2,0814 ft

  Diameter pipa koil : $1\frac{1}{2}$ IPS, sch 40

  Spasi koil : 2 in
- Jumlah tangki = 2 buah

V. Tangki Larutan $NaHCO_3$ (M-115)

Fungsi : untuk melarutkan $NaHCO_3$.

Tipe : silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *flat* dan tutup bawah berbentuk *dish head* dilengkapi dengan pengaduk.

Dasar pemilihan : cocok untuk pencampuran *liquid – solid.*

1. Volume Tangki

Kondisi operasi : T = 30°C

P = 1 atm

Waktu tinggal : 2 jam

Kecepatan alir $NaHCO_3$ = 6,7886 kg/jam

sg $NaHCO_3$ = 2,159 (Perry, 7th ed, Table 2-1) [8]

ρ air (4°C) = 1000 kg/jam [28]

ρ $NaHCO_3$ = sg $NaHCO_3$ × ρ air (4°C) = 2,159 × 1000 kg/m³ = 2159 kg/m³

Kecepatan alir H_2O = 1350,9584 kg/jam

ρ H_2O = 995,6800 gr/m³ [28]

ρ campuran dapat dicari dengan persamaan sebagai berikut :

Dari Hartel, hal.312–316, [22] :

$$\rho\ mixed = \frac{1}{\sum_i \left(\frac{x_m^i}{\rho_i}\right)}$$

dimana : x_m^i = fraksi massa dari tiap komponen

ρ_i = densitas tiap komponen, kg/m³

$$\rho \text{ camp} = \frac{1}{\frac{x_{NaHCO_3}}{\rho_{NaHCO_3}} + \frac{x_{H_2O}}{\rho_{H_2O}}} = \frac{1}{\frac{0{,}005}{2159\ \text{kg/m}^3} + \frac{0{,}995}{995{,}6800\ \text{kg/m}^3}} = 998{,}3697\ \text{kg/m}^3$$

ρ campuran = 998,3697 kg/m³ = 62,29827 lb/ft³

Massa campuran = massa $NaHCO_3$ + massa H_2O

$= 6{,}7886 + 1350{,}9584 = 1357{,}747$ Kg/J

Volume campuran = $\dfrac{1357{,}747}{998{,}3697} \times 2 = 2{,}7199\ m^3$

Asumsi volume larutan $NaHCO_3$ = 80 % dari volume tangki

Volume tangki = $\dfrac{100}{80}$ × volume larutan $NaHCO_3$

$= \dfrac{100}{80} \times 2{,}7199\ m^3 = 3{,}39991\ m^3 = 120{,}1382\ ft^3$

1. Dimensi dan Tebal *Shell* dan Tutup

Bahan konstruksi *stainless steel* tipe 304 (SA-240 grade S),

S = *Allowable stress value* = 17749,9 psi [27]

C = *Corrosion allowance* = 3 mm [25]

E = Efisiensi = 0,85 (*Double welded butt join*) [26]

$H_{silinder} / D_{silinder} = 1{,}5 / 1$ [24]

Volume tangki = Volume *shell* + Volume *bottom*

$$3{,}39991\ m^3 = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H\right) + 0{,}000049D^3$$

$$= \left(\frac{1{,}5 \times \pi}{4} \times D^3\right) + (0{,}000049D^3)$$

D = 1,42395 m ≈ 4,6717 ft = 50,31644 in

H *shell* = 1,5 × 1,42395 m = 2,1359 m = 7,0076 ft = 75,47465 in

H *liquid* dalam *shell* dicari dengan persamaan :

Volume *liquid* = Volume *shell* + Volume *bottom*

$$2{,}7199\ m^3 = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H_{liquid}\right) + 0{,}000049\,D^3$$

$$2{,}7199 \text{ m}^3 = \left(\frac{\pi}{4} \times 1{,}42395^{\ 2} \times H_{liquid}\right) + \left(0{,}000049 \times 1{,}42395^{\ 3}\right)$$

$$H\ liquid = 1{,}7087 \text{ m} = 5{,}60599 \text{ ft}$$

$$\text{P operasi} = \left(\frac{62{,}29827 \times 5{,}60599}{144}\right) \text{lb/in}^2 = 2{,}4253 \text{ lb/in}^2 = 2{,}4253 \text{ psi}$$

P *design* = 1,2 x 2,4253 psi = 2,9104 psi

$$t_s = \frac{P \times R}{SE - 0{,}6P} + c$$

$$t_s = \frac{2{,}9104 \text{ psi} \times 4{,}6717 \text{ ft}}{((17749{,}9 \text{ psi} \times 0{,}85) - (0{,}6 \times 2{,}9104 \text{ psi})) \times 3{,}2808 \text{ ft}/\text{m}} + 3 \text{ mm}$$

$$= 0{,}2747 \text{ mm} + 3 \text{ mm} = 3{,}2747 \text{ mm} \approx 3/16 \text{ in}$$

Tebal *head* = t_{shell} = $3/16$ in

2. Tinggi dan Tebal *Bottom*

Tebal *bottom* dapat dicari dengan cara sebagai berikut :

OD = ID + 2.t_{shell} = 50,3164 + (2 x 3/16) in = 50,6914 in ≈ 54 in (distandarisasi dari Brownell and Young, hal.90) [26], sehingga dari Brownell and Young, Table 5.7, hal.90, [26], didapatkan data r = 54 in dan icr = 3 $1/4$ in. Untuk t_s = $3/16$", berdasarkan Brownell and Young, Table 5.8, hal.93, [26], didapatkan data sf = 1,5 in.

$$t_d = \frac{P \times r \times W}{2SE - 0{,}2P} + c$$

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}}\right) = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{54 \text{ in}}{3\,1/4 \text{ in}}}\right) = 1{,}769$$

$$t_d = \frac{2{,}9104 \text{ psi} \times 54 \text{ in} \times 1{,}769}{((2 \times 17749{,}9 \text{ psi} \times 0{,}85) - (0{,}2 \times 2{,}9104 \text{ psi})) \times 39{,}37 in/m} + 3 \text{ mm}$$

$= 0{,}234 \text{ mm} + 3 \text{ mm} = 3{,}234 \text{ mm} \approx 3/16$ "

AB = ID/2 – icr = (25,1582 – 3,25) in = 21,90821 in

BC = r – icr = (50,3164 – 3,25) in = 47,0664 in

b = $r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = 54 - \sqrt{(47{,}0664)^2 - (21{,}90821)^2}$

= 12,34332 in

OA = td + b + sf = 3/16 in + 12,34332 in + 1,5 in

= 17,0774 in = 0,43377 m = 1,4231 ft

H *liquid* dalam dished *head* = 17,0774 in – 3/16 in = 16,8899 in = 0,4290 m

H *liquid* total = (0,4290 + 1,7087) m = 2,1377 m = 7,0135 ft

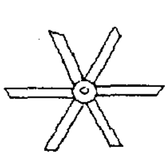
H tangki total = H *shell* + H *bottom*

= (2,1359 + 0,4377) m = 2,5697 m = 8,4307 ft

3. 'Agitator

Ditetapkan :

- Jenis pengaduk yang digunakan adalah 45° *pitched six blade turbine.*

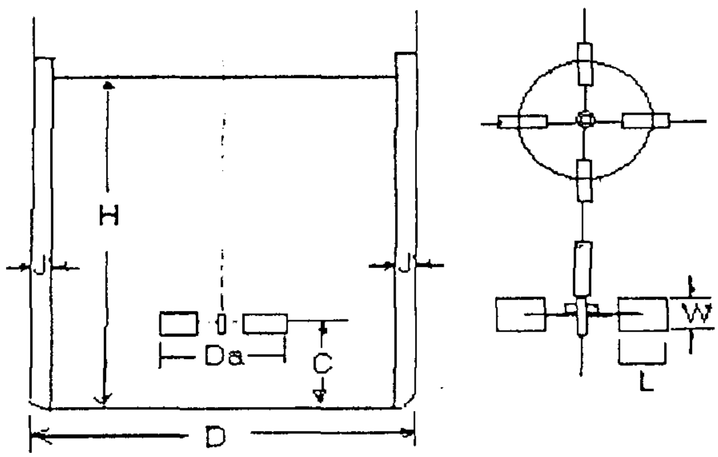


Dasar pemilihan 45° *pitched six blade turbine* : kecepatan pengadukan tinggi, cocok untuk proses pengadukan liquid dengan viskositas rendah dan sedang (<200 Pa.s) [28].

- Kecepatan agitator adalah 150 rpm

Dasar pemilihan kecepatan 150 rpm : viskositas liquid rendah, alirannya menjadi turbulent sehingga $NaHCO_3$ akan larut dengan cepat [34].

- Untuk mencegah timbulnya *vorteks*, maka digunakan 4 buah *baffles*.



Berdasarkan perbandingan sistem agitator standar dari Geankoplis, 3rd ed., hal.144, Table 3.4-1, [28], maka didapatkan nilai-nilai sebagai berikut :

Da = 0,4 D = 0,4 × 1,42395 m = 0,5696 m = 1,8689 ft

W = $\frac{1}{5}$ Da = $\frac{1}{5}$ × 0,5696 m = 0,113916 m

L = $\frac{1}{4}$ Da = $\frac{1}{4}$ × 0,5696 m = 0,142395 m

C = $\frac{1}{3}$ D = $\frac{1}{3}$ × 1,42395 m = 0,474652 m

J = $\frac{1}{12}$ D = $\frac{1}{12}$ × 1,42395 m = 0,118663 m

Dimana: Da = Diameter pengaduk

D = Diameter tangki

L = Panjang *blade*

W = Lebar *blade*

C = Jarak dari dasar tangki ke pusat pengaduk

J = Lebar *baffle*

ρ campuran = 998,3697 kg/m³ = 62,29827 lb/ft³

$$sg = \frac{\rho \text{ mixed}}{\rho \text{ air } (4°C)} = \frac{998{,}3697 \text{kg/m}^3}{1000 \text{ kg/m}^3} = 0{,}9984$$

$$\text{Jumlah impeler} = \frac{sg \times H}{D} = \frac{0{,}9984 \times 2{,}1359 \text{ m}}{1{,}42395 \text{ m}} = 1{,}4976 \approx 2 \text{ buah}$$

Kecepatan pengadukan = π . Da . N = π x 0,5696 x 150 = 268,2731 m/menit

Power yang dibutuhkan dihitung dengan persamaan :

Dari Geankoplis, 3rd ed., hal.155, [28] :

$$N_{Re} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

Dimana: Da = diameter impeler, m

N = kecepatan putaran pengaduk, rps

ρ = densitas, kg / m³

μ = viskositas campuran, kg/m.s

Asumsi :

μ larutan $NaHCO_3$ = μ air (30°C) = 0,807x10⁻³ kg/m.s [28]

$$N_{Re} = \frac{998{,}3697 \text{ kg/m}^3 \times (150/60) \text{ putaran/dtk} \times (0{,}5696)^2 \text{ m}^2}{0{,}807 \times 10^{-3} \text{ kg/m.s}} = 1.003.390{,}916$$

Nilai Np dicari dari Geankoplis, 3rd ed., Grafik 3.4-4, hal.145, [28]. Untuk N_{Re} = 1.003.390,916 dan jenis agitator 45° *pitched six blade turbine* (kurva 3), maka didapatkan nilai Np = 1,5

Dari Geankoplis, 3rd ed., hal.145, [28] :

$$P = Np \times \rho \times N^3 \times Da^5$$

$$= 1{,}5 \times 998{,}3697 \text{ kg/m}^3 \times (150/60)^3 \times (0{,}5696)^5 \text{ m}^5$$

$$= 1.402{,}7602 \text{ W} = 1{,}4028 \text{ kW} = 1{,}4078 \text{ hp}$$

Power untuk dua buah pengaduk = 2 x 1,4078 = 2,8055

Dari Peter dan Timmerhaus, 7th ed, Grafik 14-38, hal.521, [25], efisiensi motor = 80 %, maka :

$$\text{Power yang dibutuhkan} = \frac{2,8055}{0,8}\ \text{kW} = 3,5069\ \text{kW} = 4,7028\ \text{hp} \approx 5\ \text{hp}$$

Spesifikasi alat:

- Nama = Tangki larutan $NaHCO_3$
- Fungsi = Untuk melarutkan $NaHCO_3$
- Bahan konstruksi = SA 240 - 304, grade S
- Waktu tinggal = 2 jam
- Diameter = 1,42395 m
- Tinggi *shell* = 2,1359 m
- Tinggi tutup bawah = 0,43377 m
- Tinggi tangki total = 2,5697 m
- Tebal *shell* = 3/16 in
- Tebal *bottom* = 3/16 in
- Pengaduk = Jenis : 45° *pitched six blade turbine*
  Diameter : 0,5696 ft
  Kecepatan pengadukan : 268,2731 m/menit
  Power : 5 hp
  Jumlah pengaduk : 2 buah
- Jumlah tangki = 1 buah

VI. *Chain Conveyor* (J-121)

Fungsi : meniriskan dan mengangkut biji kecipir yang keluar dari tangki pemasakan (M-110) ke alat pengupasan (C-120)

Dasar pemilihan : harga murah dan cocok untuk membawa padatan

Kondisi operasi : T = 57°C, P = 1 atm

Massa campuran biji kecipir dan larutan $NaHCO_3$ yang keluar dari tangki pemasakan = 1900,8178 kg/jam = 1,9008 ton/jam

Panjang *chain conveyor* = 10-50 m (Ulrich, Table 4.4) [24]

Motor Hp = TPH x 0,002 x H x C [8]

Dimana :TPH = Kapasitas biji kecipir dan $NaHCO_3$ (ton/jam)

H = Panjang *chain conveyor* = 10 m = 32,808 ft (Ulrich, Table 4.4) [24]

C = *Material factor*, C = 1,5 [8]

Motor Hp = 1,9008 ton/jam x 0,002 x 32,808 ft x 1,5 = 0,1871 Hp

Efisiensi motor = 80% (Peter and Timmerhaus, 7th ed, p.516, Fig.12-18) [25]

Power motor = $\frac{100\%}{80\%} x 0{,}1871\,\text{Hp} = 0{,}2339$ Hp

Dipilih motor = 0,25 Hp

Spesifikasi alat (Perry, 7th ed., Table 21.7):

Kapasitas	= 1,9008 ton/jam
Panjang *chain*	= 10 m
Lebar *chain*	= 35 cm
Chain plies	= 2
Kecepatan *chain*	= 30,5 m/menit

Power = 0,25 hp

Bahan konstruksi = Stainless steel

Jumlah alat = 1 buah

VII. Alat Pengupas Biji Kecipir (C-120)

Fungsi : untuk memisahkan biji kecipir dari kulitnya.

Tipe : *roll crusher* yang dilengkapi dengan *centrifugal blower.*

Dasar pemilihan : cocok digunakan untuk *coarse crushing*, biasa digunakan untuk menghancurkan biji.

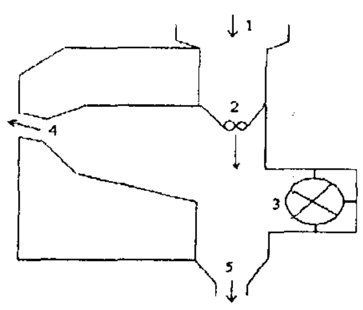
T operasi = 54°C

ρ biji kecipir = 700 kg/m^3 (dari percobaan pendahuluan)

Kapasitas *roll crusher* = 868,9453 kg/jam = $\dfrac{868{,}9453\ \mathrm{kg/jam}}{700\ \mathrm{kg/m^3}}$ = 1,2414 m^3/jam

= 20.689,18 cm^3/min

Ukuran biji kecipir = ± 5 mm



Keterangan :

1 = *Hopper* tempat masuk biji kecipir

2 = *Roll crusher*

3 = *Centrifugal blower*

4 = Tempat keluar kulit biji kecipir

5 = Tempat keluar biji kecipir

Dari Perry, 7th ed., Table 20-52, [8], diketahui :

- Diameter *roll* = 25 cm = 0,25 m
- *Reduction ratio* (R) = 3
- Kecepatan *roll crusher* berkisar antara (50-300) rpm.
- Ukuran maksimum produk sama dengan d, dimana d adalah jarak antara *roll*.
- Ukuran diameter maksimum produk = 1/3 x diameter bahan mula – mula.

  Sehingga : ukuran maksimum produk = 1/3 x $\pm$ 5 mm

  = $\pm$ 1,67 mm

  Jadi jarak antara *roll* (d) = 1,67 mm

Ditetapkan :

- Kecepatan *roll crusher* = 50 rpm = π x D_{roll} x N = 3,14 x 0,25 m x 50 rpm

  = 39,25 m/menit

  = 3925 cm/menit

Dari Perry, 7th ed, pers.20-38, [8] :

$Q = d \times L \times s / 2{,}96$

dimana : Q = Kapasitas, cm^3/min

d = Jarak antara *roll*, cm

L = Panjang *roll*, cm

s = Kecepatan peripheral, cm/min

$$L = \frac{20.689{,}18\ \text{cm}^3/\text{min} \times 2{,}96}{0{,}167\ \text{cm} \times 3925\ \text{cm/min}}$$

= 93,6154 cm ≈ 94 cm = 0,94 m

Dari Ulrich, hal.76, [24] :

Power *roll* = 0,3 x m x R

dimana : m = Massa bahan masuk (kg/s)

R = *Reduction ratio*

$$= 0{,}3 \times \frac{868{,}9453 \text{ kg/jam}}{3600 \text{ s/jam}} \times 3 = 0{,}2172 \text{ kW} = 0{,}2913 \text{ hp}$$

Blower pada alat pengupas menyuplai 0,008 m^3/min udara dengan tekanan 1 atm, 30°C. Tekanan udara keluar *blower* adalah 2,4 atm (ΔP = 1,4 atm) [24].

Dari Geankoplis, 3rd ed, hal.139, [28] :

$$Ws = \frac{2{,}3026 RT_1}{M} \log \frac{p_2}{p_1}$$

$$= \frac{2{,}3026 \times 8{,}314 \text{ J/mol.°K} \times 303 \text{ K}}{28{,}97 \text{ gr/mol}} \log \frac{2{,}4 \text{ atm}}{1 \text{ atm}}$$

= 76,1263 kJ/kg

$$\rho \text{ udara 1 atm} = \frac{P \times BM}{R \times T}$$

$$= \frac{1 \text{ atm} \times 28{,}97 \text{ gr/mol}}{0{,}082 \text{ L.atm/mol.°K} \times 303 \text{ K}}$$

$$= 1{,}1660 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ udara 2,4 atm} = 1{,}1160 \text{ kg/m}^3 \times \frac{2{,}4 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} = 2{,}7984 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \textit{ average} = \frac{1{,}1160 + 2{,}7984}{2} \text{ kg/m}^3 = 1{,}9822 \text{ kg/m}^3$$

Massa udara = 1,9822 kg/m^3 × 0,008 m^3/min = 0,0159 kg/min

= 0,000264 kg/s

Power *blower* = 76,1263 kJ/kg × 0,000264 kg/s = 0,0201 kW

Efisiensi blower = 75% [24]

BHP = $\frac{0,0201\ \text{kW}}{0,75}$ = 0,0268 kW

Efisiensi motor = 80% (Peter and Timmerhaus, 3rd ed, p.521) [25]

Power aktual = $\frac{0,0268\ \text{kW}}{0,8}$ = 0,0335 kW = 0,0450 hp

Power total yang dibutuhkan = (0,2913 + 0,0450) hp = 0,3363 hp ≈ 0,5 hp

Spesifikasi alat :

- Kapasitas = 868,9453 kg/jam
- Diameter *roll* = 0,25 m
- *Reduction ratio* (R) = 3
- Jarak antara *roll* = 1,67 mm
- Panjang *roll* = 0,94 m
- Power = 0,5 hp
- Jumlah = 1 buah

VIII. *Chain Conveyor* (J-122)

Fungsi : meniriskan dan mengangkut biji kecipir tanpa kulit yang keluar dari alat pengupasan (C-120) ke alat penggilingan (C-210)

Dasar pemilihan : harga murah dan cocok untuk membawa padatan

Kondisi operasi : T = 51°C, P = 1 atm

Massa biji kecipir tanpa kulit yang keluar dari tangki alat pengupasan = 689,9865 kg/jam = 0,6899 ton/jam

Panjang *chain conveyor* = 10-50 m (Ulrich, Table 4.4) [24]

Motor Hp = TPH x 0,002 x H x C [8]

Dimana : PH = Kapasitas biji kecipir (ton/jam)

H = Panjang *chain conveyor* = 10 m = 32,808 ft (Ulrich, Table 4.4) [24]

C = *Material factor*, C = 1,5 [8]

Motor Hp = 0,6899 ton/jam x 0,002 x 32,808 ft x 1,5 = 0,0679 Hp

Efisiensi motor = 80% (Peter and Timmerhaus, 7th ed, p.516, Fig.12-18) [25]

Power motor = $\frac{100\%}{80\%} x 0{,}0679\,\text{Hp} = 0{,}0849$ Hp

Dipilih motor = 0,25 Hp

Spesifikasi alat (Perry, 7th ed., Table 21.7) [32] :

Kapasitas	= 0,6899 ton/jam
Panjang *chain*	= 10 m
Lebar *chain*	= 35 cm
chain plies	= 2
Kecepatan *chain*	= 30,5 m/menit
Power	= 0,25 hp
Bahan konstruksi	= Stainless steel
Jumlah alat	= 1 buah

IX. Alat Penggilingan Biji Kecipir (C-210)

Fungsi : menggiling biji kecipir dari ukuran ± 5 mm menjadi 2,5 mm

Tipe : *Hammer Mill*

Dasar pemilihan : sesuai untuk menghancurkan bahan dalam keadaan kering atau basah

Kondisi operasi : T = 51°C, P = 1 atm

Kapasitas = 689,9865 kg/jam = 1.521,1442 lb/jam

Dari Perry, 7th ed., Table 20-22, [8], diperoleh :

Kapasitas = 3000 lbm/jam

Diameter rotor = 8 in

Kecepatan maksimum = 8400 rpm

Power = 3 Hp

Bahan konstruksi = *Cast iron*

Jumlah alat $= \dfrac{1.521{,}144}{3000} = 0{,}5070 \approx 1$ buah

Spesifikasi alat :

Bahan konstruksi = *Cast iron*

Kapasitas = 3000 lbm/jam

Diameter rotor = 8 in

Kecepatan maksimum = 8400 rpm

Power = 3 Hp

Jumlah alat = 1 buah

X. Tangki Ekstraksi (M-220)

Fungsi : mengekstrak biji kecipir

Tipe : silinder vertikal berpengaduk dengan tutup atas *flat* dan tutup bawah konis, dilengkapi dengan koil pemanas

Dasar pemilihan : cocok untuk pencampuran *liquid – solid*

1. Volume Tangki

Direncanakan waktu tinggal selama 30 menit = 0,5 jam.

T operasi = 65 °C (149 °F)

Kecepatan alir air = 4887,8172 kg/jam

ρ air = $997,18 + 3,1439\times10^{-3}\ T - 3,7574\times10^{-3}\ T^2$

ρ air = $9,9718.10^2 + 3,1439.10^{-3}\ (65) - 3,7574.10^{-3}\ (65)^2$

= 981,5093 kg/m^3

$$V\ air = \frac{4887,8172 kg/jam}{981,5093 kg/m^3} \times 0,5\,jam = 2,4899 m^3/jam$$

Massa biji kecipir = 686,9866 kg/jam

ρ Biji kecipir = 700 kg/m^3 (dari percobaan pendahuluan)

$$V\ biji\ kecipir = \frac{686,9866 kg/jam}{700 kg/m^3} \times 0,5\,jam = 0,4928 m^3$$

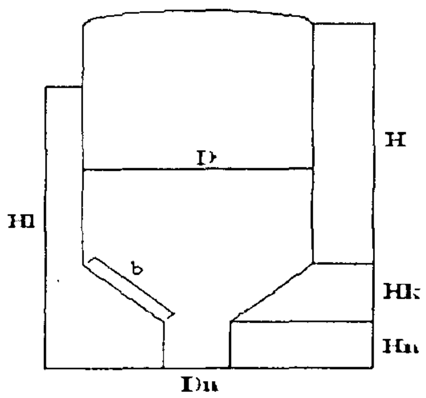
V campuran = 2,9828 m^3 = 105,3992 ft^3

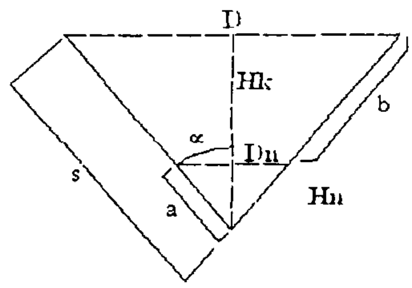
Asumsi volume tangki = 1,2 x volume campuran

Volume tangki= 1,2 x 2,9828 m^3

= 3,5794 m^3 = 126,4791 ft^3

2. Dimensi tangki





Keterangan :

D : diameter shell

Dn : diameter nozzle

H : tinggi shell

Hk : tinggi konis

Hn : tinggi nozzle

Hi : tinggi padatan

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

$$Hk = \frac{D_{shell}}{2.tg\,\alpha} - Hn = \frac{D_{shell}}{2.tg\ \alpha} - \frac{Dn}{2.tg\ \alpha} = \frac{D_{shell} - Dn}{2.tg\,\alpha}$$

$$H\ shell \big/ D\ shell = 1{,}5 \big/ 1 \ [24]$$

Diameter nozzle (Dn) = 8 in ≈ 0,2032 m = 0,6667 ft (Brownell and Young, p.196) [26]

Ditetapkan : sudut konis = 60° dan $\alpha = 30^o$

$$\text{Volume } shell = \frac{\pi}{4} \times D_{shell}^{\ 2} \times H = \frac{\pi}{4} \times D_{shell}^{\ 2} \times 1{,}5\, D_{shell} = 1{,}1775\ D_{shell}^{\ 3}$$

$$\text{Volume konis} = \left[\frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D^2 \times Hk\right] - \left[\frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times Dn^2 \times Hn\right]$$

$$= \left[\frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{D}{2 \times tg\alpha}\right] - \left[\frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times Dn^2 \times \frac{Dn}{2 \times tg\alpha}\right]$$

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

Volume tangki = Volume *shell* + Volume konis

$$126{,}4791 \text{ ft}^3 = 1{,}1775 \text{ x } D_{shell}^3 + \frac{\pi}{24 \times tg\alpha} \times \left(D_{shell}^3 - Dn^3\right)$$

$$126{,}4791 \text{ ft}^3 = 1{,}1775\ D_{shell}^3 + 0{,}2266\ D_{shell}^3 - 0{,}0672$$

$$126{,}4791 \text{ ft}^3 = 1{,}4041\ D_{shell}^3 - 0{,}0672$$

D_{shell} = D = 4,4835 ft = 1,3666 m = 53,8017 in

r = 2,2417 ft = 0,6833 m = 26,9009 in

H *shell* = 1,5 D = H = (1,5 x 4,4835) ft = 6,7252 ft = 2,0499 m

$$\text{H konis (Hk)} = \frac{D_{shell} - Dn}{2 \times tg\ \alpha} = \frac{(4{,}4835 - 0{,}6667)\ ft}{2 \times tg\ 30^0} = 3{,}3055 \text{ ft}$$

$$\text{H nozzle} = \frac{Dn}{2 \times tg\ \alpha} = \frac{0{,}6667 \text{ ft}}{2 \times tg 30^0} = 0{,}5773 \text{ ft}$$

$$a = \sqrt{\left(\frac{Dn}{2}\right)^2 + Hn^2} = \sqrt{\left(\frac{0{,}6667}{2}\right)^2 + 0{,}5773^2}$$

= 0,6667 ft = 0,2032 m

$$s = \sqrt{\left(\frac{D_{shell}}{2}\right)^2 + Hk^2} = \sqrt{\left(\frac{44835}{2}\right)^2 + 3{,}3055^2}$$

= 3,9939 ft = 1,2174 m

b = s – a = (3,9939 - 0,6667) ft = 3,3273 ft = 1,0142 m

Volume konis = $\dfrac{\pi}{24\times \text{tg}30^o}\times\left(D^3 - Dn^3\right)$

$= \dfrac{\pi}{24\times tg\,30^o}\times\left(4{,}4835^3 - 0{,}6667^3\right)$

$= 20{,}3562\ ft^3 = 0{,}5761\ m^3$

Volume total campuran = Volume campuran di *shell* + Volume campuran di konis

$105{,}3992\ ft^3 = (\frac{\pi}{4}\times D^2 \times H$ *campuran dalam shell*$) + 20{,}3562\ ft^3$

H campuran dalam shell (Hfs) = $\dfrac{105{,}3992\ ft3 - 20{,}3562}{\frac{\pi}{4}\times 4{,}4835^2} = 5{,}3894$ ft

H campuran dalam tangki = Hfs + Hk = 5,3894 + 3,3055 = 8,6948 ft = 2,6502 m

H tangki = H_{shell} + Hk = 6,7252 + 3,3055 = 10,0307 ft = 3,0574 m

P hidrostatik shell = $\dfrac{\rho.hl}{144} = \dfrac{58{,}3437\ {}^{lb}\!/\!_{ft^3}\times 8{,}6948\,ft}{144} = 3{,}5228$

P operasi shell = P hidrostatik shell + P tangki = 3,5228 psi + 0 psi = 3,5228 psi

P *design* = 1,2 × P operasi = 1,2 x 3,5228 psi = 4,2274 psi

Tebal Shell

Bahan konstruksi *stainless steel,*

C = *Corrosion allowance* = 0 (Peter and Timmerhaus, 7^{ed}, p.460) [25]

S = *Allowable stress value* = 19.988 psi (Law C., p.342) [27]

E = *Efficiency* = 0,8 (*Double-welded butt join*) (Brownell and Young, p.196) [26]

Dari Brownell and Young, pers.13-1, [26] :

$t_s = \dfrac{P\times R}{SE - 0{,}6P} + c$

dimana : t_s = Tebal minimum *shell*, mm, in

P = *Internal design pressure*, kPa, psi (gauge)

R = *Inside radius* dari *shell*, mm, in

S = *Allowable stress value*, kPa, psi

E = *Joint efficiency*

c = *Corrosion allowance*, mm

$$t_s = \frac{4{,}2274\ psi \times 26{,}9009 in}{19.1988 psi \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 4{,}2274\ psi} + 0 \text{ in} = 0{,}0071 \text{ in} \sim 3/16 \text{ in}$$

OD = ID + (2 x t_s) = 53,8017 + (2 x 3/16 in) = 54,1767 in ~ 54 in = 1,3761 m

Tebal Konis

$$t_k = \frac{P \times R}{\cos\alpha\ (SE - 0{,}6P)} + c$$

$$t_k = \frac{4{,}2274\ \text{psi} \times 26{,}9009\ in}{\cos 60^0\ \left(\left(19.1988\ \text{psi} \times 0{,}8\right) - \left(0{,}6 \times 4{,}2274\ \text{psi}\right)\right)} + 0 \text{ in} = 0{,}0142\text{in} \sim 3/16 \text{ in}$$

3. Agitator

- Jenis pengaduk yang digunakan adalah 45° *pitched six blade turbine*

  Dasar pemilihan 45° *pitched six blade turbine* : kecepatan pengadukan tinggi, cocok untuk proses pengadukan liquid dengan viskositas rendah dan sedang (<200 Pa.s) [28].

- Kecepatan agitator adalah 210 rpm

  Dasar pemilihan kecepatan 210 rpm : viskositas campuran rendah, alirannya menjadi turbulent, sehingga proses ekstraksi komponen susu kecipir dari biji kecipir terjadi dengan cepat dan terbentuk *slurry* kecipir yang baik [34].

- Untuk mencegah timbulnya *vorteks*, maka digunakan 4 buah *baffles*.

Berdasarkan perbandingan sistem agitator standar dari Geankoplis, 3rd ed., hal.144, Table 3.4-1, [28], maka didapatkan nilai-nilai sebagai berikut :

Da = 0,4 D = 0,4 × 1,3666 m = 0,5466 m = 1,7934 ft

W = $\frac{1}{5}$ Da = $\frac{1}{5}$ × 0,5466 m = 0,1093 m

L = $\frac{1}{4}$ Da = $\frac{1}{4}$ × 0,5466 m = 0,1367 m

C = $\frac{1}{3}$ D = $\frac{1}{3}$ × 1,3666 m = 0,4555 m

J = $\frac{1}{12}$ D = $\frac{1}{12}$ × 1,3666 m= 0,1139 m

Dimana: Da = Diameter pengaduk

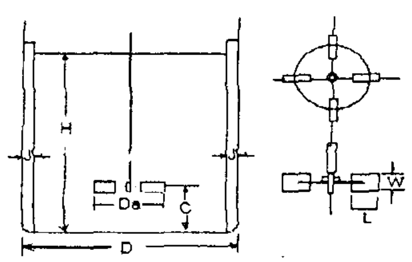
D = Diameter tangki

L = Panjang *blade*

W = Lebar *blade*

C = Jarak dari dasar tangki ke pusat pengaduk

J = Lebar *baffle*



Data ρ campuran suhu operasi dapat dihitung dengan persamaan berikut :

ρ masing-masing komponen pada suhu 65°C adalah :

ρ protein = 1296,204 kg/m^3

ρ karbohidrat = 1.578,92 kg/m^3

ρ lemak = 898,204 kg/m^3

ρ *ash* = 2.405,559 kg/m^3

ρ air = 981,5093 kg/m^3

ρ $NaHCO_3$ = 2159 kg/m^3

1/ ρ campuran = $\Sigma_i X_i^m / \rho_i$ = 0,0010073 m^3/kg

ρ campuran = 998,2751 kg/m^3 = 64,0893 lb/ft^3

sg = 0,9983

$$\text{Jumlah impeler} = \frac{sg \times H}{D} = \frac{0{,}9983 \times 8{,}6948 \text{ft}}{4{,}4835 \text{ ft}} = 1{,}9360 \approx 2 \text{ buah}$$

Kecepatan pengadukan = π . Da . N = π x 0,5466 x 210 = 360,4457 m/menit

μ campuran = μ *whole milk* = 0,00212 kg/m.s [28]

Dari Geankoplis, 3rd ed., hal.155, [28] :

$$N_{Re} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

Dimana: Da = diameter impeler, m

N = kecepatan putaran pengaduk, rps

ρ = densitas, kg / m^3

μ = viskositas campuran, kg/m.s

$$N_{Re} = \frac{998{,}2751 \text{ kg/m}^3 \times {}^{210}\!/_{60\ s} \times (0{,}5466)^2}{0{,}00212 \text{ kg/m.s}} = 492.452{,}46$$

Nilai Np dapat dicari dari Geankoplis, 3rd ed., Grafik 3.4-4, hal.145, [28]. Untuk nilai N_{Re} = 492.452,46 dan untuk jenis agitator 45° *pitched six blade turbine* (kurva 3), maka didapatkan nilai Np = 1,2.

Power agitator dihitung dengan persamaan :

Dari Geankoplis, 3rd ed., hal.145, [28] :

$P = Np \times \rho \times N^3 \times Da^5$

$= 1{,}2 \times 998{,}2751\ kg/m^3 \times \left(210/60\right)^3 \times (0{,}5466)^5$

$= 2056{,}631\ W = 2{,}5066\ kW = 3{,}3614\ hp$

Power untuk dua buah pengaduk = 2 x 2,5066 kW = 5,0133 kW

Dari Peter dan Timmerhaus, 7[th] ed., Grafik 14-38, hal.521, [25], efisiensi motor = 80 %, maka :

Power yang dibutuhkan = $\frac{5{,}0133}{0{,}8}$ kW = 6,1004 kW = 8,4035 hp ≈ 8,5 hp

4. Koil Pemanas

– Neraca Panas dan Massa

Dari perhitungan neraca panas didapatkan data massa kondensat :

Massa steam = 376,35548 kg/jam = 829,7133 lb/h

Panas yang disuplai = 783.779,0966 kJ/jam = 742.865,8 btu/jam

Suhu biji kecipir dan air masuk, t1 = $\frac{51^\circ C + 30^\circ C}{2}$ = 40,5 °C = 104,9 °F

Suhu slurry keluar, t2 = 65 °C = 149 °F

Suhu pemanas (steam) masuk, T1 = 160 °C = 320 °F

Suhu steam keluar, T2 = 160 °C = 320 °F

– Δt_{LMTD}

$$\Delta t_{LMTD} = \frac{(T1 - t2) - (T2 - t1)}{\ln\left(\frac{T1 - t2}{T2 - t1}\right)} = \frac{(320 - 149) - (320 - 104{,}9)}{\ln\left(\frac{320 - 149}{320 - 104{,}9}\right)} = 192{,}2076^\circ F$$

- Tc = 0,5 x (T1 + T2) = 0,5 x (320 + 320) = 320 °F
- tc = 0,5 x (t1 + t2) = 0,5 x (104,9 + 149) = 126,95 °F

Dari Kern, Table 11, hal.844, [29], trial ukuran pipa koil = 1 ½ in IPS, sch 40 do = 1,9 in

di = 1,61 in = 0,1583 ft

a' = 2,04 in^2/pipa

a'' = 0,498 ft^2/ft

Evaluasi Perpindahan Panas

Sisi bejana : biji kecipir dan larutan $NaHCO_3$, fluida dingin	Sisi pipa : steam, fluida panas
ρ = 64,0893 lbm/ft^3 μ = 5,1285 lb/ft.h Da = 1,7934 ft N = 210 rpm = 12600 rph $N_{Re} = \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu}$ $= \frac{(1{,}7934 ft)^2 \times 12600 rph \times 64{,}0893 lbm/ft^3}{15{,}1285 lb/ft.h}$ = 492.452,46 Jc = 2000 (Kern, Fig 20-2, p.718) [29] ho = $Jc \times \frac{k}{Di} \times \left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$ (Kern, eq. 6.15) [29] dimana : Di = 53,8017 in k = 0,0988 btu/h.ft°F Cp = 0,8554 btu/lbm.°F ho = $2000 \times \frac{0{,}0988}{4{,}4835} \times \left(\frac{0{,}8544 \times 5{,}1285}{0{,}0988}\right)^{1/3} \times (1)^{0,14}$ = 155,8678 btu/h.ft^2. F	hio = 1500 btu/h.ft^2. F

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho} = \frac{1500 \times 155{,}8678}{1500 + 155{,}8678} = 141{,}19589 \text{ btu/h.ft}^2.°F$$

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud}$$ diambil Rd = 0,001

$$0{,}001 = \frac{141{,}19589 - Ud}{141{,}19589 \times Ud}$$

U_D = 123,72625 btu/h.ft^2.F

$$A \text{ koil} = \frac{Q}{Ud \times \Delta t_{LMTD}} = \frac{742.865{,}8 btu/jam}{(123{,}72625 btu/jam.ft^2 F) \times (192{,}2076° F)} = 31{,}2376 ft^2$$

L $= \dfrac{Acoil}{a''} = \dfrac{31,2376}{0,498} = 62,7262 ft$

dc = Diameter koil, diambil = 0,65 x Di_{vessel}

= 0,65 x (4,4835) ft

= 2,9143 ft

rc = Jari-jari koil = 0,5 x dc = 0,5 x 2,9143 ft = 1,4571 ft

Volume koil = Volume silinder = π x rc^2 x L

= 3,14 x $1,4571^2$ x 62,7262 = 418,1933 ft^3 = 11,8349 m^3

nc $= \dfrac{L}{\pi \times dc} = \dfrac{62,7262\ ft}{\pi \times (2,9143 ft)} = 6,8547 \approx 7$

sc = Spasi koil, diambil 2 in

hc = ((nc – 1) x (do + sc)) + do

= ((7 - 1) x (1,9 + 2)) + 1,9

= 25,3 in = 2,024 ft = 0,6169 m

Pengecekan :

Tinggi liquida di bagian silinder = 5,3894 ft

hc < ls (memenuhi)

Spesifikasi alat :

- Nama = Tangki ekstraksi
- Fungsi = Mengekstrak biji kecipir
- Bahan konstruksi = *Stainless steel* SA-240 tipe 304
- Waktu tinggal = 0,5 jam
- Diameter = 1,3666 m
- Tinggi *shell* = 2,0499 m

- Tebal *shell* = 3/16 in
- Tebal konis = 3/16 in
- Pengaduk = Jenis : 45° *pitched six blade turbine*

  Diameter : 0,5466 m

  Kecepatan pengadukan : 360,4457 m/menit

  Power : 8,5 hp

  Jumlah pengaduk : 2 buah
- Koil pemanas = Panjang koil : 1,7752 m

  Diameter koil : 2,9143 m

  Diameter pipa koil : $1\frac{1}{2}$ IPS, sch 40

  Spasi koil : 2 in
- Jumlah tangki = 1 buah

XI. Tangki Penampungan I (F-221)

Fungsi : menampung *slurry* kecipir yang keluar dari tangki ekstraksi (M-220) sebelum masuk *plate and frame filter press* (H-230)

Tipe : silinder vertikal berpengaduk dengan tutup atas *flat* dan tutup bawah konis.

Dasar pemilihan : cocok untuk pencampuran *liquid – solid*. Tutup konis memudahkan proses pengeluaran *slurry* kecipir yang mengandung padatan. Pengadukan dilakukan untuk menjaga agar padatan tercampur homogen dalam *slurry*.

1. Volume Tangki

Direncanakan waktu tinggal selama 2 jam

T operasi = 61 °C (141,8 °F)

Slurry kecipir yang disimpan = 5.577,8038 x 2 jam = 11.155,61 kg/jam

ρ protein = 1.298,2776 kg/m^3

ρ karbohidrat = 1.580,1619 kg/m^3

ρ lemak = 900,1182 kg/m^3

ρ *ash* = 2.406,68157 kg/m^3

ρ air = 983,3905 kg/m^3

ρ $NaHCO_3$ = 2159 kg/m^3

$1/\rho \text{ slurry} = \Sigma_i X_i^m/\rho_i$

$$= \frac{0{,}0294}{1298{,}278}+\frac{0{,}0223}{1580{,}162}+\frac{0{,}0103}{900{,}1182}+\frac{0{,}0035}{2406{,}682}+\frac{0{,}0002}{2519}+\frac{0{,}9344}{983{,}3905}$$

$= 0{,}0009998 \text{ m}^3/\text{kg}$

$\rho \text{ slurry} = 1/\Sigma_i X_i^m/\rho_i$

$= 1/0{,}0009998 \text{ m}^3/\text{kg} = 1000{,}162 \text{ kg/m}^3 = 62{,}41013 \text{ lb/ft}^3$

$$V \text{ slurry} = \frac{11.155{,}61 kg/jam}{1000{,}162 kg/m^3} = 11{,}1538 \text{ m}^3 = 394{,}1272 \text{ ft}^3$$

Asumsi volume tangki = 1,2 x volume slurry = 1,2 x 11,1538 m^3

= 13,3846 m^3 = 472,9527 ft^3

2. Dimensi tangki

$$Hn = \frac{Dn}{2.\text{tg}\,\alpha}$$

$$Hk = \frac{D_{shell}}{2.\text{tg}\,\alpha} - Hn = \frac{D_{shell}}{2.\text{tg}\,\alpha} - \frac{Dn}{2.\text{tg}\,\alpha} = \frac{D_{shell} - Dn}{2.\text{tg}\,\alpha}$$

$$H\,shell / D\,shell = 1{,}5/1 \text{ [24]}$$

Diameter nozzle (Dn) = 8 in ≈ 0,2032 m = 0,6667 ft (Brownell and Young, p.196) [26]

Ditetapkan : sudut konis = 60° dan α = 30°

Volume *shell* = $\frac{\pi}{4} \times D_{shell}^2 \times H = \frac{\pi}{4} \times D_{shell}^2 \times 1{,}5\, D_{shell} = 1{,}1775\ D_{shell}^3$

Volume konis $= \left[\frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D^2 \times Hk\right] - \left[\frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times Dn^2 \times Hn\right]$

$= \left[\frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{D}{2 \times tg\alpha}\right] - \left[\frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times Dn^2 \times \frac{Dn}{2 \times tg\alpha}\right]$

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

Volume tangki = Volume *shell* + Volume konis

$472{,}9527\ ft^3 = 1{,}1775 \times D_{shell}^3 + \frac{\pi}{24 \times tg\alpha} \times \left(D_{shell}^3 - Dn^3\right)$

$472{,}9527\ ft^3 = 1{,}1775\ D_{shell}^3 + 0{,}2266\ D_{shell}^3 - 0{,}0672$

$472{,}9527\ ft^3 = 1{,}4041\ D_{shell}^3 - 0{,}0672$

D_{shell} = D = 6,9581 ft = 2,1208 m = 83,4974 in

r = 3,4791 ft = 1,0604 m = 41,7487 in

H *shell* = 1,5 D = H = (1,5 x 6,9581) ft = 10,4372 ft = 3,1813 m

H konis (Hk) $= \frac{D_{shell} - Dn}{2 \times tg\,\alpha} = \frac{(6{,}9581 - 0{,}6667)\ ft}{2 \times tg\,30^0} = 5{,}4486$ ft

Volume konis $= \frac{\pi}{24 \times tg\,30^o} \times \left(D^3 - Dn^3\right)$

$= \frac{\pi}{24 \times tg\,30^o} \times \left(6{,}9581^3 - 0{,}6667^3\right)$

$= 76{,}2738\ ft^3 = 2{,}1585\ m^3$

Volume total campuran = Volume campuran di *shell* + Volume campuran di konis

$$394{,}1272\ ft^3 = (\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H\ \textit{campuran dalam shell}) + 76{,}2739\ ft^3$$

$$H\ \text{campuran dalam}\ \textit{shell}\ (Hfs) = \frac{394{,}1272\ ft3 - 76{,}2739}{\frac{\pi}{4} \times 6{,}9581^2} = 8{,}3632\ ft$$

H campuran dalam tangki = Hfs + Hk = 8,3632 + 5,4486 = 13,8118 ft = 4,2098 m

H tangki = H_{shell} + Hk = 10,4372 + 5,4486 = 15,8858 ft = 5,9861 m

$$P\ \text{hidrostatik}\ \textit{shell} = \frac{\rho.hl}{144} = \frac{62{,}0552\ {}^{lb}/_{ft^3} \times 13{,}8118 ft}{144} = 5{,}9861$$

P operasi *shell* = P hidrostatik *shell* + P tangki = 5,9861 psi + 0 psi = 5,9861 psi

P *design* = 1,2 × P operasi = 1,2 x 5,9861 psi = 7,1833 psi

Tebal *Shell*

Bahan konstruksi *stainless steel,*

C = *Corrosion allowance* = 0 (Peter and Timmerhaus, 7ed, p.460) [25]

S = *Allowable stress value* = 19.988 psi (Law, p.342) [27]

E = *Efficiency* = 0,8 (*Double-welded butt join*) (Brownell and Young, p.196) [26]

Dari Brownell and Young, pers.13-1, [26] :

$$t_s = \frac{P \times R}{SE - 0{,}6P} + c$$

dimana : t_s = Tebal minimum *shell*, mm, in

P = *Internal design pressure*, kPa, psi (gauge)

R = *Inside radius* dari *shell*, mm, in

S = *Allowable stress value*, kPa, psi

E = *Joint efficiency*

c = *Corrosion allowance*, mm

$$t_s = \frac{7{,}1833\,psi \times 41{,}7487 in}{19.1988 psi \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 7{,}1833\,psi} + 0 \text{ in} = 0{,}0188 \text{ in} \sim 3/16 \text{ in}$$

OD = ID + (2 x t_s) = 83,4974 + (2 x 3/16 in) = 83,8724 in ~ 84 in = 2,1304 m

Tebal Konis

$$t_k = \frac{P \times R}{\cos\alpha\,(SE - 0{,}6P)} + c$$

$$t_k = \frac{7{,}1833 \text{ psi} \times 41{,}7487\ in}{\cos 60^0\ \left((19.1988 \text{ psi} \times 0{,}8) - (0{,}6 \times 7{,}1833 \text{psi})\right)} + 0 \text{ in} = 0{,}0375 \text{ in} \sim 3/16 \text{ in}$$

3. Agitator

- Jenis pengaduk yang digunakan adalah 45° *pitched six blade turbine*

  Dasar pemilihan 45° *pitched six blade turbine* : kecepatan pengadukan tinggi, cocok untuk proses pengadukan liquid dengan viskositas rendah dan sedang (<200 Pa.s) [28].

- Kecepatan pengaduk (N) adalah 50 rpm.

  Dasar pemilihan kecepatan 50 rpm : viskositas *slurry* rendah, alirannya menjadi turbulent, sehingga *slurry* kecipir akan homogen (tercampur merata).[34].

- Untuk mencegah timbulnya *vorteks*, maka digunakan 4 buah *baffles*.

Berdasarkan perbandingan sistem agitator standar dari Geankoplis, 3rd ed., hal.144, Table 3.4-1, [28], maka didapatkan nilai-nilai sebagai berikut :

Da = 0,4 D = 0,4 × 2,1208 m = 0,8483 m = 2,7832 ft

W = $\frac{1}{5}$ Da = $\frac{1}{5}$ × 0,8483 m = 0,1697 m

L = $\frac{1}{4}$ Da = $\frac{1}{4}$ × 0,8483 m = 0,2121 m

C = $\frac{1}{3}$ D = $\frac{1}{3}$ × 2,1208 m = 0,7069 m

$J = \frac{1}{12} D = \frac{1}{12} \times 2{,}1208 \text{ m} = 0{,}1767 \text{ m}$

Dimana: Da = diameter pengaduk

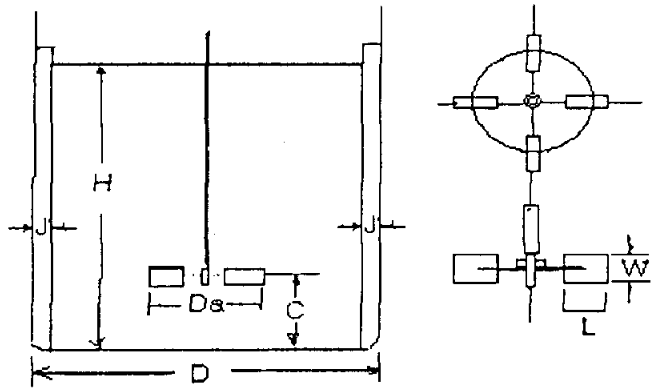
D = diameter tangki

L = panjang *blade*

W = lebar *blade*

C = jarak dari dasar tangki ke pusat pengaduk

J = lebar *baffle*



sg = 1,0002

$$\text{Jumlah impeler} = \frac{sg \times H}{D} = \frac{1{,}0002 \times 13{,}8118 \text{ ft}}{6{,}9581 \text{ ft}} = 1{,}9853 \approx 2 \text{ buah}$$

Kecepatan pengadukan = π . Da . N = π x 0,8483 x 50 = 133,1887 m/menit

μ slurry = 0,00212 kg/m.s [28]

Dari Geankoplis, 3rd ed., hal.155, [28] :

$$N_{Re} = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

Dimana: Da = Diameter impeler, m

N = Kecepatan putaran pengaduk, rps

ρ = Densitas, kg / m^3

μ = Viskositas campuran, kg/m.s

$$N_{Re} = \frac{1000{,}1623\ \text{kg/m}^3 \times {}^{50}\!/_{60\ s} \times (0{,}8483)^2}{0{,}00212\ \text{kg/m.s}} = 282.936{,}362$$

Nilai Np dapat dicari dari Geankoplis, 3rd ed., Grafik 3.4-4, hal.145, [28]. Untuk nilai N_{Re} = 282.936,362 dan untuk jenis agitator 45° *pitched six blade turbine* (kurva 3), maka didapatkan nilai Np = 1,2.

Power agitator dihitung dengan persamaan :

Dari Geankoplis, 3rd ed., hal.145, [28] :

$P = Np \times \rho \times N^3 \times Da^5$

$= 1{,}2 \times 1000{,}16234\ \text{kg/m}^3 \times \left({}^{50}\!/_{60}\right)^3 \times (0{,}8483)^5$

$= 305{,}1732\ \text{W} = 0{,}3052\ \text{kW} = 0{,}4092\ \text{hp}$

Power untuk dua buah pengaduk = 2 x 0,3052 kW = 0,6104 kW

Dari Peter dan Timmerhaus, 7th ed., Grafik 14-38, hal.521, [25], efisiensi motor = 80 %, maka :

Power yang dibutuhkan = $\frac{0{,}6104}{0{,}8}$ kW = 0,7629 kW = 1,0231 hp ≈ 1,5 hp

Dari Geankoplis, 3rd ed., hal.148, [28], power yang dibutuhkan untuk *mild agitation* : 0,05 kW/m³ hingga 0,2 kW/m³

Power = $\frac{0{,}7629 kW}{11{,}1538\ \text{m}^3}$ = 0,0684 kW/m³ ≈ 0,07 kW/m³ (memenuhi)

Spesifikasi alat :

- Nama = Tangki Penampungan I

- Fungsi = Untuk menampung *slurry* kecipir sebelum masuk *plate and frame filter press*
- Bahan konstruksi = *Stainless steel* SA-240 tipe 304
- Waktu tinggal = 2 jam
- Diameter tangki = 2,1208 m
- Tinggi *shell* = 3,1813 m
- Tebal *shell* = $\frac{3}{16}$"
- Tebal konis = $\frac{3}{16}$"
- Agitator = Jenis : 45° pitch blade turbine

  Diameter : 0,8483 m

  Kecepatan pengadukan : 133,1887 m/menit

  Power : 1,5 hp

  Jumlah pengaduk : 2 buah
- Jumlah tangki = 1 buah

II. Pompa (L-222)

Fungsi : mengalirkan *slurry* kecipir dari tangki penampungan I (F-221) ke *Filter Press* (H-230)

Tipe : *Centrifugal pump*

Dasar pemilihan : ekonomis dan efektif untuk mengalirkan liquid berviskositas rendah dengan kapasitas besar.

T = 61 °C

Massa *slurry* kecipir masuk = 5577,8038 kg/jam = 3,4158 lbm/s ρ slurry = 1000,162 kg/m^3

= 62,41013 lb/ft^3 (dari perhitungan tangki Penampungan I)

Debit *slurry* kedelai masuk = $\dfrac{5577{,}8038\ \text{kg/jam}}{1000{,}162\ \text{kg/m}^3}$

= 5,5769 m^3/jam = 0,05469 ft^3/s

Dari Peter and Timmerhaus, 7th ed., hal. 496 dan 888, [25], didapat :

ID opt = $3{,}9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} = 3{,}9 \times (0{,}05469)^{0,45} \times (62{,}41013)^{0,13}$ = 1,8051 in

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran 2 in, schedule 40, dari Geankoplis, 3rd ed., App. A.5, [28], diperoleh :

ID = 2,067 in = 0,1722 ft; OD = 2,375 in; A = 0,0233 ft^2

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0{,}05469\ \text{ft}^3/\text{detik}}{0{,}0233\ \text{ft}^2} = 2{,}3471\ \text{ft/s} = 0{,}7154\ \text{m/s}$$

μ camp = 0,00212 kg/m.s = 0,001425 lbm/ft.s [28]

$$N_{Re} = \frac{D \times v \times \rho}{\mu} = \frac{0{,}1722 \times 2{,}3471 \times 62{,}41013}{0{,}001425} = 17.704{,}49\ \text{(turbulen)}$$

Dari Geankoplis, 3rd ed., pers. 2.7-28, [28] :

$$\frac{1}{2.\alpha.g_c} \times \left(v_2^2 - v_1^2\right) + \frac{g}{g_c} \times (z_2 - z_1) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

dimana : $\Delta Z = Z_2 - Z_1 = 10 - (4{,}2098 + 1) = 4{,}7902$ m

$v_1 = 0$

$v_2 = 1{,}6462$ ft/s

ΔP = 111125 N/m^2 = 1,0967 atm = 2320,8674 lbf/ft^2

Perhitungan ΣF :

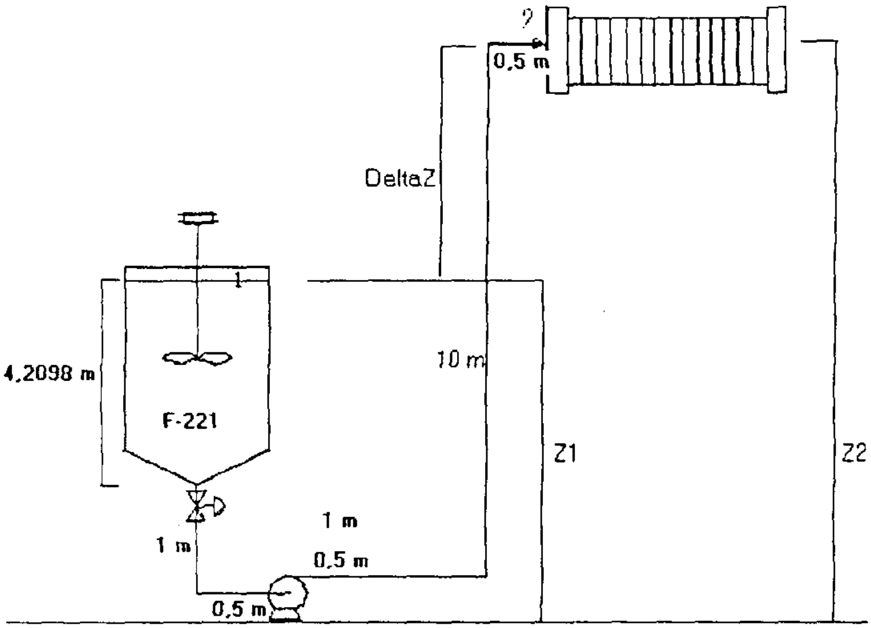
1. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa :

   $Kc = 0{,}55\ (1-(A_{pipa}/A_{tangki}))$

$A_{pipa}/A_{tangki} = 0$; karena A_{tangki} jauh lebih besar dibanding A_{pipa} sehingga :

Kc = 0,55

$$hc = Kc \times \frac{v_2^{\ 2}}{2.\alpha.g_c} = 0,55 \times \frac{2,3471^{\ 2}}{2 \times 1 \times 32,174} = 0,0471 \text{ ft.lbf/lbm}$$



2. *Losses* karena friksi pada pipa lurus, *fitting* dan *valve*

Panjang pipa lurus = 12,5 m = 41,01 ft

Dalam sistem digunakan 3 buah *elbow* 90° dengan Le/D = 35, dan 1 buah *gate valve* dengan Le/D = 9

Le = ((3 × 35) + (1 × 9)) × 0,1722 ft = 114 × 0,1722 ft = 19,6287 ft

Δ L = panjang total = 41,01 ft + 19,6287 ft = 60,6387 ft

Commercial steel : E = 4,6 x 10^{-5} m = 0,00015 ft

$$\frac{E}{D} = \frac{0,00015}{0,1722} = 0,000877 \rightarrow f = 0,006$$

$$F_f = \frac{4 \times f \times \Delta L \times v^2}{D \times 2g_c} = \frac{4 \times 0,006 \times 60,6387 \times 2,3471^2}{0,1722 \times 2.32,174} = 0,7236 \text{ ft.lbf/lbm}$$

ΣF = hc + F_f = (0,0471 + 0,7236) ft.lbf/lbm = 0,7707 ft.lbf/lbm

Sehingga :

$$\frac{1}{2 \times 1 \times 32,174} \times \left(2,3471^2 - 0\right) + \frac{32,174}{32,174} \times 4,7902 + \frac{2320,875}{62,41013} + 0,7707 + W_s = 0$$

-Ws = 42,83397 ft.lbf/lbm

Efisiensi pompa (η) = 50%

$$\text{Brake hp} = \frac{-w_s \times m}{\eta \times 550}$$

$$= \frac{42,83397 \times 3,4158}{0,5 \times 550} = 0,532 \text{ hp}$$

Dari Peter and Timmerhaus, 7th ed., Fig.14-38, hal.521, [25], untuk BHP = 0,532 hp, didapatkan efisiensi motor = 82%.

Sehingga dipakai pompa dengan motor =0,532/0,82 hp = 0,6488 hp ≈ 1 hp

Spesifikasi alat :

- Fungsi : Mengalirkan *slurry* ke *filter press*
- Tipe : *Centrifugal pump*
- Rate aliran pompa : 5,5769 m^3/jam
- Ukuran pipa : 2 in sch 40
- Power motor : 1 hp
- Bahan konstruksi : Stainless steel
- Jumlah : 1 buah

XIII. *Plate and Frame Filter Press* (H-220)

Fungsi : Untuk memisahkan filtrat (susu kecipir) dan *cake*

Dasar pemilihan : mudah dioperasikan dan dibersihkan, serta efektif untuk proses pemisahan filtrat dan *cake*.

Waktu operasi = 1 jam

T operasi = 57 °C

Waktu pembersihan = Waktu pembongkaran + Pengambilan *cake* + Pencucian *plate* and *frame* + Pemasangan

= (15 + 15 + 15 + 15) menit = 60 menit = 1 jam

Waktu untuk 1 siklus operasi = 2 jam (1 jam pembersihan + 1 jam operasi)

Kapasitas filtrat / siklus = 5577,8038 kg/jam x 1 jam = 5577,8038 kg/siklus

ρ masing-masing komponen pada suhu 57°C adalah :

ρ protein = 1.300,3512 kg/m^3

ρ karbohidrat = 1.581,4038 kg/m^3

ρ lemak = 901,7885 kg/m^3

ρ *ash* = 2.407,8041 kg/m^3

ρ air = 985,1514 kg/m^3

ρ $NaHCO_3$ = 2159 kg/m^3

$1/\rho$ filtrat $= \Sigma_i X_i^m/\rho_i$ filtrat

$$= \frac{0,034}{1300,3512} + \frac{0,012}{901,78851} + \frac{0,0225}{1581,4038} + \frac{0,0023}{2407,8041} + \frac{0,0002}{2519} + \frac{0,929}{982,1514}$$

= 0,000997733 m^3/kg

ρ filtrat = $1/\Sigma_i X_i^m/\rho_i$ filtrat = 1/0,000997733 m^3/kg = 1002,273 kg/m^3 = 62,5418 lb/ft^3

$$\text{V filtrat per siklus} = \frac{5577{,}8038\ {kg}/{siklus}}{1002{,}273\ {kg}/{m^3}} = 5{,}5652\ \text{m}^3/\text{siklus}$$

Massa *cake* = 1076,6672 kg/jam (dari perhitungan neraca massa)

Massa *cake* untuk 1 siklus = 1076,6672 kg/jam x 1 jam = 1076,6672 kg/siklus

$$\Sigma_i X_i^m/\rho_i = \frac{0{,}0101}{1300{,}3512} + \frac{0{,}0212}{901{,}78851} + \frac{0{,}0032}{1581{,}4038} + \frac{0{,}0085}{2407{,}8041} + \frac{0{,}9290}{2519} + \frac{0{,}0004}{982{,}1514}$$

$$= 0{,}001395\ \text{m}^3/\text{kg}$$

$$\rho\ cake = \frac{1}{0{,}001395} = 716{,}8897\ \text{kg/m}^3$$

$$\text{V}\ cake = \frac{1076{,}6672\ {kg}/{siklus}}{716{,}8897\ {kg}/{m^3}} = 1{,}5019\ \text{m}^3/\text{siklus} = 53{,}0692\ \text{ft}^3/\text{siklus}$$

Dari Perry, 7th ed., Table 19-17, [8], didapatkan :

- Ukuran *plate* and *frame* = 30 x 30 in
- Luas efektif = 10,5 ft^2 = 0,9755 m^2
- Kapasitas *cake* = 0,44 ft^3/ in tebal

Dari Perry, 7th ed., Table 19-66, [8], tebal *frame* = (0,125-8) in, diambil tebal *frame* = 4 in = 0,1016 m

V *cake* tiap *frame* = 0,44 ft^3/ in x 4 in = 1,76 ft^3

$$\text{Jumlah}\ frame = \frac{\text{V cake}}{\text{V cake tiap frame}} = \frac{53{,}0692}{1{,}76} = 30{,}1530 \approx 31\ \text{buah}$$

Jumlah *plate* and *frame* = (31 x 2) + 1 = 63 buah

Berdasarkan Perry, 7th ed., Table 4-23, [8], panjang *plate and frame filter press* berkisar antara 0,5 m – 20 m.

Panjang alat = (jumlah *plate* and *frame* × tebal *frame*) + spasi penambahan *frame*

= (63 x 4) in + (31 x 4) in

= 376 in = 10 m (memenuhi)

Spesifikasi alat :

- Nama = *Plate and Frame Filter Press*
- Tebal tiap *frame* = 0,1016 m
- Jumlah *plate* dan *frame* = 63 buah
- Panjang alat = 10 m
- Bahan konstruksi = Metal
- Jumlah alat = 2 buah

XIV. Tangki Penampungan II (F-232)

Fungsi : menampung susu kecipir keluar *plate and frame filter press* (H-230).

Tipe : silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah *dish head*.

Dasar pemilihan : cocok untuk menyimpan bahan yang berbentuk larutan.

1. Volume Tangki

Direncanakan waktu tinggal selama 1 jam.

T operasi = 54 °C

Susu kecipir yang disimpan = 5577,8038 kg/jam x 1 jam = 5577,8038 kg

ρ susu kecipir = 1002,273 kg/m³ = 62,5418 lb/ft³ (dari perhitungan *plate and frame*)

$$\text{Volume susu kecipir} = \frac{5577{,}8038 \text{ kg}}{1002{,}273 \text{ kg/m}^3} = 5{,}5652 \text{ m}^3 = 196{,}5244 \text{ ft}^3$$

Asumsi volume susu kecipir = 90 % dari volume tangki

Volume tangki = $\frac{100}{90}$ × volume susu kecipir= $\frac{100}{90}$ × 5,5652 m^3 = 6,1835 m^3

= 218,3604 ft^3

2. Dimensi tangki

Diambil : tinggi *shell* (Hs) = 1,5 . Diameter *shell* (D)

Volume *shell* = $(\pi/4).D^2.Hs = (\pi/4).D^2.1{,}5.D = (\pi/4).1{,}5.D^3$

Volume *dish head* (ft^3) = 0,000049 x D^3 (in) (Brownell and Young, eq.5.11, p.88) [26]

Volume tangki penampung = Volume *shell* + (2 .Volume *dish head*)

$$218{,}3604\ ft^3 = (\pi/4).1{,}5.D^3.\left(\frac{1ft}{12in}\right)^3 + \left(2\times 0{,}000049\times D^3\right)$$

$$218{,}3604\ ft^3 = 6{,}8177.10^{-4}.D^3 + 9{,}8.10^{-5}.D^3$$
$$218{,}3604\ ft^3 = 7{,}7977.10^{-4}.D^3$$

$$D = 68{,}4289 in = 5{,}7024 ft = 1{,}7381 m$$
$$r = 2{,}8512 ft$$
$$Hs = 1{,}5.D = 1{,}5.(5{,}7024 ft) = 8{,}5536 ft = 2{,}6071 m$$

Volume larutan dalam *dish* = 0,000049 . D^3

= 0,000049 . (68,4289 in)^3

= 15,7005 ft^3

Volume larutan dalam *shell* = vol. lart. total – vol. lart. dalam *dish*

= (196,5244 – 15,7005) ft^3

= 180,8239 ft^3

Tinggi lart. dalam *shell* (H) = $\dfrac{vol.lart.dlm.shell}{\frac{\pi}{4}.D^2}$

$$= \frac{180,8239}{\frac{\pi}{4}.(5,7024\,ft)^2}$$

$$= 7,0838 \text{ ft}$$

P operasi = P hidrostatis $= \left(\frac{\rho \times H}{144}\right)$ psi

$$= \left(\frac{62,54184\, {lbm}/{ft^3} \times 7,0838\, ft}{144}\right)$$

$$= 3,0766 \text{ psi}$$

P desain = 1,5 x P operasi = 1,5 x 3,0766 psi = 4,6150 psi

Tebal *Shell*

Dari Brownell and Young, pers 13.1, [26] :

$$t_s = \frac{P \times ID}{2 \times (f.E - 0,6P)} + c$$

dimana :

P = P desain = 4,6150 psi

ID = 5,7024 ft = 68,4289 in

Bahan konstruksi *carbon steel* SA-283, *grade* D,

f = Strees maksimum yang diijinkan = 12650 psi [26]

E = *Welded-joint efficiency* = 0,8 *(Double-welded butt joint)* [26]

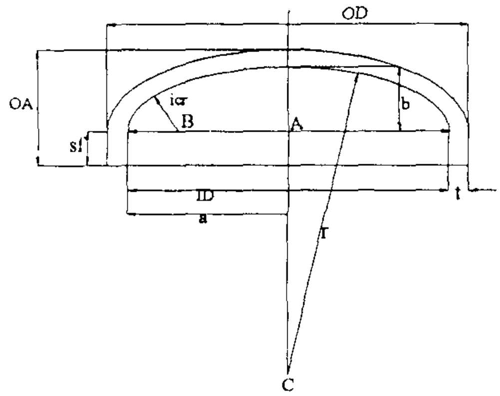
c = *Corrosion allowance* = $1/8$ in [25]

$$t_s = \frac{(4,6150 psi) \times (34,2144 in)}{2 \times ((12650 \times 0,8) - (0,6 \times 4,6150))} + \frac{1}{8} in$$

$$= 0,1406 \text{ in} \approx 3/16 \text{ in}$$

Tebal *dish head*

$t_s = \frac{3}{16}$ in



$OD = ID + 2 . t_s$

$= 68{,}4289 \text{ in} + (2 \times \frac{3}{16} \text{ in})$

$= 68{,}8039$ in

Dari Brownell and Young, Table 5.7, [26], diperoleh :

OD standar = 72 in

r (*crown radius / radius of dish*) = 72 in

icr (*inside corner radius / knuckle radius*) = $4\frac{3}{8}$ in

$$W = \frac{1}{4} \times \left[3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right] \text{ [26]}$$

$$= \frac{1}{4} \times \left[3 + \sqrt{\frac{72}{4\frac{3}{8}}} \right]$$

$= 1{,}7642$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{68{,}4289 in}{2} = 34{,}2144 in$$

AB $= \frac{ID}{2} - icr = \frac{68,4289 in}{2} - 4\frac{3}{8} = 29,8394 in$

BC $= r - icr \quad = (72-4\frac{3}{8})$ in $= 67,625$ in

b $= r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 72 - \sqrt{67,625 - 29,8394^2} = 11,3143 in$

$t_d \quad = \frac{P \times rc \times W}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + c$ (Brownell and Young, eq.7.77, p.138) [26]

$t_d \quad = \frac{(4,6150\, psi) \times (66 in) \times 1,7642}{2 \times ((12650 psi) \times 0,8) - (0,2 \times 4,6150\, psi)} + \frac{1}{8} in$

$= 0,02655$ in $\approx \frac{3}{16}$ in

Dipilih panjang straight-flange (sf) = 2 in (Brownell and Young, Table 5.8, p.93) [26]

OA = t + b + sf

= ($\frac{3}{16}$ + 11,3143 + 2) in

= 13,5018 in = 1,0801 ft

Tinggi tangki keseluruhan = Tinggi shell + (2 x Tinggi dish)

= 8,5536 ft + (2 x 1,0801)

= 10,7139 ft = 3,2656 m

Spesifikasi alat :

- Nama = Tangki penampungan II
- Fungsi = Untuk menampung susu kecipir yang keluar dari *plate and frame filter press*
- Bahan konstruksi = *Stainless steel* SA-283, *grade* D
- Waktu tinggal = 1 jam

- Diameter tangki = 1,7381 m
- Tinggi *shell* = 2,6071 m
- Tinggi *dish* = 1,0801 m
- Tinggi tangki total = 3,2656 m
- Tebal *shell* = $\frac{1}{4}$"
- Tebal *dish* = $\frac{1}{4}$"

XV. Pompa (L-241)

Fungsi : mengalirkan susu kecipir dari tangki penampungan II (F-232) ke tangki pencampuran (M-240)

Tipe : *Centrifugal pump*

Dasar pemilihan : ekonomis dan efektif untuk mengalirkan liquid berviskositas rendah dengan kapasitas besar.

T operasi = 54 °C

Susu kecipir = 5654,82 kg/jam = 3,4158 lbm/s

ρ susu kedelai = 1002,273 kg/m^3 (dari perhitungan *plate and frame*)

$$\text{Debit susu kedelai masuk pompa} = \frac{5654{,}82\ \text{kg}/\text{jam}}{1002{,}273\ \text{kg}/\text{m}^3} = 5{,}5652\ \text{m}^3/\text{jam}$$

$$= 0{,}0546\ \text{ft}^3/\text{s} = 24{,}41627\ \text{gal/menit}$$

$$\text{ID opt} = 3{,}9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} = 3{,}9 \times (0{,}0546)^{0,45} \times (62{,}5418)^{0,13} = 1{,}8039\ \text{in}$$

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran 2 in sch 40, dan dari Geankoplis, 3[rd] ed., App.A.5, [28], diperoleh : ID = 2,067 in = 0,1722 ft; OD = 2,375 in; A = 0,0233 ft^2

$$\text{Kecepatan linear} = \frac{0{,}0546 \text{ ft}^3/\text{s}}{0{,}0233 \text{ ft}^2} = 2{,}342 \text{ ft/s}$$

$$N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu} = \frac{62{,}5418 \times 0{,}1722 \times 2{,}342}{0{,}001425} = 17.704{,}49 \text{ (turbulen)}$$

Persamaan Bernoulli :

$$\frac{(v_2^{\,2} - v_1^{\,2})}{2 \times \alpha \times g_c} + \frac{g}{g_c}(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

Perhitungan ΣF :

1. ***Losses* karena kontraksi, hc dan hex**

$$Kc = 0{,}55 \times (1 - \frac{A_2}{A_1}) \text{ [28]}$$

Dimana : A_1 = luas penampang tangki

A_2 = luas penampang pipa

Karena $A_1 >>> A_2$ maka (A_2/A_1) diabaikan, sehingga :

Kc = 0,55 x (1-0) = 0,55

$$hc = Kc \times \frac{v^2}{2.\alpha.gc}$$

$$= 0{,}55 \times \frac{2{,}342^2}{2 \times 1 \times 32{,}174} = 0{,}0469 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$hex = \frac{v^2}{2.\alpha.gc}$$

$$= \frac{2{,}342^2}{2 \times 1 \times 32{,}174} = 0{,}0852 \text{ ft.lbf/lbm}$$

2. ***Losses* karena friksi pada pipa lurus, F_f**

Digunakan pipa *commersial steel*, pada Geankoplis, 3[rd] ed., Fig.2.10-3, [28], didapat :

ε = 0,00015 ft

ε/ID = 0,00015/0,1722 = 0,000871

f = 0,006

Penafsiran panjang pipa lurus = 20,5 m = 67,2564 ft

4 buah *elbow* 90°; Le/D = 35

1 buah *gate valve* ; Le/D = 9

Le = ((4 x 35) + (1 x 9)) x 0,1722 ft = 25,65498 ft

Δ L = panjang total = (67,2564+ 25,65498) ft = 92,91138 ft

$$F_f = 4f \times \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c}$$

$$= 4 \times 0{,}006 \times \frac{92{,}91138}{0{,}1722} \times \frac{2{,}342^2}{2 \times 32{,}174} = 1{,}10404 \text{ ft.lbf/lbm}$$

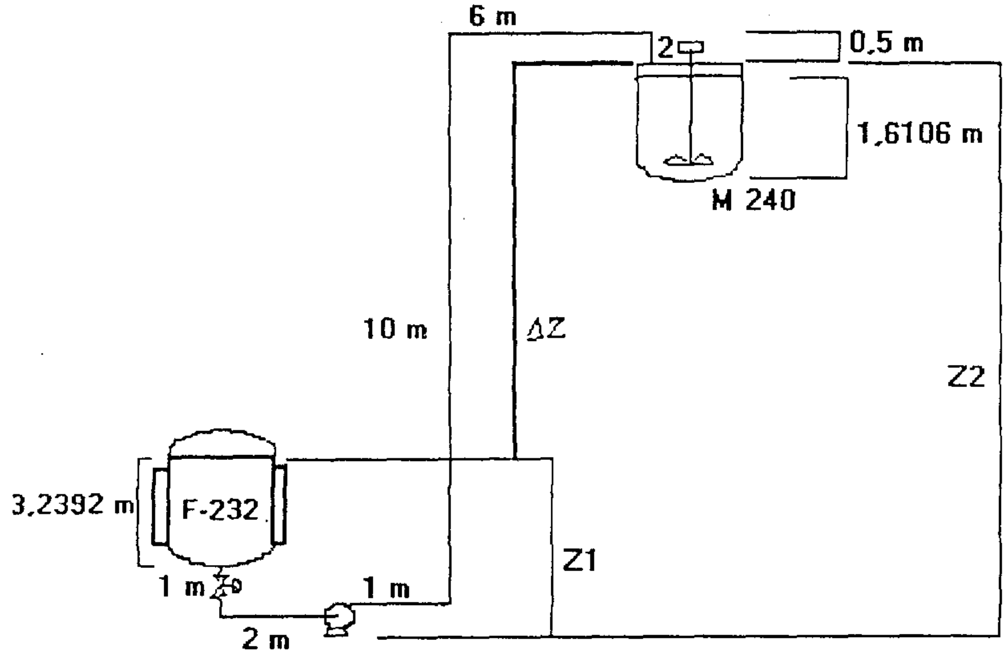
ΣF = 0,0469 + 0,0852 + 1,10404 = 1,23618 ft.lbf/lbm

ΔZ = Z2 – Z1 = (10-0,5) m - (3,2392 + 1) m = 5,2608 m = 17,2596 ft

ΔP_{pompa} = 0

$$\frac{(2{,}342 \ \text{ft}/\text{s})^2}{2 \times 1 \times 32{,}174 \ \text{lbm.ft}/\text{lbf.s}^2} + \frac{32{,}174 \ \text{ft}/\text{s}^2}{32{,}174 \ \text{lbm.ft}/\text{lbf.s}^2} \times 17{,}2596 \ \text{ft}$$
$$+ 0 + 1{,}23618 \ \text{ft.lbf}/\text{lbm} = -\text{Ws}$$

- Ws = 18,58106 ft.lbf/lbm



Dari Peter and Timmerhaus, 7th ed., Fig.12-17, hal.516, [25], untuk laju volumetrik air sebesar 24,41627 gal/menit didapatkan harga efisiensi pompa (η) = 50%

Brake hp $= \dfrac{-w_s \times m}{\eta \times 550} = \dfrac{18{,}58106 \times 3{,}4158}{0{,}5 \times 550} = 0{,}2308$ hp (Geankoplis, 1997)

Dari Peter and Timmerhaus, 7th ed., Fig.12-18, p.516, [25], untuk BHP = 0,2308 Hp, Efisiensi motor = 80%. Sehingga dipakai pompa dengan motor = 0,2308/0,80 hp = 0,2815 hp ≈ 0,3 hp

Spesifikasi alat :

- Fungsi : Mengalirkan susu kecipir ke tangki pencampuran
- Tipe : *Centrifugal pump*
- Rate aliran pompa : 5,5652 m^3/jam
- Power motor : 0,3 hp

- Bahan konstruksi : Stainless steel
- Jumlah : 1 buah

XVI. Tangki Pencampuran (M-240)

Fungsi : untuk mencampur larutan gula dengan susu kecipir

Tipe : silinder tegak berpengaduk dengan tutup atas berbentuk flat dan tutup bawah berbentuk *dish head.*

Dasar pemilihan : cocok untuk pencampuran *liquid – liquid*

1. Volume Tangki

Direncanakan waktu tinggal di tangki pencampuran adalah 15 menit (0,25 jam).

T operasi = 46 °C

Massa larutan gula = 678,8635 kg/jam

Massa gula = 134,7727 kg/jam

Massa air = 543,0908 kg/jam

ρ gula = 1588 kg/m^3 [8]

ρ air = 989,374 kg/m^3 [28]

$$\rho \text{ larutan gula} = \frac{1}{\left(\frac{0{,}2}{1588}+\frac{0{,}8}{989{,}3743}\right)} \text{ kg/m}^3 = 1070{,}049 \text{ kg/m}^3$$

Massa susu = 4501,1366 kg/jam

Massa susu + massa larutan gula = (4501,1366 + 678,8635) kg/jam

= 5180,0001 kg/jam.

ρ susu kecipir = 1002,273 kg/m^3

ρ $NaHCO_3$ = 2200 kg/m³ [8]

$$\rho\ mixed = \frac{1}{\left(\frac{0,1311}{1070,049}+\frac{0,8689}{1002,273}+\frac{0,0002}{2159}\right)} \text{kg/m}^3$$

$$= 1010,58 \text{ kg/m}^3 = 63,0602 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{V campuran} = \frac{5180,0001 \ {}^{kg}/_{jam}}{1010,58 \ {}^{kg}/_{m^3}} \times 0,25 \ jam = 1,2814 \text{ m}^3 = 45,2807 \text{ ft}^3$$

Asumsi volume campuran = 80 % dari volume tangki

$$\text{Volume tangki} = \frac{100}{80} \times \text{volume campuran} = \frac{100}{80} \times 1,2814 \text{ m}^3$$

$$= 1,6018 \text{ m}^3 = 56,6008 \text{ ft}^3$$

2. Dimensi dan Tebal *Shell* dan Tutup

Bahan konstruksi *stainless steel,*

S = *Allowable stress value* dari SA-240 adalah 17749,9 psi [27]

C = *Corrosion allowance* (c) adalah 3 mm [25]

E = Efisiensi = 0,85 (*Double welded butt joint*) [26]

$${}^{H_{silinder}}/_{D_{silinder}} = {}^{1,5}/_{1} \ [24]$$

Volume tangki = volume *shell*

$$1,6018 \text{ m}^3 = \left(\frac{\pi}{4}\times D^2 \times H\right) + 0,000049D^3$$

$$= \left(\frac{1,5\times\pi}{4}\times D^3\right) + (0,000049D^3)$$

D = 1,1080 m = 3,6352 ft = 39,1523 in

H *shell* = 1,5 × 1,1080 m = 1,6620 m = 5,4527 ft = 58,7284 in

H *liquid* dalam *shell* dicari dengan persamaan :

Volume *liquid* = volume *shell* + volume *bottom*

$$1{,}2814 \text{ m}^3 = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H_{liquid}\right) + 0{,}000049\, D^3$$

$$1{,}2814 \text{ m}^3 = \left(\frac{\pi}{4} \times (1{,}1080)^2 \times H_{liquid}\right) + 0{,}000049\ (1{,}1080)^3$$

H *liquid* = 1,3296 m = 4,3621 ft

$$\text{P operasi} = \left(\frac{63{,}0602 \times 4{,}3621}{144}\right) \text{lb/in}^2 = 1{,}9103 \text{ lb/in}^2 = 1{,}9103 \text{ psi}$$

P *design* = 1,2 x 1,9103 psi = 2,2923 psi

$$t_s = \frac{P \times R}{SE - 0{,}6P} + c$$

$$t_s = \frac{2{,}2923 \text{ psi} \times 3{,}6352 \text{ ft}}{((17749{,}9 \text{ psi} \times 0{,}85) - (0{,}6 \times 2{,}3056 \text{ psi})) \times 2{,}2923\, \text{ft}/\text{m}} + 3 \text{ mm}$$

$$= 0{,}1684 \text{ mm} + 3 \text{ mm} = 3{,}1684 \text{ mm} \approx 3/16 \text{ in}$$

Tebal *head* = t_{shell} = $3/16$ in

3. Tinggi dan Tebal *Bottom*

Tebal *bottom* dapat dicari dengan cara sebagai berikut :

OD = ID + 2.t_{shell} = 39,1523 + (2 x 3/16) in = 39,5273 in ≈ 40 in (distandarisasi dari 26, hal.90), sehingga dari 26, Table 5.7, hal. 90, didapatkan data r = 40 in dan icr = 2,5 in. Untuk t_s = $3/16$", berdasarkan 26, table 5.8, hal.93, didapatkan data sf = 1,5 in.

$$t_d = \frac{P \times r \times W}{2SE - 0{,}2P} + c$$

$$W = \frac{1}{4}\times\left(3+\sqrt{\frac{r}{icr}}\right) = \frac{1}{4}\times(3+\sqrt{\frac{40\text{ in}}{2{,}5\text{ in}}}) = 1{,}75$$

$$t_d = \frac{2{,}2923\text{ psi}\times 40\text{ in}\times 1{,}75}{(2\times 17749{,}9\text{ psi}\times 0{,}85)-(0{,}2\times 2{,}2923\text{ psi})} + 3\text{ mm}$$

$$= 0{,}1351\text{ mm} + 3\text{ mm} = 3{,}1351\text{ mm} \approx \tfrac{3}{16}\text{"}$$

$AB = ID/2 - icr = (39{,}1523 - 2{,}5)\text{ in} = 17{,}0761\text{ in}$

$BC = r - icr = (40 - 2{,}5)\text{ in} = 37{,}5\text{ in}$

$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = 40 - \sqrt{(37{,}5)^2 - (17{,}0761)^2}$

$= 6{,}6135\text{ in}$

$OA = td + b + sf = 3/16\text{ in} + 6{,}6135\text{ in} + 1{,}5\text{ in}$

$= 11{,}0611\text{ in} = 0{,}2857\text{ m} = 0{,}9374\text{ ft}$

H *liquid* dalam dished *head* = 11,24862 in – 3/16 in = 11,06112 in = 0,28095 m

H *liquid* total = (0,280952 + 1,3296) m = 1,6106 m = 5,2839 ft

H tangki total = H *shell* + H *bottom*

= (1,6620 + 0,2857) m = 1,9477 m = 6,3901 ft

4. Agitator

Ditetapkan :

- Jenis pengaduk yang digunakan adalah 45° *pitched six blade turbine*

  Dasar pemilihan 45° *pitched six blade turbine* : kecepatan pengadukan tinggi, cocok untuk proses pengadukan liquid dengan viskositas rendah dan sedang (<200 Pa.s) [28].

- Kecepatan agitator adalah 150 rpm

Dasar pemilihan kecepatan 150 rpm : viskositas campuran rendah, alirannya menjadi turbulent, sehingga proses pencampuran susu kecipir dengan larutan gula terjadi dengan cepat[34].

- Untuk menghindari terjadinya vorteks, digunakan 4 buah baffles

Da = 0,4 D = 0,4 × 1,1080 m = 0,4432 m = 1,4541 ft

$W = \frac{1}{5}\,Da = \frac{1}{5} \times 0{,}4432\ m = 0{,}0886\ m$

$L = \frac{1}{4}\,Da = \frac{1}{4} \times 0{,}4432\ m = 0{,}1108\ m$

$C = \frac{1}{3}\,D = \frac{1}{3} \times 1{,}1080\ m = 0{,}3693\ m$

$J = \frac{1}{12}\,D = \frac{1}{12} \times 1{,}1080\ m = 0{,}0923\ m$

ρ *mixed* = 1010,5802 kg/m³

$$sg = \frac{\rho\ \text{mixed}}{\rho\ \text{air}\ (4^\circ C)} = \frac{1010{,}5802\ kg/m^3}{1000\ kg/m^3} = 1{,}01058$$

$$\text{Jumlah } impeller = \frac{sg \times H}{D} = \frac{1{,}01058 \times 1{,}6620}{1{,}1080} = 1{,}5159 \approx 2 \text{ buah}$$

Kecepatan pengadukan = π x Da x N = 3,14 x 0,4432 x 150 = 206,7832 m/menit

μ mixed = 0.00212 kg/m.s = 5,1285 lb/ft.h [28]

$$N_{Re} = \frac{(150/60)\ \text{putaran/dtk} \times (0{,}4432)^2\ m^2 \times 1010{,}5802\ kg/m^3}{0{,}00212 kg/m.s} = 234.089{,}3$$

Nilai Np dapat dicari dari Geankoplis, 3rd ed., Grafik 3.4-4, hal.145, [28]. Untuk nilai N_{Re} = 234.089,3, dan jenis agitator 45° *pitched six blade turbine* (kurva 3), maka didapatkan nilai Np = 1,2.

Power untuk 1 buah pengaduk :

P = 1,2 x 1010,5802 x $(150/60)^3$ x $0,4432^5$ = 324,0551 W = 0,3241 kW

Power untuk 2 buah pengaduk = 2 x 0,3241 kW = 0,6481 kW

Efisiensi motor = 80 % [25]

Power yang dibutuhkan = $\frac{0,6481}{0,8}$ kW = 0,5 kW = 0,6705 hp ≈ 0,75 hp

Dari Geankoplis 3[rd] ed., hal.148, [28], power yang dibutuhkan untuk *vigorous agitation*: (0,3 – 0,6) kW/m^3.

Power = $\frac{0,5\ kW}{1,2449\ m^3}$ = 0,3902 kW/m^3 (memenuhi)

Spesifikasi alat:

- Nama = Tangki pencampuran
- Fungsi = Untuk mencampur larutan gula dengan susu kecipir
- Bahan konstruksi = SA-240 tipe 240, grade S
- Waktu tinggal = 0,25 jam
- Diameter = 1,1080m
- Tinggi *shell* = 1,6620 m
- Pengaduk = Jenis : 45° *pitched six blade turbine*
  Diameter : 0,4432 m
  Kecepatan pengadukan : 208,7489 m/menit
  Power : 0,75 hp
  Jumlah pengaduk : 2 buah
- Jumlah tangki = 1 buah

XVII. Tangki pelarutan gula (M-243)

Fungsi : untuk melarutkan gula

Tipe : silinder tegak berpengaduk dengan tutup atas berbentuk *flat* dan tutup bawah berbentuk *dish head.*

Dasar pemilihan : cocok untuk pencampuran *liquid – solid*

1. Volume tangki

Direncanakan waktu tinggal selama 10 jam (5x operasi)

T operasi = 30 °C

Kecepatan alir gula = 135,7727 kg/jam

ρ gula = 1588 kg/m³ [8]

$$V\ gula = \frac{135{,}7727\ kg/jam}{1588\ kg/m^3} \times 10\ jam = 0{,}8550\ m^3$$

Kecepatan alir air = 543,0908 kg/jam

ρ air = 993,8926 kg/m³ [28]

$$V\ air = \frac{543{,}0908\ kg/jam}{993{,}8926\ kg/m^3} \times 10\ jam = 5{,}4643\ m^3$$

Kecepatan alir larutan gula = 135,7727 kg/jam + 543,0908 kg/jam

= 678,8635 kg/jam

V larutan gula = V gula + V air

$= (0{,}8550 + 5{,}4643)\ m^3 = 6{,}3193\ m^3 = 223{,}2959\ ft^3$

Asumsi volume larutan gula = 80 % dari volume tangki

$$Volume\ tangki = \frac{100}{80} \times volume\ larutan\ gula = \frac{100}{80} \times 6{,}3193\ m^3$$

$= 7{,}8991\ m^3 = 279{,}1199\ ft^3$

2. Dimensi tangki

Bahan konstruksi *stainless steel*,

C = *Corrosion allowance* = 3 mm [25]

S = *Allowable stress value* = 17749,9 psi [27]

E = *Efficiency* = 0,85 (*Double-welded butt join*) [26]

$$\frac{H\ shell}{D\ shell} = \frac{1,5}{1}\ [24]$$

Volume tangki = Volume *shell* + Volume *bottom*

$$279{,}1199\ ft^3 = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H\right) + 0{,}000049D^3$$

$$= \left(\frac{1{,}5 \times \pi}{4} \times D^3\right) + (0{,}000049D^3)$$

D = 6,1888 ft = 1,8863 m = 74,2650 in

r = 3,0944 ft = 0,9432 m = 37,1325 in

H *shell* = 1,5 × 6,1888 ft = 9,2831 ft = 2,8295 m

H *liquid* dalam *shell* dicari dengan persamaan :

Volume *liquid* = Volume *shell* + Volume *bottom*

$$6{,}3193\ m^3 = \left(\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H_{liquid}\right) + 0{,}000049\,D^3$$

$$6{,}3193\ m^3 = \left(\frac{\pi}{4} \times 1{,}8863^2 \times H_{liquid}\right) + (0{,}000049 \times 1{,}8863^3)$$

H *liquid* = 2,2622 m = 7,4219 ft

$$P\ operasi = \left(\frac{62{,}0189 \times 7{,}4219}{144}\right) lb/in^2 = 3{,}1965\ lb/in^2 = 3{,}1965\ psi$$

P *design* = 1,2 x 3,1965 psi = 3,8358 psi

$$t_s = \frac{P \times R}{SE - 0{,}6P} + c$$

$$t_s = \frac{3{,}8358 \text{ psi} \times 6{,}1888 \text{ ft}}{((17749{,}9 \text{ psi} \times 0{,}85) - (0{,}6 \times 3{,}8358 \text{ psi})) \times 3{,}2808 \,{}^{\text{ft}}\!/_{\text{m}}} + 3 \text{ mm}$$

$$= 0{,}4797 \text{ mm} + 3 \text{ mm} = 3{,}4797 \text{ mm} \approx {}^{3}\!/_{16} \text{ in}$$

Tebal *head* = t_{shell} = ${}^{3}\!/_{16}$ in

3. Tinggi dan Tebal *Bottom*

Tebal *bottom* dapat dicari dengan cara sebagai berikut :

OD = ID + 2.t_{shell} = 74,2650 + (2 x 3/16) in = 74,64 in ≈ 78 in (distandarisasi dari 26, p.90). Berdasarkan 26, Tabel 5.7, hal.90, untuk OD = 78 in, ts paling kecil adalah ${}^{5}\!/_{16}$ in, maka tebal shell yang digunakan adalah ${}^{5}\!/_{16}$ in. Dari 26, tabel 5.7, hal. 90, didapatkan data r = 78 in dan icr = $4\,{}^{3}\!/_{4}$ in. Untuk t_s = ${}^{5}\!/_{16}$", berdasarkan 26, tabel 5.8, p.93, didapatkan data sf = 1,5 in.

$$t_d = \frac{P \times r \times W}{2SE - 0{,}2P} + c$$

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}}\right) = \frac{1}{4} \times (3 + \sqrt{\frac{78 \text{ in}}{4\,{}^{3}\!/_{4} \text{ in}}}) = 1{,}7631$$

$$t_d = \frac{3{,}8358 \text{ psi} \times 78 \text{ in} \times 1{,}7631}{(2 \times 17749{,}9 \text{ psi} \times 0{,}85) - (0{,}2 \times 3{,}8358 \text{ psi})} + 3 \text{ mm}$$

$$= 0{,}4440 \text{ mm} + 3 \text{ mm} = 3{,}444 \text{ mm} \approx {}^{1}\!/_{4}"$$

$$AB = ID/2 - icr = (37{,}1325 - 4{,}75) \text{ in} = 32{,}3825 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = (78 - 4{,}75) \text{ in} = 73{,}25 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = 78 - \sqrt{(73{,}25)^2 - (32{,}3825)^2}$$

$$= 12{,}2966 \text{ in}$$

OA = td + b + sf = 1/4 in + 12,2966 in + 1,5 in

= 14,04661 in = 0,3568 m = 1,1705 ft

H *liquid* dalam dished *head* = 14,04661 in – ¼ in = 13,7966 in = 0,3504 m

H *liquid* total = (0,3504 + 2,2622) m = 2,6127 m = 8,5716 ft

H tangki total = H *shell* + H *bottom*

= (0,3504 + 2,8295) m = 3,1863 m = 10,4536 ft

4. Agitator

Ditetapkan :

- Jenis pengaduk yang digunakan adalah 45° *pitched six blade turbine*

  Dasar pemilihan 45° *pitched six blade turbine* : kecepatan pengadukan tinggi, cocok untuk proses pengadukan liquid dengan viskositas rendah dan sedang (<200 Pa.s) [28].
- Kecepatan agitator adalah 150 rpm

  Dasar pemilihan kecepatan 150 rpm : viskositas larutan rendah, alirannya menjadi turbulent, sehingga gula akan cepat larut [34].
- Untuk mencegah timbulnya *vorteks*, maka digunakan 4 buah *baffles*.

Berdasarkan perbandingan sistem agitator standar dari Geankoplis, 3rd ed., Table 3.4-1, p.144, [28], maka didapatkan nilai-nilai sebagai berikut :

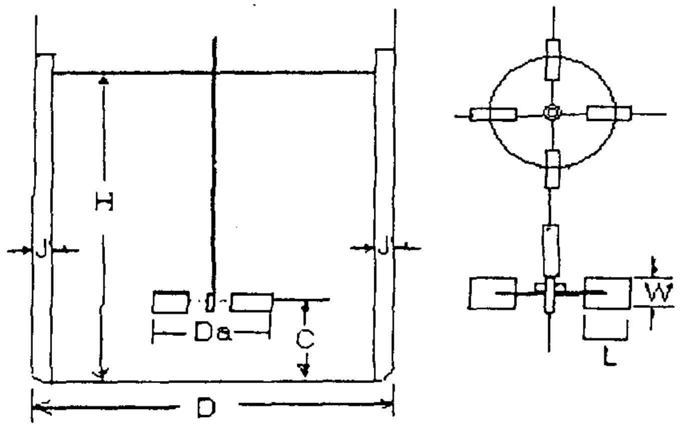
Da = 0,4 D = 0,4 × 1,8663 m = 0,7545 m = 2,4755 ft

W = $\frac{1}{5}$ Da = $\frac{1}{5}$ × 0,7545 m = 0,1509 m

L = $\frac{1}{4}$ Da = $\frac{1}{4}$ × 0,7545 m = 0,1886 m

C = $\frac{1}{3}$ D = $\frac{1}{3}$ × 1,8663 m = 0,6288 m

$J = \frac{1}{12} D = \frac{1}{12} \times 1{,}8663 \text{ m} = 0{,}5157 \text{ m}$



ρ gula = 1588 kg/m³ [8]

ρ air = 993,8926 kg/m³ [28]

$$\rho \; mixed = \frac{1}{(0{,}2/1588) + (0{,}8/993{,}8926)} = 1074{,}275 \text{ kg/m}^3$$

$$sg = \frac{\rho \text{ mixed}}{\rho \text{ air } (4^\circ \text{C})} = \frac{1074{,}275 \text{ kg/m}^3}{1000 \text{ kg/m}^3} = 1{,}0743$$

$$\text{Jumlah } impeller = \frac{sg \times H}{D} = \frac{1{,}0743 \times 2{,}2623}{1{,}8864} = 1{,}2884 \approx 2 \text{ buah}$$

Kecepatan pengadukan = π . Da . N = π x 0,7545 x 150 = 355,3905 m/menit

μ larutan gula = 34,01 cp = 0,03401 kg/m.s (Perry, 7th ed, Table.2-366, p.2-324) [8]

$$N_{Re} = \frac{(150/60) \text{ putaran/dtk} \times (0{,}7545)^2 \text{ m}^2 \times 1074{,}275 \text{ kg/m}^3}{0{,}03401 \text{ kg/m.s}} = 44.957{,}95$$

Nilai Np dapat dicari dari Geankoplis, 3rd ed., Grafik 3.4-4, hal.145, [28]. Untuk nilai N_{Re} = 44.957,95, dan jenis agitator 45° *pitched six blade turbine* (kurva 3), maka didapatkan nilai Np = 1,2

Power agitator dihitung dengan persamaan dari Geankoplis, 3rd ed, hal.145, [28] :

$$P = Np \times \rho \times N^3 \times Da^5$$

$$= 1{,}2 \times 1074{,}275 \text{ kg/m}^3 \times (150/60)^3 \times (0{,}7545)^5 \text{ m}^5$$

$$= 4926{,}531 \text{ W} = 4{,}9265 \text{ kW}$$

Power untuk dua buah pengaduk = 2 x 4,9265 kW = 9,8531 kW

Efisiensi motor = 80 % [25]

Power yang dibutuhkan = $\dfrac{9{,}8531}{0{,}8}$ kW = 12,3163 kW = 16,5162 hp ≈ 16,5 hp

Spesifikasi alat:

- Nama = Tangki pelarutan gula
- Fungsi = Untuk melarutkan gula
- Bahan konstruksi = SA-240 tipe 304, grade S
- Waktu tinggal = 10 jam
- Diameter = 1,8864 m
- Tinggi *shell* = 2,8295 m
- Tinggi tutup bawah = 0,3568 m
- Tinggi tangki total = 3,1863 m
- Tebal *shell* = 5/16 in
- Tebal *bottom* = ¼ in
- Pengaduk = Jenis : 45° *pitched six blade turbine*
  Diameter : 0,7545 m
  Kecepatan pengadukan : 355,3905 m/menit
  Power : 16,5 hp
  Jumlah pengaduk : 2 buah
- Jumlah tangki = 1 buah

XVIII. Sterilisasi (UHT) (E-244)

Fungsi : memanaskan susu kecipir dari tangki pencampuran (M-240) dengan tujuan untuk sterilisasi.

Tipe : *Plate Heat Exchanger*

Dasar pemilihan : luas permukaan perpindahan panas tinggi, *maintenance* mudah, banyak digunakan di industri makanan, membutuhkan *space* yang kecil serta harganya murah.

Perhitungan :

1. Data (*physical properties*) dari fluida panas dan fluida dingin

- Fluida panas

  Fluida yang digunakan adalah *saturated steam* 6,2 bar dengan T = 160°C

- Fluida dingin (susu kecipir dari tangki pencampuran)

  Massa alir (m_2) = 5.180,0001 kg/jam = 11.419,83 lb/hr

  Suhu masuk (t_1) = 46°C

  Suhu keluar (t_2) = 140°C

  Suhu rata-rata (t_{ave}) = 93 °C

  Cp_2 = 3,85 kJ/kg.°K = 0,919996 btu/lb.°F

  μ_2 = 0,00212 kg/m.s = 5,128068 lb/ft.h

  k_2 = 0,538 W/m^{0}K = 0,310001 btu/h.ft.°F

  ρ_2 = 1010,58 kg/m^3

2. *Perhitungan* Overall Heat Transfer Coefficient

Ditetapkan [30] :

- Bahan konstruksi untuk *plate heat exchanger* adalah *stainless steel* tipe 316

- As (luas perpindahan panas per *plate*) = 0,0733 m^2 = 0,7887 ft^2
- W (lebar plate) = 178 mm
- L (panjang plate) = 735 mm
- d *port* = 79 mm
- δ (tebal dinding *plate*) = 0,8 mm = 0,0026 ft
- b (spasi *plate* rata-rata) = 4 mm
- ϕ = 1,17
- ΔP = 0,1 psi

Dari Kern, pers.5.14, [29] :

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} = \frac{(160-46)^\circ C - (160-140)^\circ C}{\ln\left(\frac{(160-46)^\circ C}{(160-140)^\circ C}\right)} = 54{,}00852\ ^\circ C$$

$$d_e \text{ (hydraulic diameter)} = \frac{2b}{\phi} = \frac{2.4\ mm}{1{,}17} = 6{,}8376 \text{ mm} = 0{,}0224 \text{ ft}$$

FLUIDA PANAS	FLUIDA DINGIN
h *steam* = 1500 btu/hr.ft^2.°F [29]	$J_1 = \frac{2{,}5 \times (\mu_2)^{0,3}}{2 \times \Delta P} = \frac{2{,}5 \times (5{,}128068)^{0,3}}{2 \times 0{,}1} = 20{,}4125$ $J_2 = 0{,}28 \times \left(\frac{Cp_2 \times \mu_2}{k_2}\right)^{0,4} \times k_2 \times (\mu_2)^{-0,65}$ $= 0{,}28 \times \left(\frac{0{,}919996 \times 5{,}128068}{0{,}310001}\right)^{0,4} \times 0{,}310001 \times (5{,}128068)^{-0,65}$ $= 0{,}089125$ $h_2 = \frac{J_2}{J_1^{0,241}} \times \frac{m_2}{As} \times d_e^{-0,28}$ $= \frac{0{,}089125}{(20{,}4125)^{0,241}} \times \frac{111419{,}83}{0{,}7887} \times (0{,}0224)^{-0,28}$ $= 1806{,}412$ btu/h.ft^2.°F

$$Tw = \frac{T_{steam} + t_{ave}}{2} = \frac{160\ ^\circ C + 93\ ^\circ C}{2} = 126{,}5\ ^\circ C = 259{,}7\ ^\circ F$$

k logam pada Tw = 15,2 W/m.°K = 8,78 btu/h.ft.°F [31]

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_1} + \frac{1}{h_2} + \frac{\delta}{k} = \frac{1}{1500} + \frac{1}{1806,412} + \frac{0,0026}{8,78} = 0,001519201$$

U = 658,2409 btu/h.ft^2.°F

Asumsi : U_{design} lebih besar daripada U_{clean} sebesar 10%

U_{design} = 1,1 x 658,2409 btu/h.ft^2.°F = 724,06498 btu/h.ft^2.°F

= 3952,091 kJ/jam.m^2.°C

3. *Perhitungan Jumlah* Plate

$$A = \frac{Q}{U \times \Delta T_{LMTD}} = \frac{102.606,3792 \text{ kJ/jam}}{3952,091 \text{ kJ/jam.m}^2.^\circ\text{C} \times 54,0085^\circ\text{C}} = 0,4807 \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah } plate = \frac{A}{As} = \frac{0,4807\ m^2}{0,0733\ m^2} = 6,5581 \approx 7 \text{ buah}$$

4. Pengecekan *Pressure Drop*

Δ P dalam *channel*	Δ P dalam *port*
Np = 1 Nc = 7,5 Sc = W.b = 178 mm . 4 mm = 0,000712 m^2 $G = \frac{M}{Nc \times Sc} = \frac{5180,0001}{7,5 \times 0,00071}$ = 269,4549 kg/m^2.s $N_{Re} = \frac{G \times de}{\mu} = \frac{269,4549 \times 6,8376 \text{ mm}}{0,00212 \text{ kg/m.s}}$ = 869.069,0243 $f = \frac{1,17}{N_{Re}^{0,27}} = \frac{1,17}{(869.069,0243)^{0,27}}$ = 0,0292 $\Delta P = \frac{2f \times G \times L}{\rho \times de}$ $= \frac{2 \times 0,0292 \times 269,4549 \times 0,735}{1010,58 \times 0,0068376}$ = 1,67097 Pa	D *port* = 79 mm A *port* = $\pi/4 \times (79)^2 = 0,0049$ m^2 $G' = \frac{M}{A\ port} = \frac{5180,0001}{0,0049}$ = 293,6996kg/m^2.s $N_{Re} = \frac{G' \times de}{\mu} = \frac{293,6996 \times 6,8376 \text{ mm}}{0,00212 \text{kg/m.s}}$ = 647.265,4308 $f = \frac{1,17}{N_{Re}^{0,27}} = \frac{1,17}{(647.265,4308)^{0,27}}$ = 0,02848 $\Delta P = \frac{2f \times G \times L}{\rho \times de}$ $= \frac{2 \times 0,02848 \times 293,6996 \times 0,735}{1010,58 \times 0,0068376}$ = 1,7794 Pa

Δ P total = Δ P dalam *channel* + Δ P dalam *port* = (1,67097 + 1,7794) Pa

= 3,4504 Pa = 0,000401 psi = 2,7253 x 10^{-5} atm

Spesifikasi alat :

- Tipe = Plate Heat Exchanger
- Operasi = Kontinu
- Luas perpindahan panas per *plate* = 0,0733 m^2
- Lebar *plate* = 178 mm
- Panjang *plate* = 735 mm
- Jumlah *plate* = 7 buah
- Bahan konstruksi = *Stainless steel* 316
- Jumlah alat = 1 buah

XIX. Tangki Pendingin (E-245)

Fungsi : untuk mendinginkan susu kecipir setelah keluar dari sterilisator

Tipe : silinder tegak berpengaduk dengan tutup atas dan bawah *dish head* dilengkapi dengan koil pendingin

Dasar pemilihan : cocok untuk menyimpan *liquid.* Pengadukan dilakukan untuk mempercepat dan memudahkan transfer panas dari susu ke media pendingin.

1. Volume Tangki

Direncanakan waktu tinggal selama 2 jam

T operasi = 30 °C = 303 °K

Susu yang disimpan = 5180,0001 kg/jam x 2 jam = 10.360,00011 kg

ρ susu kecipir = 1010,58 kg/m^3 = 63,06019 lb/ft^3 (dari perhitungan tangki pencampuran)

$$\text{Volume susu kecipir} = \frac{10.360{,}00011 \text{ kg}}{1010{,}58 \text{ kg/m}^3} = 10{,}2515 \text{ m}^3 = 362{,}2453 \text{ ft}^3$$

Asumsi volume susu kecipir = 90 % dari volume tangki

$$\text{Volume tangki} = \frac{100}{90} \times 10{,}2515 \text{ m}^3 = 11{,}3906 \text{ m}^3 = 402{,}4948 \text{ ft}^3$$

2. Dimensi tangki

Bahan konstruksi *stainless steel,*

S = *Allowable stress value* dari SA-240 adalah 18750 psi

C = *Corrosion allowance* (c) adalah 3 mm

E = Efisiensi 0,85 (*Double welded butt joint*)

$H\ shell / D\ shell = 1{,}5/1$ [24]

Diambil : tinggi *shell* (Hs) = 1,5 . Diameter *shell* (D)

Volume *shell* = $(\pi/4).D^2.Hs = (\pi/4).D^2.1{,}5.D = (\pi/4).1{,}5.D^3$

Volume *dish head* (ft^3) = 0,000049 x D^3 (in) (Brownell and Young, eq.5.11, p.88) [26]

Volume tangki penampung = Volume *shell* + (2 .Volume *dish head*)

$$402{,}4948\ ft^3 = (\pi/4).1{,}5.D^3.\left(\frac{1ft}{12in}\right)^3 + \left(2 \times 0{,}000049 \times D^3\right)$$

$$402{,}4948\ ft^3 = 6{,}8177.10^{-4}.D^3 + 9{,}8.10^{-5}.D^3$$
$$402{,}4948 ft^3 = 7{,}7977.10^{-4}.D^3$$

$$D = 83{,}9012 in = 6{,}9918 ft = 2{,}1311 m$$
$$r = 3{,}4959 ft$$
$$Hs = 1{,}5.D = 1{,}5.(6{,}9918 ft) = 10{,}4877 ft = 3{,}1966 m$$

Volume larutan dalam *dish* = 0,000049 . D^3

$= 0{,}000049 \cdot (83{,}9012 \text{ in})^3$

$= 28{,}9401 \text{ ft}^3$

Volume larutan dalam *shell* = Vol. lart. total – Vol. lart. dalam *dish*

$= (362{,}2453 - 28{,}9401) \text{ ft}^3$

$= 333{,}3052 \text{ ft}^3$

Tinggi lart. dalam *shell* (H) = $\dfrac{vol.lart.dlm.shell}{\frac{\pi}{4}.D^2}$

$= \dfrac{333{,}3052}{\frac{\pi}{4}.(6{,}9918 ft)^2}$

$= 8{,}6855 \text{ ft}$

P operasi = P hidrostatis $= \left(\dfrac{\rho \times H}{144}\right)$ psi

$= \left(\dfrac{62{,}54184 \, lbm/ft^3 \times 8{,}6855 ft}{144}\right)$

$= 3{,}8036$ psi

P desain = 1,5 x P operasi = 1,5 x 3,8036 psi = 5,7053 psi

Tebal *Shell*

Dari Brownell and Young, pers 13.1, [26] :

$$t_s = \frac{P \times ID}{2 \times (f.E - 0{,}6P)} + c$$

dimana :

P = P desain = 5,7053 psi

ID = 6,9918 ft = 83,9012 in

Bahan konstruksi = *carbon steel* SA-283, *grade* D, dengan :

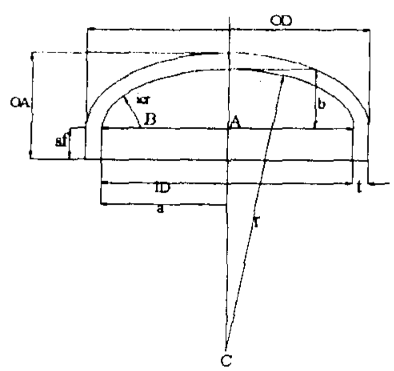
- f = strees maksimum yang diijinkan = 12650 psi [26]
- tipe sambungan = *double-welded butt joint*, dengan E = *welded-joint efficiency* = 0,8 [26]
- c = *corrosion allowance* = $\frac{1}{8}$ in

$$t_s = \frac{(5,7053psi)\times(41,9012in)}{2\times((12650\times0,8)-(0,6\times5,7053))}+\frac{1}{8}in$$

$= 0,1487 \text{ in} \approx \frac{3}{16}$ in

Tebal *dish head*

$t_s = \frac{3}{16}$ in



OD = ID + $2.t_s$

= 83,9012 in + (2 x $\frac{3}{16}$ in)

= 84,2762 in

Dari Brownell and Young, Table 5.7, [26] diperoleh :

OD standar = 84 in

Untuk OD = 84 in, dari Brownell and Young, Table 5.7, hal.90, [26], diketahui ts paling kecil adalah $\frac{5}{16}$

r (*crown radius / radius of dish*) = 84 in icr (*inside corner radius / knuckle radius*) = $5\,\frac{1}{8}$ in

$$W = \frac{1}{4}\times\left[3+\sqrt{\frac{rc}{icr}}\right] \quad [26]$$

$$= \frac{1}{4}\times\left[3+\sqrt{\frac{84}{5\,\frac{1}{8}}}\right]$$

$$= 1{,}7621$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{83{,}9012in}{2} = 41{,}9506in$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = \frac{83{,}9012in}{2} - 5\,\frac{1}{8} = 36{,}8256in$$

$$BC = r - icr = (84 - 5\,\tfrac{1}{8})\text{ in} = 78{,}875\text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 84 - \sqrt{78{,}875 - 36{,}825^2} = 14{,}2494in$$

$$t_d = \frac{P\times rc\times W}{2\times f\times E - 0{,}2\times P} + c \quad \text{(Brownell and Young, eq.7.77, p.138) [26]}$$

$$t_d = \frac{(5{,}7053psi)\times(84in)\times 1{,}7621}{2\times((12650psi)\times 0{,}8)-(0{,}2\times 5{,}7053\,psi)} + \frac{1}{8}in$$

$$= 0{,}0358\text{ in} \approx \frac{3}{16}\text{ in}$$

Dipilih panjang straight-flange (sf) = 2 in (Brownell and Young, Table 5.8, p.93) [26]

OA = td + b + sf

= ($\frac{3}{16}$ + 14,2494 + 2) in

= 16,4369 in = 1,3150 ft

Tinggi tangki keseluruhan = Tinggi shell + (2 x Tinggi dish)

$= 10{,}4877 \text{ ft} + (2 \times 1{,}3150)$

$= 13{,}1176 \text{ ft} = 3{,}9982 \text{ m}$

3. Agitator

- Jenis agitator yang digunakan adalah 45° *pitch six blade turbine*

  Dasar pemilihan 45° *pitched six blade turbine* : kecepatan pengadukan tinggi, cocok untuk proses pengadukan liquid dengan viskositas rendah dan sedang (<200 Pa.s) [28]

- Kecepatan pengaduk (N) adalah 150 rpm.

  Dasar pemilihan kecepatan 150 rpm : viskositas susu tidak terlalu tinggi, alirannya menjadi turbulent, sehingga proses pendinginan susu dapat terjadi dengan cepat dan merata [34].

- Untuk mencegah timbulnya vorteks, maka digunakan 4 buah *baffles*.

$Da = 0{,}4\ D = 0{,}4 \times 6{,}9918 \text{ ft} = 2{,}7967 \text{ ft} = 0{,}8524 \text{ m}$

$W = \frac{1}{5} Da = \frac{1}{5} \times 2{,}7967 \text{ ft} = 0{,}5593 \text{ ft}$

$L = \frac{1}{4} Da = \frac{1}{4} \times 2{,}7967 \text{ ft} = 0{,}6992 \text{ft}$

$C = \frac{1}{3} D = \frac{1}{3} \times 6{,}9918 \text{ ft} = 2{,}33059 \text{ ft}$

$J = \frac{1}{12} D = \frac{1}{12} \times 6{,}9918 \text{ ft} = 0{,}5826 \text{ ft}$

$$sg = \frac{\rho \text{ susu}}{\rho \text{ air } (4^\circ C)} = \frac{1010{,}58\ {}^{kg}\!/_{m^3}}{1000\ {}^{kg}\!/_{m^3}} = 1{,}0106$$

$$\text{Jumlah impeller} = \frac{sg \times H}{D} = \frac{1{,}0023 \times 3{,}0649 \text{m}}{2{,}1311 \text{m}} = 1{,}4534 \approx 2 \text{ buah}$$

Kecepatan pengaduk = π x Da x N = π x 0,8524 x 150 = 401,4982 m/menit

μ susu kecipir = 2,12 x 10^{-3} kg/m.s

$$N_{Re} = \frac{1010{,}58\ \text{kg/m}^3 \times {}^{150}\!/_{60} \times (0{,}8524)^2}{2{,}12 \times 10^{-3}\ \text{kg/m.s}} = 865.964{,}8$$

Nilai Np dapat dicari dari Geankoplis, 3rd ed., Grafik 3.4-4, hal.145, [28]. Untuk nilai N_{Re} = 865.964,8 dan jenis agitator 45° *pitched six blade turbine* (kurva 3), maka didapatkan nilai Np = 1,2

$$P = 1{,}2 \times 1010{,}58\ \text{kg/m}^3 \times \left({}^{150}\!/_{60}\right)^3 \times (0{,}8524)^5$$

$$= 8.528{,}75\ \text{W} = 8{,}5288\ \text{kW}$$

Power untuk dua buah pengaduk = 2 × 8,5288 kW = 17,0575 kW

Efisiensi motor diambil 80 % [25]

$$\text{Power yang dibutuhkan} = \frac{17{,}0575}{0{,}8}\ \text{kW} = 21{,}3219\ \text{kW} = 28{,}5926\ \text{hp} \approx 29\ \text{hp}$$

5. Koil Pendingin

Media pendingin : larutan NaCl

Suhu larutan NaCl masuk = 15 ^{0}C = 59 ^{0}F = 288 ^{0}K

Suhu susu masuk = 140^{0}C = 284 ^{0}F = 413 ^{0}K

Suhu susu keluar = 30 ^{0}C = 86 ^{0}F = 303 ^{0}K

Nilai Rd ditetapkan 0,001

Q yang diserap larutan NaCl = 2.159.854,3466 kJ/jam (dari neraca panas)

Massa larutan NaCl = 1.019.701 kg/jam = 2.248.033 lb/jam (dari utilitas)

k susu kecipir = 0,538 W/m.K = 0,310001 btu/jam.ft.^{0}F

cp susu kecipir= 3,85 kJ/kg.^{0}K = 0,919996 btu/lb.^{0}F

ρ susu kecipir = 1010,58 kg/m^3 = 63,06019 lb/ft^3

μ susu kecipir = 0,00212 kg/m.s = 5,12851 lb/ft.jam

k NaCl $= 51{,}6119 - 2{,}9610.10^{-1}\,(T) + 4{,}7053.10^{-4}\,(T)^2$

$= 51{,}6119 - 2{,}9610 \times 10^{-1}\,(288) + 4{,}7053 \times 10^{-4}\,(288)^2$

= 5,3627 W/m.K = 3,0972 Btu/jam.ft.°F

Cp NaCl $= 95{,}016\text{-}3{,}1081 \times 10^{-2}\,(T) + 9{,}6789 \times 10^{-7}\,(T^2) + 5{,}5116 \times 10^{-9}\,(T^3)$

$= 95{,}016\text{-}3{,}1081 \times 10^{-2}\,(303) + 9{,}6789 \times 10^{-7}\,(303^2) + 5{,}5116 \times 10^{-9}\,(303^3)$

= 85,8406 J/mol °K = 0,0858 kJ/mol.°K = 1,4667 kJ/kg.°K = 0,3503 Btu/lb.°F

$$\mu \text{ NaCl} = -0{,}9169 + \frac{1078{,}9}{T} - 7{,}6231 \times 10^{-5}\,(T) + 1{,}1105 \times 10^{-8}\,(T^2)$$

$$= -0{,}9169 + \frac{1078{,}9}{288} - 7{,}6231 \times 10^{-5}\,(288) + 1{,}1105 \times 10^{-8}\,(288^2)$$

= 2,8082 cp = 6,79596 lb/ft.jam

Ditetapkan :

Pipa yang dipakai :24" IPS, sch, dari Kern, Table 11, hal.844, [29], didapatkan :

OD = 24 in = 1,99992 ft

ID = 23,25 in = 1,9367 ft

Flow area per pipe (ap) = 23,25 in^2 = 2,949 ft^2

Outside surface per linear ft (a") = 6,823 ft^2/ft

Evaluasi perpindahan panas :

a. Bagian bejana berisi susu

$$\text{Nre} = \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu}$$

$$= \frac{2{,}7967^2\,m^2 \times \left(150/60\right) \times 1010{,}58\,kg/m^3}{0{,}00212\,kg/m.s} = 865.964{,}8$$

Dari Kern, Fig.20.2, hal.718, [29], didapatkan : jc = 2000

$$\text{ho} = \text{jc} \times \frac{k}{Dt} \times \left(\frac{cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

$$= 2000 \times \frac{0,310001}{6,9918} \times \left(\frac{0,919996 \times 5,12851}{0,310001}\right)^{1/3} \times \left(\frac{5,12851}{5,12851}\right)^{0,14}$$

$= 219,558$ Btu/jam.ft^2.^{0}F

b. Bagian pipa (*koil*) berisi berisi larutan NaCl

W = 2.248.033 lb/jam

ap = 425 in^2 = 2,949 ft^2

$$\text{Gp} = \frac{\text{W}}{\text{ap}} = \frac{2.248.033\ ^{lb}/_{jam}}{2.949\ ft^2} = 762.296,1308\ \text{lb/ft}^2\text{.jam}$$

$$\text{Nre} = \frac{\text{ID} \times \text{Gp}}{\mu} = \frac{1,9367\ \text{ft} \times 762.296,1308\ \text{lb/ft}^2\text{.jam}}{6,79596\ \text{lb/ft.jam}} = 217.240,5961$$

Dari Kern, Fig. 24, hal.834, [29], untuk harga Nre = 217.240,5961, didapatkan j_H = 800

$$\text{hi} = j_H \times \frac{k}{ID} \times \left(\frac{cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

$$= 800 \times \frac{3,0975}{1,9367} \times \left(\frac{0,3522 \times 6,79596}{3,0975}\right)^{1/3} \times \left(\frac{6,79596}{6,79596}\right)^{0,14}$$

$= 988,67599$ Btu/jam.ft^2.^{0}F

$$\text{hio} = hi \times \frac{\text{ID}}{\text{OD}} = 988,67599 \times \frac{1,9367}{1,9999} = 957,4351\ \text{Btu/jam.ft}^2.^0\text{F}$$

$$\text{Uc} = \frac{\text{hio} \times \text{ho}}{\text{hio} + \text{ho}} = \frac{957,4351 \times 219,558}{957,4351 + 219,558} = 178,6013\ \text{Btu/jam.ft}^2.^0\text{F}$$

$$\text{U}_\text{D} = \frac{1}{1/_{\text{Uc}} + \text{Rd}} = \frac{1}{1/_{178,6013} + 0,001}\ \text{btu/jam.ft}^2.^o\text{F}$$

$= 151{,}5367\ \text{btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F} = 3.098{,}0005\ \text{kJ/h.m}^2.^\circ\text{C}$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{2.159.854{,}35\ {}^{kJ}\!/_{jam}}{3.098{,}0005\text{kJ/jam.m}^2.^\circ\text{C} \times (30 - 15)\ ^\circ\text{C}}$$

$$= 46{,}4785\ \text{m}^2 = 400{,}2755\ \text{ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{400{,}2755\text{ft}^2}{6{,}823\ {}^{\text{ft}^2}\!/_{\text{ft}}} = 73{,}32193\ \text{ft}$$

dc = Diameter koil, diambil $= 0{,}85 \times Di_{vessel}$

$= 0{,}85 \times 6{,}9918$ ft

$= 5{,}943$ ft

rc = jari-jari koil = 0,5 .. '. = 0,5 x 5,943 ft = 2,9715 ft

Volume koil = Volume silinder $= \pi \times rc^2 \times L$

$= 3{,}14 \times 2{,}9715^2 \times 73{,}32193 = 2032{,}904\ \text{ft}^3 = 57{,}5312\ \text{m}^3$

$$nc = \frac{L}{\pi \times dc} = \frac{73{,}3219 ft}{\pi \times (5{,}943 ft)} = 3{,}9291 \approx 4$$

sc = spasi koil, diambil 2 in

hc = ((nc – 1) x (do + sc)) + do

= ((4 - 1) x (24 + 2)) + 24

= 102 in = 8,16 ft = 2,4872 m

Pengecekan :

Tinggi liquida di bagian silinder = 8,6855 ft

hc < ls (memenuhi)

Spesifikasi alat :

- Nama = Tangki Pendingin

- Fungsi = Untuk mendinginkan susu kecipir setelah proses sterilisasi.
- Bahan konstruksi = *Stainless steel* SA-240 tipe 304
- Diameter tangki = 2,131:
- Tinggi *shell* = 3,1966 m
- Tinggi *dish* = 0,4563 m
- Tinggi tangki total = 4,0727 m
- Tebal *shell* = $5/16$"
- Tebal *dish* = $3/16$"
- Agitator = Jenis : 45° pitched six blade turbine
  Diameter : 0,8524 m
  Kecepatan pengadukan : 401,4982 m/menit
  Power : 29 hp
  Jumlah *impeller* : 2 buah
- Koil pendingin = Media pendingin : Larutan NaCl
  Jumlah koil : 4 buah
  Luas permukaan : 46,4785 m^2
  Tinggi *koil* : 2,4872 m
- Jumlah tangki = 1 buah

XX. Pompa (L-242)

Fungsi : mengalirkan susu kecipir dari tangki pencampuran (M-240) ke alat sterilisasi (UHT) (E-244)

Tipe : *Centrifugal pump*

Dasar pemilihan : ekonomis dan efektif untuk mengalirkan liquid berviskositas rendah dengan kapasitas besar.

T = 46 °C

Massa *slurry* kecipir masuk = 5180,0001 kg/jam = 1,438889 kg/s

ρ slurry = 1010,58 kg/m^3 (dari perhitungan tangki pencampuran)

= 62,41013 lb/ft^3 (dari perhitungan tangki Penampungan I)

Debit *slurry* kedelai masuk = $\dfrac{5180{,}0001 \ \text{kg/jam}}{1010{,}58 \ \text{kg/m}^3}$

= 5,1258 m^3/jam = 0,05026 ft^3/s

μ susu kecipir = 0,00212 kg/m.s = 0,001425 lbm/ft.s [28]

Dari Peter and Timmerhaus, 7th ed., hal. 496 dan 888, [25], didapat :

ID opt = 3,9 x $Q_f^{0,45}$ x $\rho^{0,13}$ = 3,9 x (0,05026)^{0,45} x (62,41013)^{0,13} = 1,7378 in

Dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran 2 in, schedule 40, dari Geankoplis, 3rd ed., App. A.5, [28], diperoleh :

ID = 2,067 in = 0,1722 ft; OD = 2,375 in; A = 0,0233 ft^2

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0{,}05026 \ \text{ft}^3/\text{detik}}{0{,}0233 \ \text{ft}^2} = 2{,}1572 \ \text{ft/s} = 0{,}6575 \ \text{m/s}$$

$$N_{Re} = \frac{D \times v \times \rho}{\mu} = \frac{0{,}17281 \times 2{,}1572 \times 62{,}41013}{0{,}001425} = 16.272{,}33 \ \text{(turbulen)}$$

Dari Geankoplis, 3rd ed., pers. 2.7-28, [28] :

$$\frac{1}{2.\alpha.g_c} \times \left(v_2^2 - v_1^2\right) + \frac{g}{g_c} \times \left(z_2 - z_1\right) + \frac{p_2 - p_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

dimana : $\Delta Z = Z_2 - Z_1 = 2,5 - (1,3296 + 0,5) = 0,6704$ m

$v_1 = 0$

$v_2 = 2,1572$ ft/s

$\Delta P_{pompa} = \Delta P_{total\ pada\ UHT} = 2,7253.10^{-5}$ atm $= 0,0577$ lbf/ft^2

Perhitungan ΣF :

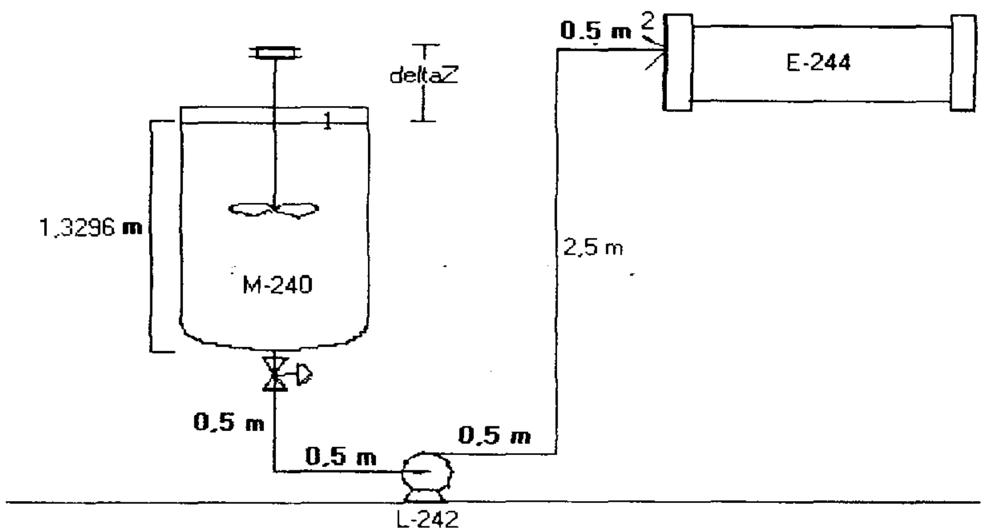
1. Friksi karena kontraksi dari tangki ke pipa :

Kc = 0,55 (1-(A $_{pipa}$/A $_{tangki}$))

$A_{pipa}/A_{tangki} = 0$; karena A $_{tangki}$ jauh lebih besar dibanding A_{pipa} sehingga :

Kc = 0,55

$$hc = Kc \times \frac{v_2^{\;2}}{2.\alpha.g_c} = 0,55 \times \frac{2,1572^{\;2}}{2 \times 1 \times 32,174} = 0,0398 \text{ ft.lbf/lbm}$$



2. *Losses* karena friksi pada pipa lurus, *fitting* dan *valve*

Panjang pipa lurus = 4,5 m = 14,7636 ft

Dalam sistem digunakan 3 buah *elbow* 90° dengan Le/D = 35, dan 1 buah *gate valve* dengan Le/D = 9

Le = ((3 × 35) + (1 × 9)) × 0,1722 ft = 114 × 0,1722 ft = 19,6287 ft

Δ L = panjang total = 14,7636 ft + 19,6287 ft = 34,3923 ft

Commercial steel : E = 0,00015 ft

$$\frac{E}{D} = \frac{0,00015}{0,1722} = 0,0029 \rightarrow f = 0,008$$

$$F_f = \frac{4 \times f \times \Delta L \times v^2}{D \times 2g_c} = \frac{4 \times 0,008 \times 34,3923 \times 2,1572^2}{0,1722 \times 2.32,174} = 0,4623 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\Sigma F = hc + F_f = (0,039776 + 0,4623) \text{ ft.lbf/lbm} = 0,4138 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Sehingga :

$$\frac{1}{2 \times 1 \times 32,174} \times (2,1572^2 - 0) + \frac{32,174}{32,174} \times 0,6704 + \frac{0,0577}{62,41013} + 0,50203 + W_s = 0$$

-Ws = 1,2457 ft.lbf/lbm

Efisiensi pompa (η) = 50%

$$\text{Brake hp} = \frac{-w_s \times m}{\eta \times 550}$$

$$= \frac{1,2457 \times 3,1722}{0,52 \times 550} = 0,0138 \text{ hp}$$

Dari Peter and Timmerhaus, 7th ed., Fig.14-38, hal.521, [25], untuk BHP = 0,0138 hp, didapatkan efisiensi motor = 80%.

Sehingga dipakai pompa dengan motor =0,0138/0,80 hp = 0,0173 hp ≈ 0,25 hp

Spesifikasi alat :

- Fungsi : Mengalirkan susu kecipir dari tangki pencampuran ke alat sterilisasi (UHT)

- Tipe : *Centrifugal pump*
- Rate aliran pompa : 5,1258 m^3/jam
- Ukuran pipa : 2 in sch 40
- Power motor : 0,25 hp
- Bahan konstruksi : *Stainless steel*
- Jumlah : 1 buah

XXI. Cyclone **(H-122)**

Fungsi : memisahkan kulit ari biji kecipir agar tidak terbawa udara keluar

Tipe : *cyclone separator*

Kondisi operasi : T = 30 °C = 303 °K

P = 1 atm = 14,7 psia

BM udara = 29 kg/kgmol

Massa udara = 2.196,9744 lb/jam

Perhitungan :

$$\text{Pudara} = \frac{\text{BM}}{\text{Vo}} \times \frac{Po}{P} \times \frac{To}{T} \times 1lbmol = \frac{29}{395} \times \frac{14,7}{14,7} \times \frac{303}{303} \times 1lbmol = 0,0734 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Laju gas} = \frac{2.196,9744}{0,0734} = 29.931,5313 \text{ ft}^3\text{/jam} = 8,3143 \text{ ft}^3 \text{ / det}ik$$

Kecepatan gas = 50 – 75 ft/s [8]

Ditetapkan kecepatan gas = 75 ft/s

Luas penampang gas masuk = 8,3143/75 = 0,1109 ft^2 = 15,9696 in^2

Dari Perry, 7^{ed}, hal.20-84 : AC = BC x HC

HC = 2 x BC

AC = 2 x BC^2

AC = 15,9696 in^2 = 2 x BC^2, BC = 2,8257 in

HC = 2 x BC = 5,6518 in

DC = 2 x HC = 11,30296 in

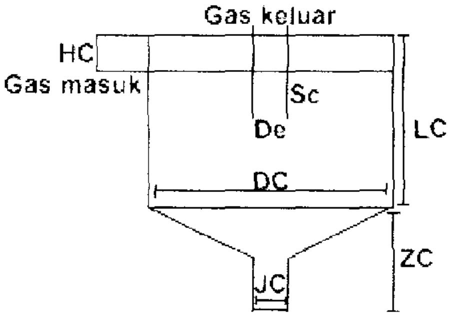
De = DC/2 = 5,6518 in

LC = 2 x DC = 22,6059 in

Sc = DC/8 = 1,4129 in

Zc = 2 x DC = 22,6059 in

JC = DC/4 = 2,8257 in



Spesifikasi alat :

- Tipe : *Cyclone separator*
- Ukuran : AC = 15,9696 in^2

  BC = 2,8257 in

  HC = 5,6518 in

  DC = 11,30296 in

  De = 5,6518 in

  LC = 22,6059 in

  Sc = 1,4129 in

  Zc = 22,6059 in

  Jc = 2,8257 in

APPENDIX D

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

APPENDIX D

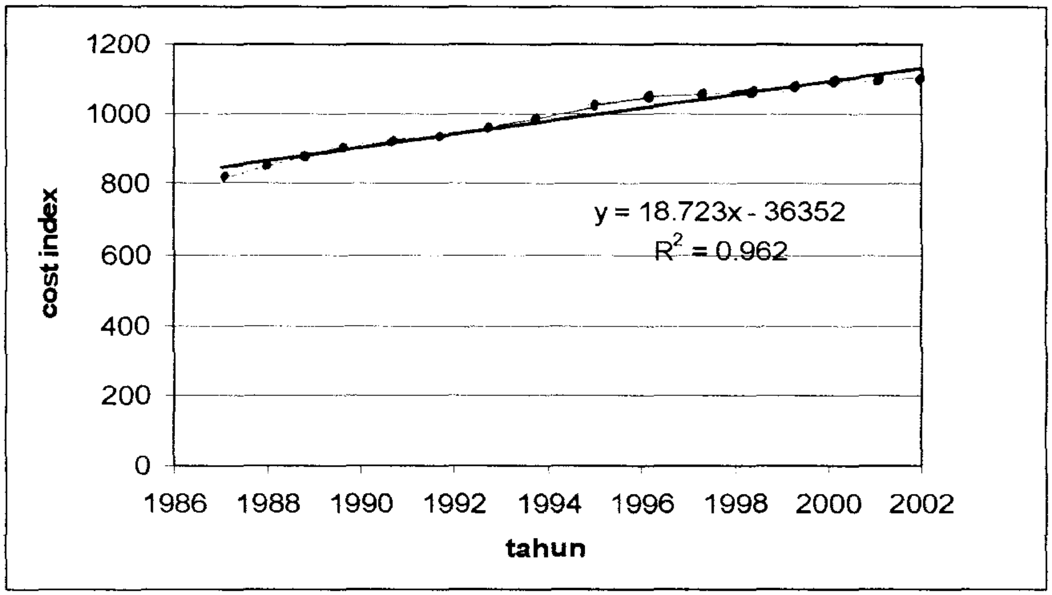
PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Harga peralatan sering mengalami perubahan karena kondisi ekonomi. Oleh karena itu, untuk memperkirakan harga peralatan sekarang diperlukan suatu indeks yang dapat mengkonversikan harga peralatan sebelumnya menjadi harga sekarang. Metode yang digunakan untuk menentukan harga peralatan adalah metode *Cost Index* yang dihitung dengan persamaan :

$$\text{Harga alat saat ini} = \frac{\text{Cost index saat ini}}{\text{Cost index pada tahun A}} . \text{Harga Alat pada Tahun A}$$

D.1. Perhitungan Harga Peralatan

Cost index yang digunakan adalah dari *Marshall & Swift Cost Index*. Diperkirakan pabrik Susu Kecipir mulai didirikan tahun 2009, sehingga dengan extrapolasi dari linierisasi data-data tahun sebelumnya didapatkan :



Gambar D.1 Grafik hubungan *cost index* vs tahun

Cost Index Marshall & Swift pada tahun 2007 = 1.225,061

Cost Index Marshall & Swift pada tahun 2009 = 1.262,507

Contoh perhitungan :

Nama alat : Tangki larutan $NaHCO_3$

Kapasitas : 3,3999 m^3

Bahan konstruksi : *Stainless steel* 304 grade S

Harga Tahun 2007 : Rp 65.000.000,00 (PT. Meco)

$$\text{Harga Tahun 2009} = \frac{1.262,507}{1.225,061} \times Rp\, 65.000.000,00 = \text{Rp } 66.986.831,68$$

Dengan cara yang sama, harga peralatan disajikan pada Tabel D.1 untuk alat-alat proses dan Tabel D.2 untuk alat - alat utilitas.

Tabel D.1. Tabel harga alat proses

Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga 2007 (Rp)	Harga 2009 (Rp)	Harga total 2009 (Rp)
J-112 J-121 J-123	*Chain conveyor*	3	11.400.000	11.748.459,71	35.245.379,13
H-113	Saringan	1	73.331.348,10	75.572.841,10	75.572.841,10
M-115	Tangki larutan $NaHCO_3$	1	65.000.000	66.986.831,68	66.986.831,68
M-110	Tangki pemasakan	2	75.000.000	77.292.498,09	154.584.996,18
C-120	Pengupasan kulit	1	150.000.000	154.584.996,18	154.584.996,18
C-210	Penggilingan	1	200.000.000	206.113.328,23	206.113.328,23
M-220	Tangki ekstraksi	1	225.000.000	231.877.494,26	231.877.494,26
F-221	Tangki penampungan I	1	215.000.000	221.571.827,85	221.571.827,85
L-221 L-241 L-242	Pompa	3	2.000.000	2.061.133,28	6.183.399,85
H-220	*Plate and Frame Fiter Press*	2	150.000.000	154.584.996,18	309.169.992,35
F-232	Tangki penampungan II	1	195.000.000	200.960.495,03	200.960.495,03
M-240	Tangki pencampuran	1	84.766.778,61	87.357.814,32	87.357.814,32
M-243	Tangki pelarutan gula	1	151.000.000	155.615.562,82	155.615.562,82
E-244	Sterilisasi	1	700.000.000	721.396.648,82	721.396.648,82
H-122	*Cyclone*	1	74.966.699,79	77.258.180,00	77.258.180,00
TOTAL					2.704.479.787,79

Tabel D.2 Tabel harga alat utilitas

Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga 2007 (Rp)	Harga total 2009 (Rp)
L-410	Pompa	1	2.000.000	2.061.133,28
F-411	Tangki penampung I	1	50.000.000	51.528.332,06
L-412	Pompa	1	2.000.000	2.061.133,28
H-413	*Sand filter*	1	125.000.000	128.820.830,15
F-414	Tangki penampung II	1	50.000.000	51.528.332,06
L-415	Pompa	1	2.000.000	2.061.133,28
H-416	*Carbon filter*	1	125.000.000	128.820.830,15
F-417	Tangki penampung III	1	50.000.000	51.528.332,06
L-418	Pompa	1	2.000.000	2.061.133,28
H-419	Demineralisasi	1	125.000.000	128.820.830,15
F-420	Tangki penampung IV	1	50.000.000	51.528.332,06
	Boiler	1	400.000.000	412.226.656,47
	Tangki penampung bahan bakar	1	150.000.000	154.584.996,18
	Genset	1	120.000.000	123.667.996,94
	Refrigerator	1	95.000.000	97.903.830,91
TOTAL				1.389.203.832,30

Total harga alat = biaya alat proses + biaya alat utilitas

= Rp 2.704.479.787,79 + Rp 1.389.203.832,30

= Rp 4.093.683.620,09

D.2. Perhitungan Harga Bahan Baku

Contoh perhitungan :

Kecipir diperoleh dari supplier-supplier di seluruh Indonesia dengan harga = Rp 2.000/kg. Dalam 1 hari dibutuhkan 545,8199 kg kecipir /hari.

Kebutuhan kecipir setahun = 545,8199 kg/hari . 330 hari/ tahun

= 4.322.893,61 kg/tahun

Jadi : harga beli = Rp 2.000/kg × 4.322.893,61 kg/tahun = Rp 8.645.787.216

Dengan cara yang sama, maka diketahui harga bahan baku seperti terlihat pada Tabel D.3.

Tabel D.3. Harga bahan baku

Bahan	Rp/kg	Kg/hari	kg/thn	harga/thn (Rp)
Kecipir	2.000	545,8199	4.322.893,61	8.645.787.216
$NaHCO_3$	13.000	6,7886	53.765,71	698.954.256
Gula	6.500	135,7727	1.075.319,78	8.602.558.272
TOTAL				17.947.299.744

D.3. Perhitungan Harga Utilitas

Perhitungan harga utilitas terdiri dari biaya zeolit, NaCl untuk regenerasi, refrigerant, harga bahan bakar dan harga listrik. Contoh perhitungan biaya listrik diambil dari bab utilitas diketahui bahwa lumen output dari pos keamanan adalah 5164,8 lumen. Efficacy dari lampu Fluorescent adalah 85 lumen/watt. Sehingga,

$$\text{power} = \frac{5164{,}8 \text{ lumen}}{85 \text{ lumen/watt}} = 0{,}0608 \text{ kW}$$

Berdasarkan sumber dari PLN, biaya listrik luar beban puncak (LWBP) untuk industri adalah Rp 660/kWh sedangkan biaya listrik beban puncak (WBP) pada jam 17.00-22.00 adalah Rp 1.220/kWh. Lampu di pos keamanan menyala selama 12 jam/hari, yaitu dari jam 17.00 – 05.00 maka biaya listrik dihitung sebagai berikut:

a. Pada waktu beban puncak (17.00-22.00)

kWh = 5 jam x 0,0608 kW = 0,3038 kWh

Harga listrik WBP = 0,3038 kWh x Rp. 1.220/kWh = Rp. 340,8636/hari

b. Pada waktu beban diluar puncak

kWh = 7 jam x 0,0608 kW = 0,4253 kWh

Harga listrik LWBP = Rp 660/kWh × 0,4253 kWh = Rp 280.698/hari

Dengan cara yang sama, biaya listrik dihitung sebagai berikut :

Tabel D.4. Biaya listrik dari lampu

Ruang	**Lumen Output**	**Efficacy**	**Waktu**	**kW**	**kWh (WBP)**	**kWh (LWBP)**	**WBP**	**LWBP**
Pos keamanan	5164,8	85	12	0,0608	0,3038	0,4253	267,3544	187,1480
Parkir roda dua	139,8	40	12	0,3497	1,7485	2,4479	1538,6800	1077,0760
Parkir roda empat	8608	40	12	0,2152	1,0760	1,5064	946,8800	662,8160
Kantor	75320	85	24	0,8861	4,4306	16,8362	3898,9176	7407,9435
Area proses	430400	40	24	10,7600	53,8000	204,4400	47344,0000	89953,6000
Gardu PLN	484,2	85	12	0,0057	0,0285	0,0399	25,0645	17,5451
Generator	968,4	85	12	0,0114	0,0570	0,0798	50,1289	35,0903
Utilitas	96840	40	24	2,4210	12,1050	45,9990	10652,4000	20239,5600
Gudang Bahan Baku	19368	40	24	0,4842	2,4210	9,1998	2130,4800	4047,9120
Gudang Barang Jadi	18830	40	24	0,4708	2,3538	8,9443	2071,3000	3935,4700
Bengkel	7747,2	85	12	0,0911	0,4557	0,6380	401,0315	280,7221
Toilet	7747,2	85	12	0,0911	0,4557	0,6380	401,0315	280,7221
Klinik	2582,4	85	12	0,0304	0,1519	0,2127	133,6772	93,5740
Taman dan jalan	354757,2	40	12	8,8689	44,3447	62,0825	39023,2920	27316,3044
Pengolahan Limbah	6456	40	12	0,1614	0,8070	1,1298	710,1600	497,1120
Musholla+wudhu	2582,4	85	12	0,0304	0,1519	0,2127	133,6772	93,5740
Total							109.728,0748	156.126,1696

Tabel D.5. Biaya listrik dari alat

Alat	hp	kW	kWh (WBP)	kWh (LWBP)	WBP	LWBP
Proses	68,82	51,32	256,6	4.875,31	225.803,93	2.145.137,29
Utilitas	1,27	0,95	4,75	90,16	4.177,14	39.682,86
Total					229.981,07	2.184.820,15

Total biaya = Rp 109.728,0748 + Rp 156.126,1696 + Rp 229.981,07

+ Rp 2.184.820,15

= Rp 2.680.655,46/hari = Rp 884.616.303,17/tahun

Tabel D.6. Biaya utilitas

Biaya	Kg/thn atau L/thn	Rp/kg atau Rp/L	Harga/thn (Rp)
U/ regenerasi			
Pasir Silika	2.118	30.000	63.540.000
Karbon aktif	1.100	2.000	2.200.000
Zeolit	17.915	25.000	447.875.000
NaCl	4.875	5.000	24.375.000
Bahan Bakar			
Solar	9.356,04	6.000	56.136.240
Refrigerant			
Lar Brine	84.975,09	110.000	9.347.250.000
Ammonia	3.482,05	200.000	696.400.000
Air			
Air PDAM	4.841.100	6.000	29.046.600.000
TOTAL			39.684.376.240

D.4. Perhitungan Harga Bahan Kemas

Produk susu kecipir dikemas dengan kemasan multilapis (200 ml)

Tabel D.7. Harga bahan kemasan

Jenis kemasan	Kebutuhan per tahun	Harga per satuan	Harga total
Kemasan multilapis	198.000.000	400	79.200.000.000
1 kardus berisi 120 kemasan	16.500.000	1500	2.475.000.000
TOTAL			81.675.000.000

D.5. Perhitungan Harga Jual Produk

Produk yang dihasilkan adalah 120.000 liter per hari. Sehingga dalam waktu satu tahun, produk yang dihasilkan = 120.000 liter/hari . 330 hari per tahun = 39.600.000 liter/tahun.

Produk dikemas dalam bentuk kemasan multilapis 200 ml. Jadi total susu kecipir yang dihasilkan adalah :

Kemasan 200 ml = 39.600.000 liter/tahun / 0.2 L/kemasan

= 198.000.000 kemasan/thn

Tabel D.8 Tabel harga produk

Penjualan	Jumlah (L/tahun)	Jumlah kemasan	Harga/kemasan (Rp)	Penjualan Total (Rp)
Susu kecipir	39.600.000	198.000.000	950	188.100.000.000

D.6. Perhitungan Gaji Karyawan

Jumlah karyawan di pabrik Susu Kecipir adalah 163 orang yang terdiri dari :

1. Karyawan non shift

   Karyawan yang bekerja non shift adalah karyawan di bidang keuangan, personalia, pemasaran, pegawai R&D, dan pegawai *cleaning service* dengan jam kerja Senin-Jumat pukul 08.00-17.00.

2. Karyawan shift

   Karyawan yang bekerja shift terdiri dari pegawai kesehatan, pegawai bagian bengkel, bagian *Quality Control*, bagian produksi, bagian utilitas, satpam, pegawai gudang. Jam kerja karyawan shift adalah dari hari Senin – Minggu dengan jadwal :

   Shift A: pukul 07.00-15.00

   Shift B: pukul 15.00-23.00

   Shift C: pukul 23.00-07.00

   Shift D : Libur

Pergantian shift dilakukan setiap tiga hari sekali seperti terlihat dalam Tabel D.9

Tabel D.9.Shift pergantian kerja

Shift	Hari								
	Senin	Selasa	Rabu	Kamis	Jumat	Sabtu	Minggu	Senin	Selasa
1	A	A	A	B	B	B	C	C	C
2	B	B	B	C	C	C	D	D	D
3	C	C	C	D	D	D	A	A	A
Libur	D	D	D	A	A	A	B	B	B

Gaji dari masing-masing pegawai dapat dilihat pada tabel D.10.

Tabel D.10. Gaji Keseluruhan

Jabatan	Jumlah (orang)	Gaji/bln (Rp)	Total Gaji/bln (Rp)
Direktur Utama	1	20.000.000	20.000.000
Sekretaris Direksi	1	1.500.000	1.500.000
Direktur Manufaktur	1	5.000.000	5.000.000
Direktur Pemasaran	1	5.000.000	5.000.000
Direktur Keuangan & Administrasi	1	5.000.000	5.000.000
Sekretaris	3	1.500.000	4.500.000
Manajer Teknik	1	3.500.000	3.500.000
Manajer Produksi	1	3.500.000	3.500.000
Manajer R&D	1	3.500.000	3.500.000
Manajer Pemasaran	1	3.500.000	3.500.000
Manajer Pembelian	1	3.500.000	3.500.000
Manajer Keuangan	1	3.500.000	3.500.000
Manajer Administrasi	1	3.500.000	3.500.000
Kepala Produksi	1	3.000.000	2.000.000
Karyawan Proses	30	800.000	24.000.000
Staff Gudang Bahan Baku	2	900.000	1.800.000
Karyawan Gudang Bahan Baku	9	800.000	7.200.000
Staff Gudang Bahan Jadi	2	900.000	1.800.000
Karyawan Gudang Bahan Jadi	9	800.000	7.200.000
Karyawan Teknik	3	1.000.000	3.000.000
Karyawan QC & QA	9	1.000.000	9.000.000
Karyawan Pemasaran (Promosi)	3	800.000	2.400.000
Staff Pembelian	2	900.000	1.800.000
Staff Keuangan	2	900.000	1.800.000
Kepala HRD	1	2.000.000	2.000.000
Staff HRD	2	900.000	1.800.000
Kepala Keamanan	1	1.000.000	1.000.000
Satpam	6	800.000	4.800.000
Kepala Kesehatan	1	1.200.000	1.200.000
Tim Kesehatan	6	1.000.000	6.000.000
Cleaning Service	9	600.000	5.400.000
TOTAL	113	-	144.300.000

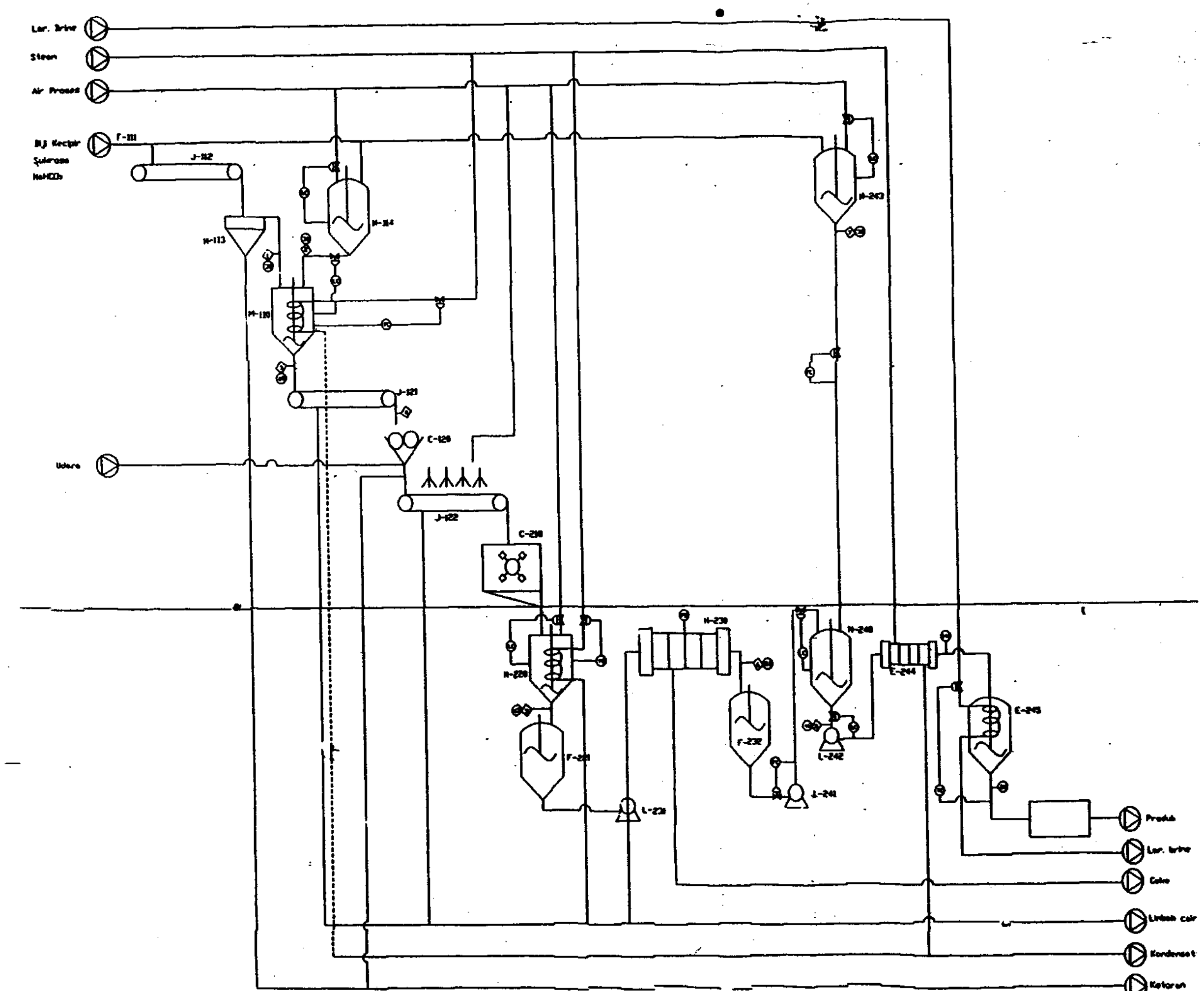
Gaji karyawan dalam 1 tahun dihitung sebanyak 13 bulan gaji (1 bulan gaji digunakan untuk tunjangan hari raya karyawan).

Gaji karyawan dalam 1 tahun = Rp 144.300.000 x 13 bulan

= Rp 1.875.900.000

D.7. Perhitungan Harga Tanah dan Bangunan

Luas tanah	= 8400 m^2
Luas bangunan	= 7408 m^2
Harga tanah per m^2	= Rp 600.000
Harga bangunan per m^2	= Rp 1.000.000
Harga tanah total	= Rp 5.040.000.000
Harga bangunan	= Rp 7.408.000.000
Total seluruh	= Rp 12.448.000.000



Kode	Keterangan Gambar
F-111	Gudang biji kecipir
J-112	Chain Conveyor
H-113	Suringan
F-114	Tangki Larutan $NaHCO_3$
H-110	Tangki Perendaman
J-121	Chain Conveyor
C-120	Pengupasan Kulit
J-122	Chain Conveyor
C-210	Penggilingan
H-220	Tangki Ekstraksi
F-221	Tangki Penampungan I
L-231	Pompa
H-230	Filter Press
F-232	Tangki Penampungan II
L-241	Pompa
L-242	Pompa
H-243	Tangki Sukrosa
H-240	Tangki Pencampuran
E-244	Sterilisasi
E-245	Tangki Pendinginan

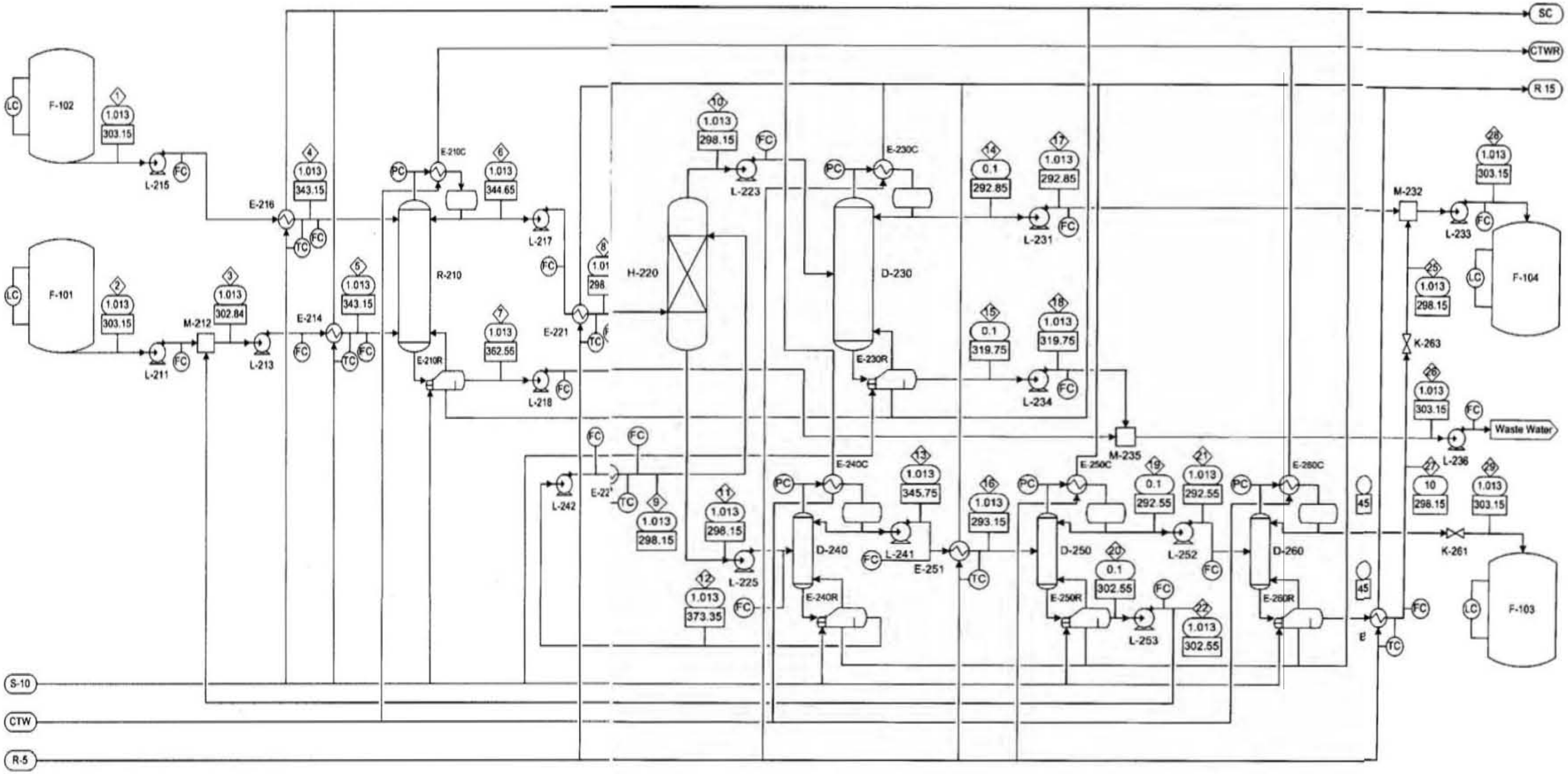
Keterangan Gambar

○ Suhu, (celcius)

◇ no. aliran

No aliran / Komponen	1	2	3	4	5	6	7	8
Biji Kecipir								
- Protein	178,1338	-	178,1338	178,1338	163,8718	-	-	-
- Karbohidrat	198,2281	-	198,2281	198,2281	57,4069	-	-	-
- Lemak	92,3254	-	92,3254	92,3254	124,1286	-	-	-
- Abu	22,2667	-	22,2667	22,2667	19,4576	-	-	-
- Air	52,1367	1.350,9384	1.403,0751	376,3619	323,8107	-	-	-
- $NaHCO_3$		6,7886	6,7886	1,6293	1,3110	-	-	-
Slurry Kecipir								
- Protein	-	-	-	-	-	153,0386	-	153,0386
- Karbohidrat	-	-	-	-	-	101,2756	-	101,2756
- Lemak	-	-	-	-	-	54,0136	-	54,0136
- Abu	-	-	-	-	-	10,3526	-	10,3526
- Air	-	-	-	-	-	4.181,5559	543,0908	4.724,6467
- $NaHCO_3$	-	-	-	-	-	0,9002	-	0,9002
- Gula	-	-	-	-	-	-	135,7727	135,7727

Gambar II.2 Flowsheet Pembuatan Susu Kecipir



Stream ID

Pressure (bar)

Temperature (K)

Equip ID	Equipment Name
F-101	Ethanol raw material storage tank
F-102	Acetic acid raw material storage tank
F-103	Side product storage tank
F-104	Ethyl acetate product storage tank
R-210	Reactive distillation reactor
H-220	Extraction column
D-230	Distillation tower
D-240	Distillation tower
D-250	Distillation tower
D-260	Distillation tower
E-214	Heater
E-216	Heater
E-221	Cooler
E-222	Cooler
E-251	Cooler
E-262	Cooler
L-211	Pump
L-213	Pump
L-215	Pump
L-218	Pump
L-225	Pump
L-231	Pump
L-233	Pump
L-234	Pump
L-236	Pump
L-242	Pump
L-252	Pump
L-253	Pump
M-212	Mixer
M-232	Mixer
M-235	Mixer

Stream ID	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Ethanol	0.0	1,313.2	1,986.4	0.0	1,986.4	789.7	69.1	789.7	0.0	0.0	789.7		789.7	0.0	0.0
Acetic Acid	1,500.0	0.0	0.8	1,500.0	0.8	30.7	0.4	30.7	67.2	29.9	68.0	[illegible]	0.8	0.0	29.9
Ethyl Acetate	0.0	0.0	0.7	0.0	0.7	2,156.9	0.0	2,156.9	0.0	1,481.4	675.5		675.5	1,481.4	0.0
Water	0.0	86.8	89.1	0.0	89.1	118.4	411.7	118.4	4,503.3	114.7	4,507.0	4,50	3.7	0.5	114.1

Stream ID	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26		28	29
Ethanol	789.7	0.0	0.0	116.5	673.2	116.5	673.2	113.5	3.0	3.0	69.1	3.0	3.0	113.5
Acetic Acid	0.8	0.0	29.9	0.0	2.3	0.0	2.3	0.0	0.0	0.0	30.3	0.0	0.0	0.0
Ethyl Acetate	675.5	1,481.4	0.0	674.8	0.8	674.8	0.8	106.0	568.8	568.8	0.0	8.8	2,050.2	106.0
Water	3.7	0.5	114.1	1.4	0.7	1.4	0.7	1.4	0.0	0.0	525.8	0.0	0.5	1.4