APPENDIX A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas produksi = 11880 ton kalsium laktat/tahun

Operasi pabrik = 24 jam/hari

= 330 hari/tahun

Kebutuhan bahan baku = 1263,5 kg corn sugar/jam

Satuan perhitungan = kg/jam

Basis 100 kg bahan baku (corn sugar) dengan komposisi:

- Dekstrosa	87,2 %
- Maltosa	3,0 %
- Fruktosa	0,5 %
- Air	9,1 %
- Kotoran	0,2 % +
	100 %

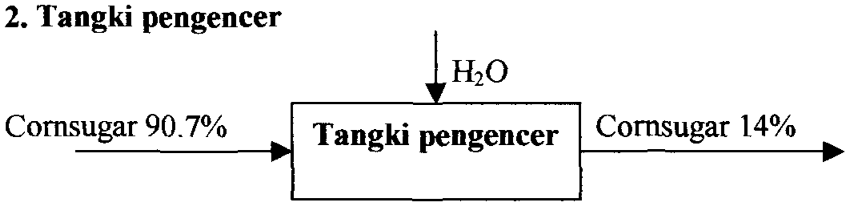
1. Tangki Penyimpan

Fungsi untuk menyimpan persediaan corn sugar 90,7 %

Neraca massa larutan Dekstrosa

Bahan	Masuk (kg)	Keluar (kg)
Cornsugar	1263,5	1263,5
Total	1263,5	1263,5

2. Tangki pengencer



Fungsi : untuk membuat cornsugar dari konsentrasi 90,7% menjadi 14%

Komposisi cornsugar sebagai bahan baku

-	Air	= 9,1 %
-	Gula, meliputi :	
	- Dekstrosa	= 87,2 %
	- Maltosa	= 3,0 %
	- Fruktosa	= 0,5 % +
		90,7 %
-	Kotoran	= 0,2 %

Komposisi jumlah bahan masuk :

- Air	= 0,091 * 1263,5	= 114,978 kg
- Gula	= 0,907 * 1263,5	= 1145,995 kg
- Kotoran	= 0,002 * 1263,5	= 2,527 kg
		1263,5 kg

diencerkan dari 90,7% menjadi 14%

Persamaan: misal x = penambahan H_2O supaya konsentrasi menjadi 14%

$$\frac{90{,}7 \text{ kg}}{100 \text{ kg} + x \text{ kg}} = 0{,}14$$

$$1263{,}5 = 176{,}89 + 0{,}14\ x$$

$$0{,}14\ x = 1263{,}5 - 176.89$$

Berat H_2O pengencer x = 6922,175

Total H_2O 114,978 + 6922,175 = 7037,154 kg

Neraca massa masuk	kg	Neraca massa keluar	kg
Cornsugar 90,7%		Cornsugar 14%	
Air	= 114,979	Air	= 7037,154
Gula	= 1145,995	Gula	= 1145,995
Kotoran	= 2,527	Kotoran	= 2,527
Air pengencer	= 6922,175		
Total	= 8185,675	Total	= 8185,675

3. Tangki Sterilisasi

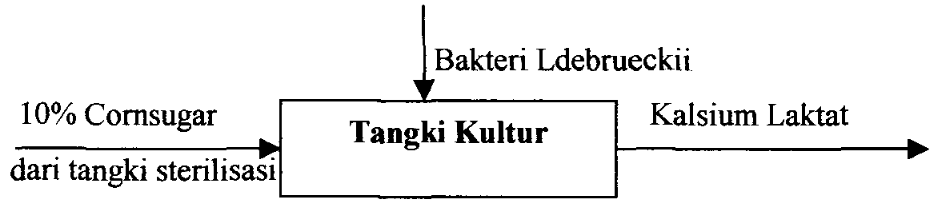
Fungsi : untuk membunuh bakteri-bakteri penganggu

Suhu operasi = 100°C

Waktu kontak = 30 menit (J.M. Paturau hal 272)

Neraca massa masuk	kg	Neraca massa keluar	kg
Air	= 7037,154	Air	= 7037,154
Gula	= 1145,995	Gula	= 1145,995
Kotoran	= 2,527	Kotoran	= 2,527
Total	= 8185,675	Total	= 8185,675

4. Tangki Kultur



Fungsi : untuk memberi kondisi awal pada mikroorganisme

Cornsugar untuk starter 10 %, Cornsugar untuk fermentor :

Misal :

Cornsugar = 8185,675

Cornsugar untuk starter = 0,1 x 8185,675 = 818,568 kg

Komposisi larutan yang masuk :

Cornsugar	= 89,375 %
$CaCO_3$	= 10 %
Malt Sprouts	= 0,375 %
$(NH_4)_2HPO_4$	= 0,250 %

Benih Lactobacillus del brueckii = 5 % media

Massa sel terbentuk / massa sel terkonsumsi = 0,331

Perhitungan :

Reaksi yang terjadi :

a. Pembentukan asam laktat

$$C_6H_{12}O_6 \xrightarrow{\text{bakteri}} 2CH_3CHOHCOOH$$

b. Pembentukan kalsium laktat sebagai akibat pengaturan pH

$$2CH_3CHOHCOOH + CaCO_3 \longrightarrow [CH_3CHOHCOO]_2 Ca + H_2O + CO_2$$

Berat molekul :
- $CH_3CHOHCOO$ = 90 gr/mol
- $[CH_3CHOHCOO]_2 Ca$ = 218 gr/mol
- $C_6H_{12}O_6$ = 180 gr/mol

- $CaCO_3$ = 100 gr/mol
- H_2O = 18 gr/mol
- CO_2 = 44 gr/mol

Komposisi dalam tangki kultur :

- Cornsugar = 818,568 kg
- Malt Sprouts = $\frac{0,00375}{0,89375}$ x 818,568 = 3,435 kg
- $CaCO_3$ = $\frac{0,1}{0,89375}$ x 818,568 = 91,588 kg
- $(NH_4)_2HPO_4$ = 0,0025 x 818,568 = 2,290 kg

Benih Lactobacillus delbrueckii = 5 % media

= 0,05 x 818,568 kg = 40,928 kg

Gula yang terkandung dalam cornsugar cair = 14 % x 818,568 kg

= 114,599 kg

Yield asam laktat (basis persen gula terfermentasi) = 95 %

Yield asam laktat (basis persen gula terkonversi) = 87 % (Inskep)

Yield asam laktat = 87 % x 114,599 kg = 99,702 kg

Yield asam laktat = 95 % x *gula terfermentasi*

99,702 = 95 % x gula terfermentasi

Gula terfermentasi = 104,949 kg

Gula yang dikonsumsi bakteri = 104,949 – 99,702 = 5,247 kg

Asumsi : Gula yang dikonsumsi bakteri = gula yang diubah menjadi biomass/sel + gula yang diubah menjadi CO_2 dan H_2O

0,331 x 5,247 kg = 1,737 kg

Sisa gula yang diubah menjadi CO_2 dan H_2O :

(5,247 – 1,737) kg = 3,511 kg

Asumsi : 50 % dari sisa gula menjadi CO_2

50 % dari sisa gula menjadi H_2O

Sisa gula yang diubah menjadi CO_2 = 50 % x 3,511 kg = 1,755 kg

Sisa gula yang diubah menjadi H_2O = 50 % x 3,511 kg = 1,755 kg

Total bakteri yang terbentuk = 3,435 + 2,290 + 1,737 = 7,461 kg

Sisa gula yang keluar kultur = 114,599 kg - 104,949 kg = 9,650 kg

Untuk reaksi diatas :

Asam laktat yang terbentuk = $2 \times \frac{99{,}702 \times 90}{180}$ = 99,702 kg

Ca laktat yang terbentuk = 15 % dari asam laktat (Modern Chemical Proses hal 100)

Ca laktat yang bereaksi= 15 % x 99,702 = 14,955 kg

$CaCO_3$ Yang terbentuk = 14,955/ 218 x 100 = 6,860 kg

$CaCO_3$ Sisa = 91,588 – 6,860 = 84,728 kg

Asam laktat yang bereaksi = $2 \times \frac{14{,}955 \times 90}{218}$ = 12,348 kg

Asam laktat sisa = 99,702 – 12,348 = 87,353 kg

H_2O Yang terbentuk = $2 \times \frac{14{,}955 \times 18}{218}$ = 1,235 kg

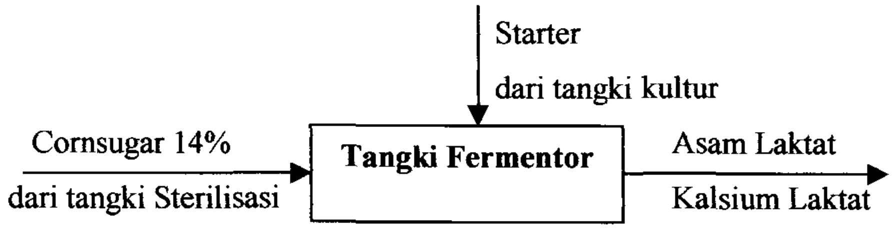
CO_2 = $\frac{14{,}955 \times 44}{218}$ = 3,018 kg

H2O terkandung pada cornsugar di tangki kultur = 0,1 x 7037,154 = 703,715 kg

Total air dalam tangki kultur = 1,235 + 1,755 + 703,715 = 706,705 kg

Neraca massa masuk	(kg)	Neraca massa keluar	(kg)
Cornsugar	= 818,568	Ca laktat	= 14,955
Malt Sprouts	= 3,435	Asam laktat	= 87,353
$CaCO_3$	= 91,588	Air	= 706,705
$(NH_4)_2HPO_4$	= 2,290	$CaCO_3$	= 84,728
Bakteri	= 40,928	Gula	= 9,650
		Bakteri	= 48,390
		Kotoran	= 0,253
		CO_2	= 4,774
Total	= 956,808	Total	= 956,808

5. Tangki fermentor



Fungsi : Tempat terjadinya fermentasi

Komposisi larutan masuk :

- Cornsugar = 89,375 %
- $CaCO_3$ k = 10,000 %
- Malt sprouts = 0,375 %
- $(NH_4)_2HPO_4$ = 0,250 %

Bakteri dari kultur 48,390 kg

Komposisi dalam tangki fermentor :

- Cornsugar = 8185,675 kg
- $CaCO_3$ = $\frac{10,000}{89,375}$ x 8185,675 = 915,880 kg
- Malt sprouts = $\frac{0,375}{89,375}$ x 8185,675 = 34,345 kg
- $(NH_4)_2HPO_4$ = $\frac{0,250}{89,375}$ x 8185,675 = 22,897 kg

Gula yang terkandung dalam cornsugar = 14 % x 8185,675 kg = 1145,995 kg

Gula dari kultur = 9,650 kg

Total gula yang ada = 1145,995 + 9,650 = 1155,645 kg

Basis gula yang terkonversi = 87 %

= 0,87 x 1155,645 = 1005,411 kg

1005,411 = 95 % x gula yang terfermentasi

Gula yang terfermentasi = 1058,328 kg

Gula yang dikonsumsi bakteri = 1058,328 – 1005,411 = 52,916 kg Asumsi :

Gula yang menjadi biomass = 0,331 x 52,916 = 17,515 kg

gula yang diubah menjadi CO_2 dan H_2O := 52,916 – 17,515 = 35,401 kg

Asumsi :

Sisa gula yang menjadi CO_2 = 0,5 x 35,401= 17,701 kg

Bakteri yang terbentuk = 17,515 + 48,390 + 34,345 + 22,897

= 123,147 kg

Sisa gula keluar = 1155,645 – 1058,328 = 97,317 kg

Asam laktat yang terbentuk = 2 x 1005,411 x 90 = 1005,411kg

Asam laktat dari kultur = 87,353 kg

Total asam laktat yang ada = 1005,411 + 87,353 = 1092,764 kg

Ca laktat yang terbentuk = 15 % dari asam laktat

= 15 % x 1092,764 = 163,915kg

$CaCO_3$ yang bereaksi = $\frac{163,915}{218}$ x 100 = 75,190 kg

Sisa $CaCO_3$ dari kultur = 84,728 kg

Total $CaCO_3$ yang ada = 84,728 + 915,880 = 1000,607 kg

$CaCO_3$ sisa = 1000,607 - 75,190 = 925,417 kg

Asam laktat yang bereaksi = 2 x $\frac{163,915}{218}$ x 90 = 135,342 kg kg

Asam laktat sisa = 1092,764 – 135,342 = 957,422 kg

H_2O yang terbentuk = $\frac{163,915}{218}$ x 18 = 13,534 kg

CO_2 yang terbentuk = $\frac{163,915}{218}$ x 44 = 33,084 kg

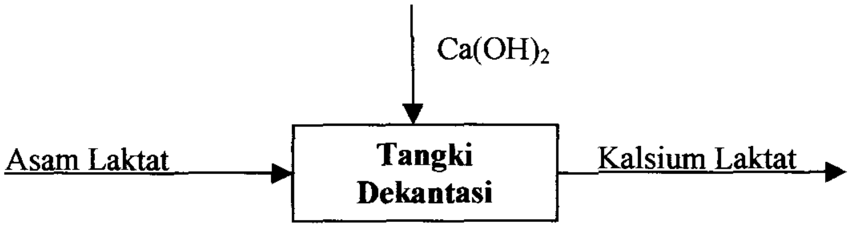
Total air yang keluar = 13,534 + 17,701 + 7037,154 + 706,705

= 7775,094 kg

Neraca massa masuk	(kg)	Neraca massa keluar	(kg)
Cornsugar	= 8185,675	Ca laktat	= 178,870
Malt Sprouts	= 34,345	Asam laktat	= 957,422
$CaCO_3$	= 915,880	Air	= 7775,094
$(NH_4)_2HPO_4$	= 22,897	$CaCO_3$	= 925,417

Starter	= 956,808	Gula	= 97,317
		Bakteri	= 123,147
		Kotoran	= 2,780
		CO_2	= 55,558
Total	= 10115,61	Total	= 10115,61

6. Tangki Dekantasi



Fungsi : - Mengubah seluruh asam laktat menjadi kalsium laktat.

- Mengkoagulasikan (membekukan) protein
- Mempermudah penyaringan

Asumsi : Reaksi yang terjadi pada $Ca(OH)_2$

1. Reaksi

$$2\ CH_3CHOHCOOH + Ca(OH)_2 \longrightarrow (CH_3CHOHCOO)_2Ca + .H_2O$$

2. Asam laktat sisa = 957,422 kg = $\frac{957,422}{90}$ = 10,638 kgmol

3. $Ca(OH)_2$ yang bereaksi = 0,5 x 10,638 x 74 = 393,607 kg

4. Kebutuhan $Ca(OH)_2$didasarkan pada kenaikan pH menjadi 10.

.Asumsi : Yang mempengaruhi pH pada keseluruhan adalah $Ca(OH)_2$

$$pH = 10 \longrightarrow pOH\ \ 4$$

$$pOH = -\log[OH] \longrightarrow [OH^-] = 10^{-4}$$

$.Ca(OH)_2 \longrightarrow Ca^{2+} + 2\ OH^-$

$Ca(OH)_2 = 5.10^{-5}$ kmo 1 /liter ; .ρ Campuran = 1147,66 kg / m^3

$$\text{Volume larutan} = \frac{10115,61}{1147,66\ kg/m^3 \times 10^{-3}} = 8814,113\ \text{liter}$$

$.Ca(OH)_2$ yang .dibutuhkan untuk pH = 10 adalah :

8814,113 x 74 x 5.10^{-5} = 32,612 kg

Total kebutuhan $Ca(OH)_2$ = 393,607 + 32,612= 426,219 kg

5. Kalsium laktat = $\frac{1}{2}$ x 10,638 x 218 = 1159,544 kg

6. $.H_2O$ yang terbentuk = 10,638 x 18 = 191,484 kg

7. $CaCO_3$ dan inert .akan .membentuk .endapan = 925,417 + 2,780

= 928,197 kg

.Asumsi : Ca laktat terikut 10% berat buangan

Gula 0,5% .berat buangan

$.Ca(OH)_2$ 0,1% berat buangan

Air 50% berat buangan

Keluar ke CONTINOUS FILTER

Ca laktat .terikut	= 10% x 928,197	= 92,820 kg
Gula	= 0,5% x 928,197	= 4,641 kg
Air	= 50% x 928.197	= 464,098 kg
$CaCO_3$ dan inert	=	= 928,197 kg
$Ca(OH)_2$	= 0,1% x 928.197	= 0,928 kg +
		1490,684 kg

Keluar ke TANGKI FEMURNIAN

Kalsium laktat	= 178,870 + 1159,544 – 92,820	= 1245,595 kg
Gula	= 97,317 – 4,641	= 92,676 kg

Air = 7775,094 – 464,098 + 382,969 = 7693,964 kg

$Ca(OH)_2$ = 32,612 – 0,928 = 31,684 kg +

Total = 9063,919 kg

Neraca massa masuk (kg)		Neraca .massa .keluar (kg)	
Asam laktat	= 957,422	keluar ke CONTINOUS FILTER	
Kalsium laktat	= 178,870	Ca laktat terikut	= 92,820
Air	= 7966,578	Gula	= 4,641
Gula	= 97,317	Air	= 464,098
Kotoran	= 2,780	$CaCO_3$ dan Kotoran	= 928,197
$CaCO_3$	= 925,417	.$Ca(OH)_2$	= 0,928
$Ca(OH)_2$	= 426,219		1490,684
		keluar ke TANGKI FEMURNIAN	
		Kalsium .laktat	= 1245,595
		Gula	= 92,676
		Air	= 7693,964
		$Ca(OH)_2$	= 31,684
			9063,919
Total	10554,6	Total	10554,6

7. Continous filter

Asumsi : - Buangan yang lolos 0,5%

- Larutan yang terikut 10% dari buangan dengan perincian sebagai berikut :

* berat air 95% dari berat larutan yang terikut kalsium laktat 7%
* Gula 0,9% dan $Ca(OH)_2$ = 0,1%

Berat kotoran total = 928,197 kg

Perhitungan :

Berat kotoran yang lolos = 0,5% x 928,197 = 4,641 kg

Berat cake kering = 928,197 – 4,641 = 923,556 kg

Larutan yang terikut = 10% x 928,197 = 92,820 kg

Dengan perincian sbb :

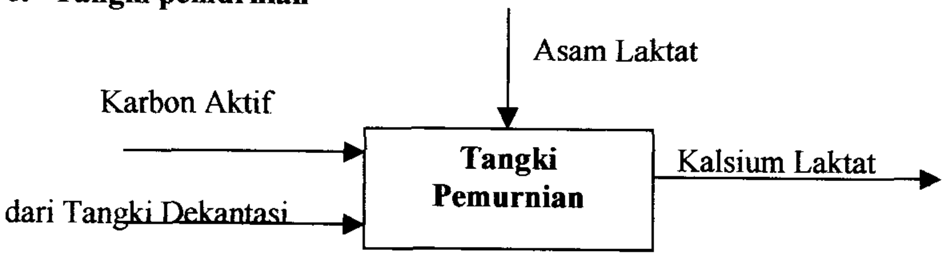
- Air = 92% x 92,820 = 85,394 kg
- Ca .laktat = 7% x 92,820 = 6,497 kg
- Gula = 0,9% x 92,820 = 0,835 kg
- $Ca(OH)_2$ = 0,1% x 92,820 = 0,093 kg

Berat cake = 923,556 + 92,820 = 1016,376 kg

Berat air ke TANGKI .PEMURNIAN = 464,098 – 85,394 = 378,704 kg

Neraca massa masuk (kg)		.Neraca massa keluar (kg)	
Kalsium .laktat	= 92,820	Cake	= 1016,376
Gula	= 4,641	Ke TANGKI PEMURINIAN	
Air	= 464,098	Kalsium .laktat	= 86,322
$Ca(OH)_2$	= 0,928	Gula	= 3,806
Endapan	= 928,197	$Ca(OH)_2$	= 0,835
		Air	= 378,704
		Endapan	= 4,641
Total	1490,684	Total	1490,684

8. Tangki pemurnian



Fungsi : - Untuk menghilangkan warna dan bau

- Mengubah pH menjadi 6,2

Asumsi : Kapasitas adsorpsi karbon = 0,009 kg/liter larutan

(Perry 5 tabel 16-2)

Dari CONTINOUS FILTER . Dari TANGKI DEKANTASI

ke

TANGKI PEMURNIAN

Ca laktat	=	86,322	Kalsium laktat	=	1245,595
Gula	=	3,806	Gula	=	92,676
Air	=	378,704	Air	=	7693,964
Kotoran	=	4,641	$Ca(OH)_2$	=	31,684
$Ca(OH)_2$	=	0,835			
		474,309			9063,919

Kebutuhan asam laktat berdasar penurunan pH meniadi 6,2

pH = 6,2

$pH = -\log (H)^+ \longrightarrow (H^+) = 10^{-6,2}$

$CH_3CHOHCOOH \longrightarrow CH_3CHOHCOO^- + H^+$

$CH_3CHOHCOOH = 10^{-6,2}$ kmol / liter ; ρCampuran = 1072,16 kg / m^3

$$\text{Volume larutan} = \frac{1490,684}{1072,16 \times 10^{-3}}$$

$= 1390,356$ liter

$CH_3CHOHCOOH$ yang dibutuhkan = 1390,356 x 6,3.10^{-7} x 90 = 0,079kg

Reaksi :

$CH_3CHOHCOOH + Ca(OH)^2 \longrightarrow (CH_3CHOHCOO)_2 + 2\ H_2O$

Jumlah $Ca(OH)_2$ yang ada = 0,835 + 31,684 = 32,519 kg

$= \frac{32{,}519}{74} = 0{,}439$ kmol

Asam laktat yang bereaksi = 2 x 0,439 x 90 = 79,101 kg

Kalsium laktat yang terbentuk = 0,439 x 218 = 95,800 kg

H_2O yang terbentuk = 0,439 x 2 x 18 = 20,439 kg

Jumlah total Asam laktat = 79,101 + 0,079 = 79,180 kg

Jumlah total kalsium laktat = 86,322 + 1245,595 + 95,800

= 1427,717 kg

Jumlah total gula = 3,806 + 92,676 = 96,482 kg

Jumlah total air = 378,704 + 7693,964 + 20,439

= 8093,108 kg

Jumlah total $Ca(OH)_2$ = 0,835 + 31,684 = 32,519kg

Data density

Kalsium laktat = $1{,}53 \times 62{,}43 \frac{lb}{cuft}$ = 95,52

Gula = $1{,}5 \times 62{,}43 \frac{lb}{.cuft}$ = 93,65

Air = $1 \times 62{,}43 \frac{lb}{cuft}$ = 62,43

$Ca(OH)_2$ = $1{,}159 \times 62{,}43 \frac{lb}{cuft}$ = 72,35

Volume kalsium laktat = $\frac{1}{0{,}4536} \times \frac{47{,}9708}{95{,}52}$ = 715,5 cuft

Volume gula $= \dfrac{96,4828}{0,4536} \times \dfrac{1}{93,65} = 2,271$ cuft

Volume Air $= \dfrac{8093,108}{0,4536 \times 62,43} = 285,791$ cuft

Volume $Ca(OH)_2$ $= \dfrac{32,519}{0,4536 \times 72,35} = 0,991$ cuft

Volume campuran = (715,5 + 2,271 + 285,791 + 0,991)

= 1004,553 cuft = 28247,87 lt

Kebutuhan karbon aktif = 28247,87 x 0.009 = 254,231

Neraca massa masuk	(kg)	Neraca massa keluar	(kg)
Kalsium laktat	= 1331,917	Kalsium laktat	= 1427,717
Gula	= 96,482	Air	= 0,052375
Air	= 8072,668	Asam laktat	= 0,079
karbon .aktif	= 254,231	Kotoran	= 350,656
Kotoran	= 4,641		
$Ca(OH)_2$	= 32,519		
Asam laktat	= 79,101		
Total	9871,56	Total	9871,56

9. Filter press

Kotoran yang lolos = 1% berat impuritis

Kandungan air = 50% berat cake kering

Kalsium laktat = 3% berat cake basah

Asam laktat = 5% berat cake basah

Perhitungan :

Kotoran yang lolos	= 0,01% x 350,656	= 3,507 kg
Dry cake	= 350,656 – 3,507	= 347,149 kg
Kandungan air dalam cake	= 0,5 x 347,149	= 173,575kg
Cake basah	= 347,149 + 173,575	= 520,724 kg
Kalsium laktat yang terikut	= 0,03 x . 520,724	= 15,622 kg
Asam laktat yang terikut	= 0,05 x 0,079	= 0,004 kg

Neraca massa masuk	(kg)	Neraca massa keluar	(kg)
Kalsium laktat	= 1427,717	ke TANGKI PENAMPUNG	
Air	=8093,108	Kalsium laktat	= 1412,096
Asam laktat	= 0,079	Air	= 7919,533
Kotoran	= 350,656	Asam laktat	= 0,004
		Kotoran	= 3,507
		ke BUANGAN	
		Kalsium laktat	= 15,622
		Air	= 173,575
		$Ca(OH)_2$	= 0,075
		Kotoran	= 347,149
Total	9871,56	Total	9871,56

10. Evaporator

Fungsi : Untuk memekatkan larutan kalsium laktat 14,.5% menjadi 30%

Perhitungan :

1412,096 = 0,3 x F ⟶ F = 4706,985 kg

Larutan kalsium laktat keluar Evaporator = 4706,985 kg

terdiri dari :

Kalsium laktat = 1412,096 kg

Asam .laktat = 0,004 kg

Kotoran = 3,507kg

Air = 4706,985 - (1412,096 + 0,004 + 3,507)

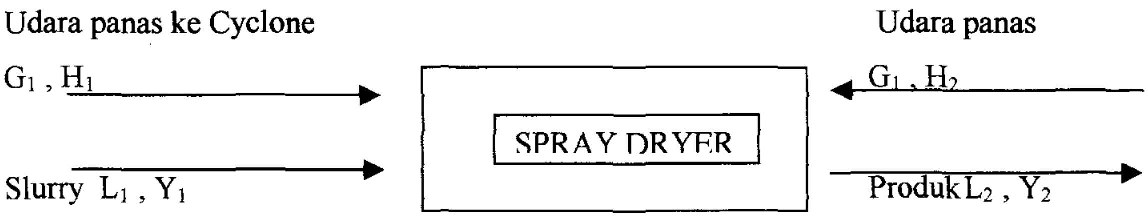
= 3291,379 kg

Jadi air yang teruapkan = 7919,533 kg – 3291,379 kg

= 4628,154 kg

Neraca massa masuk	(kg)	Neraca massa keluar	(kg)
Kalsium laktat	= 1412,096	Kalsium laktat	= 1412,096
Air	= 7919,533	Air	= 3291,379
Asam laktat	= 0,004	Asam laktat	= 0,004
Kotoran	= 3,507	Kotoran	= 3,507
		Vapor	= 4628,154
Total	9335,139	Total	9335,139

11. Spray dryer



Keterangan :

L_1 = Rate slurry masuk, kg / hari

Y_1 = Kandungan air pada slurry masuk, kg H_2O / kg slurry

H_2 = Humidity gas panas masuk, kg H_2O / kg udara .kering

L_2 = Rate slurry keluar, kg / hari

Y_2 = Kandungan pada slurry keluar, kg H_2O / kg slurry

G = Rate udara kering, kg udara kering / hari

Kandungan Air pada slurry masuk

$$\frac{3291,379}{4706,985} \times 100\% = 69,925\%$$

Humidity pada 30°C, H_2 = 0,0128 kg H_2O / kg slurry

Udara panas masuk ke Spray Dryer = 500°F (260°C) (Inskeep,104)

Kandungan Air pada kalsium laktat = 69,925%kg H_2O/kg udara kering

Kandungan Air pada slurry keluar :

$$Y_2 = \frac{\text{Massa Air masuk - Massa Air teruapkan}}{\text{Massa Slurry masuk - Massa Air teruapkan}}$$

$$0,066 = \frac{3291,379 - n}{4706,985 - .n}$$

$$n = 3191,671$$

$L_1 \times Y_1 + G \times H_2 = L_2 \times Y_2 + G \times H1$ (Geankoplis,hal.530)

$4706,985 \times 0,699 + 0,0128 \times G = (4706,985 - 3191,671) \times 0,066 + G_1 \times H_1$

$$G = \frac{3291,379 - 99,708}{H_1 - 0,0128}$$

$$G = \frac{3191,671}{H_1 - 0,0128}$$

Produk kalsium laktat dari Spray Dryer ke Screw Conveyor :

= 0,99 x (massa masuk - massa keluar)

= 0,99 x (4706,985 - 3191,671)

= 1515,314 kg

Produk kalsium laktat yang terikut ke udara panas Cyclone :

= 0,01 x (massa masuk - .massa teruapkan)

= 0,01 x (4706,985 - 3191,671)

= 15,153 kg

Neraca massa masuk	(kg)	Neraca massa keluar	(kg)
Kalsium laktat	= 1412,096	- ke Screw Conveyor	
Asam laktat	= 0,004	Kalsium laktat	= 1397,975
Air	= 3291,379	Asam laktat	= 0,004
Kotoran	= 3,507	Air	= 98,711
		Kotoran	= 3,471
		- ke Cyclone	
		Kalsium laktat	= 14,121
		Asam laktat	= 3,94E-05
		Air	= 0,997
		Kotoran	= 0,035
		Yang teruapkan	= 3191,671
Total	4706,985	Total	4706,985

12. Cyclone

Asumsi : Effisiensi cyclone 99%

Perhitungan kalsium laktat yang jatuh (berupa bubuk) :

= 0,99 x 15,153 kg = 15,002 kg

Kalsium laktat yang terikut udara = 15,153 kg - 15,002 kg

= 0,152 kg

Neraca massa masuk	(kg)	Neraca massa keluar	(kg)
Kalsium laktat	= 14,121	Kalsium laktat	
Asam laktat	= 3,94E-05	- Jatuh ke Screw Conveyor =	15,002
Air	= 0,997	- Yang terikut udara =	0,152
Kotoran	= 0,035		
Total	15,153	Total	15,153

13. Screw Conveyor

Masuk = 1397,975 + 0,004 + 98,711 + 3,471 + 15,002 = 1515,162 kg

Dimana kehilangan 0,1% = 1515,162 x 0,001 = 15,152 kg

sehingga yang keluar dari bucket elevator = 1515,162 – 15,152 = 1500,01 kg

Neraca massa masuk		(kg)	Neraca massa keluar		(kg)
Kalsium laktat	=	1515,162	Kalsium laktat		
			- Yang masuk ke BIN	=	1500,01
			- Yang hilang	=	15,152
Total		1515,162	Total		1515,162

APPENDIX B

PERHITUNGAN NERACA PANAS

APPENDIX B

PERHITUNGAN NERACA PANAS

Satuan kkal

Basis operasi 1 jam

1. TANGKI PENGENCER

Data Cp Cornsugar = 0,3065 kkl /kg°C

Cp Cornsugar encer = 0,912 .kkal /kg°C

Perhitungan

Enthalpy masuk (kkal)

a. Corsugar masuk = m Cp .Δt = 1263,5x0,3065x(30-25)

= 1936,314

b. Air = m .Cp.Δt = 6922,175 x 1 x(30-25)

= 34610,875

c. Steam = 505,6142 . Ms

.Enthalpy keluar : (kkal.)

a. Cornsugar m. Cp .Δt = 8185,675 x 0,912 x (60-25)

= 261286,746

b. Heat .losse 5% steam = 0,05 x 505,6142 Ms

= 25,281 Ms

.Mencari <u>kebutuhan steam :</u>

Panas masuk = Panas keluar

1936,314 + 34610,875 + 505,6142 Ms = 261286,746 +25,281Ms

Ms = 467,882 kg

Neraca panas masuk (kkal)		Neraca panas keluar (kkal)	
Cornsugar 90,7 %	1936,314	Cornsugar 14%	261286,746
Air	34610,875	Heat loss	11828,398
Steam	236567,955		
Total	273115,144	Total	273115,144

2. TANGKI STERILISASI

- Sterilisasi dimaksudkan untuk membunuh mikroorganisme .yang tidak dikehendaki di dalam fermentasi.
- Suhu masuk 60°C, suhu .keluar 100°C.
- Steam yang digunakan adalah steam jenuh pada T=300°F dan P 67,01 lb/in^2

H_L = 149,7676 kkal/kg

Hv = 655,3688 kkal/kg

Perhitungan

Panas masuk

a. Cornsugar encer = m .Cp .Δt = 8185,675 x 0,912 x (30-25)

= 37326,678

b. Steam = m. Hs = 505,6142 Ms

Total panas masuk 550077,360 + 505,6142 Ms

Panas keluar :

a. Cornsugar encer = m.Cp.Δt = 8185,675 x 0,912 x (100-25)

= 559900,170

b. Heat loss = 0,05 x 505,6142 Ms

= 25,28071 Ms

Mencari massa steam

Panas masuk = Panas keluar

37326.678 + 505,6142 Ms = 559900,170 + 25.281.Ms

Ms = 1087,939 kg

Neraca Panas	Masuk (kkal)	Neraca Panas	Keluar(kkal)
Cornsugar	37326,678	Cornsugar	559900,170
Steam	550077,360	Steam	27503,868
Total	587404,038	Total	587404,038

3. COOLER

Panas .masuk

a. Cornsugar encer = m.cp Δt = 8185,675 x 0,912x(100-25)

= 559900,170

b. Air = m .cp Δt = m x l x(30-25) = 5 Ms

Panas keluar :

a. Cornsugar encer = m .Cp Δt = 8185,675 x 0,912 x (48,9-25)

= 178421,521

b. Air = m .cp .Δt = m x l x(48,9-25) = 23 Ms

Mencari massa air

Panas Masuk = Panas Keluar

559900,170 + 5 Ms = 178421,.521 + 23 Ms

Ms = 20184,056 kg

Neraca Panas Masuk (kkal)		Neraca Panas Keluar (kkl)	
Cornsugar	559900,170	Cornsug.ar	178421,521
Air	100920,278	Air	482398,927
Total	660820,448	Total	660820,448

4. TANGKI KULTUR

Reaksi :

I. $C_6H_{12}0_6$ ⟶ $2CH_2CHOHCOOH$

II. $2CH_3CHOHCOOH$ ⟶ $(CH_3CHOHCOC))_2Ca + H_20 + CO_2$

Data $-AH_f$	: $CH_3CHOHCOOH$	= -161,65 kkal/gmol
	$(CH_3CHOHCOO)_2Ca$	= -368,5 kkl/gmol
	H_2O	= -68,317 kkl/gmol
	CO_2	= -94,0318kkal/gmol
	$CaCO_3$	= -288,45 kkal/gmol
Data ΔH_c :	$CH_3CHOHCOOH$	= -325,6 kkal/gmol
	C6Hl2o6	= -675 kkl/gmol
Data –Cp :	$CH_3CHOHCOOH$	= -0,2122 kkal/kg°C
	$(CH_3CHOHCOO)_2Ca$	= -0,2564 kkal /kg°C
	H_2O	= 1 kkal /kg°C
	$C_6H_{12}O_6$	= -0,3065
	$[NH_4]_2HPO_4$	= 0,2
	Malt Sprouts	= 0,4129
	CO_2	= 0,1928
	Kotoran	= 0,323
	Benih bakteri	= 0,5872

Panas Reaksi I

$C_6H_{12}O_6 + 6O_2$ ⟶ $6CO_{2\,(g)} + H_2O_{(liq)}$ ΔH = -675 kkal /gmol

$6CO_{2\,(g)} + 6H_2O_{(liq)}$ ⟶ $2CH_3CHOHCOOH + 6O_2$ ΔH=-161.65kkal/gmol

$C_6H_{12}O_6$ $2CH_3CHOHCOOH$ ΔH = -513.350 kkal/gmol

Asumsi : Panas Reaksi pada 48,9°C = 25°C

H_{r1} = [(99701,52/90)-(114599,5/180)] x –513,350 = –241855,136 kkal (Eksotermis)

Panas Reaksi II

$2CH_3CHOHCOOH + CaCO_3 \rightarrow (CH_3CHOHCOO)_2Ca + .H_2O + CO_2$

$Hr2 = [n\ H\ Ca[C_2H_5O_6]_2 + n\ H_2O + n\ H\ CO_2] + [2\ n\ H\ C_3H_5O_3 + n\ H\ CaCO_3]$

Dimana : n = 14955,23 / 218 = 68,602 mole

=[68,602 x (-386,51) + 68,602 x (-68,317) – 68,602 x - 94,0318)]

- [2 x 68,602 x (-161,65) + 68,602 x (-288,45)]

= 5549,981 kkal (Reaksi Endotermis)

Enthalpy masuk : (kkal) = m x Cp x Δt

a. Cornsugar	= 818,568 x 0,.912 x (48,9-25) =	17842,152
b. $CaCO_3$	= 91,58797 x 0,1994 x (30-25)	= 91,313
c. Malt Sprout	= 3,435 .x 0,.345 .x (30-25)	= 7,091
d. $(NH_4)_2HPO_4$	= 2,290 x 0,4125 x (30-25)	= 2,290
e. Benih bakteri	= 40,928 x 0,5872 x (30-25)	= 120,166
f. Panas reaksi I	= -241855,136	

Enthalpi keluar :(kkal) = m x Cp x Δt

a. Kalsium laktat	= 14,955 x 0,293 x (48,9-25)	= 91,645
b. Air	= 706,706 x 1 x (48,9 -25)	= 16890,260
c. $CaCO_3$	= 84,728 x 0,1994 x (48,9-25)	= 403,784
d. Gula	= 9,650 x 0,3065 x (48,9-25)	= 70,693
e. INERT	= 0,253 x 0,323 .x (48,9-25.)	= 1,951
f. CO_2	= 4,774 x 0,19.68 x (48,9-25.)	= 21,997
g. Benih bakteri	= 48,390 x 0,5872 x (48,9-25)	= 679,103
h. Panas reaksi II	= 5549,981 kkal	
i. Asam laktat	= 87,353 x 0,2122 x (46-25)	= 443,019

Enthalpy masuk + Panas reaksi = Enthalpy keluar + Q

18063,011 + 5549,981 = 18602,451 + Q

ΔH = 5010,541 kkal

Kebutuhan Air Pendingin $\Delta H = m \times Cp \times \Delta t$

$$5010{,}541 = m \times 1 \times (48{,}9 - 30)$$

$$m = 209{,}646 \text{ kg}$$

Neraca panas masuk (kkl)		Neraca .Panas .keluar (kkal)	
Cornsugar	17842,152	Ca Laktat	91,645
$CaCO_3$	91,313	Air	16890,260
Malt Sprout	7,091	$CaCO_3$	403,784
$(NH_4)_2HPO_4$	2,290	Gula	70,693
Benih bateri	120,166	Kotoran	1,951
Total		CO_2	21,997
Panas reaksi	-241855,136	Bakteri	679,103
		Kebutuhan Air	209,646
		Asam laktat	443,019
Total	18063,011	Total	18063,011

5. FERMENTOR

Reaksi

I. $C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 2CH_2CHOHCOOH$

II. $2CH_3CHOHOOH \longrightarrow (CH_3CHOHCOO)_2Ca + H_2O + CO$

Data $-\Delta H_f$: $CH_3CHOHCOOH$ = -161,65 .kka/gmol

$(CH_3CHOHCOO)_2Ca$ = - 368,5 kkal/gmol

H_2O = - 68,317 kkal/gmol

CO_2 = .- 94,0318 .kkal ./gmol

$CaCO_3$ = - 288,45 .kkal ./gmol

Data $-\Delta Hc$: $CH_3CHOHCOOH$ = - 325,8 kkal/gmol

	$C_6H_{12}O_6$	= - 675 kkal/gmol	
Data - .Cp	$CH_3CHOHCOOH$	= 0,2122 .kkal/ kg.°C	
	$(CH_3CHOHCOO)_2Ca$	= 0,2564kkal / kg°C	
	H_2O	= 1 kkal / kg°C	
	$C_6H_{12}O_6$	= 0,3065	
	$(NH_4)_2HPO_4$	= 0,2	
	Malt Sprouts	= 0,4129	
	CO_2	= 0,1928	
	Kotoran	= 0,323	
	Benih bakteri	= 0,5872	

Enthalpy masuk : (kkal) m x C_P x Δt

Cornsugar	= 8185,675 x 0,912 .x (48,9-25)	= 178421,521
Ca Laktat	= 14,955 x 0,293 x (48,9-25)	= 104,727
Asam Laktat	= 87,353 x 0,212 x (48,9-25)	= 2087,741
H_2O	= 706,706 x 1 x (48,9-25)	= 3378,052
$CaCO_3$	= 84,728 x 0,2 x (48,9-25)	= 404,999
Gula	= 9,650 x 0,3065 x (48,9-25)	= 69,802
Bakteri	= 956,808 x 0,5872 x (48,9-25)	= 13427,921
Kotoran	= 0,253 x 0,323 x (48,9-25)	= 1,953
$CaCO_3$	= 915,880 x 0,2 x (30-25)	= 4364,771
Malt Sprouts	= 34,345 x 0,345 x(30-25)	= 70,906
$(NH_4)_2HPO_4$	= 22,897 x 0,4129 x (30-25)	= 22,897
		202355,292

Enthalpy keluar : (kkal) m x C_P x Δt

Ca laktat	= 178,870 x 0,293 x (48,9-25)	= 1096,107
Asam laktat	= 957,422 x 0,2122 x (48,9-25)	= 4855,642
Air	= 7775,094 x 1 x (48,9-25)	= 185824,740

$CaCO_3$	= 925,417 x 0,2 x (48,9-25)	= 4410,224
Gula	= 97,317 x 0,3065 x (48,9-25)	= 712,885
Kotoran	= 2,780 x 0,323 x (48,9-25)	= 21,458
Bakteri	= 123,1473 x 0,5872 x (48,9-25)	= 1728,260
CO_2	= 55,558 x 0,196.3 x (48,9-25)	= 256,007

Enthalpy masuk + Panas Reaksi = Enthapy keluar + Q

202355,292 + 66379,759 = 198905,323 + Q

Q = 69829,728 kkal

Kebutuhan Air Pendingin

69829,728 = m x 1 x (48,9-25)

m = 2921,746 kg

Neraca.panas masuk (kkal)		Neraca panas keluar	
Cornsugar	178421,521	Ca laktat	1096,107
Ca Laktat	104,727	Asam laktat	4855,642
Asam Laktat	2087,741	Air	185824,740
H_2O	3378,052	$CaCO_3$	4410,224
$CaCO_3$	4364,771	Gula	712,885
Gula	69,802	Kotoran	21,458
Bakteri	13427,921	Bakteri	1728,260
Kotoran	1,953	CO_2	256,007
$CaCO_3$	84,728		.2535912,749
Malt Sprouts	70,906	Kebutuhan air	2668,722
$(NH_4)_2HPO_4$	22,897		
Panas reaksi	-2964693,504		
Total	198903,653	Total	196308,017

6. TANGKI DEKANTER

Fungsi : Untuk mengubah asam laktat menjadi kalsium laktat.

Reaksi

$2CH_3CHOHCOOH + Ca(OH)_2 \longrightarrow (CH_3CHOHCOO)_2Ca + H_2O$

Operasi suhu = 82,2°C

Data Cp : $Ca(OH)_2$ = 0,2892 kkal/kg°C

Data ΔH_f : $Ca(OH)_2$ = -235,8 kkal/gmol

Harga Cp dan ΔH_f yang lain analog dengan reaktor I

ΔH°298 = [1245,595 x (-386,5) + 7693,964 x (-68,317)] - [7693,964 x (-161,65)
+ (1245,595 x (-235,8)]
= 552810,35 kkal

Panas masuk :

Larutan dari fermentor

Asam laktat	= 957,422 x 0,2122 x (48,9-25)	=	4855,642
Ca laktat	= 178,870 x 0,293 x (48,9-25)	=	1096,107
Air	= 7966,578 x 1,2 x (48,9-25)	=	190401,217
Gula	= 97,317 x 0,3065 x (48,9-25)	=	712,885
Kotoran	= 2,780 x 0,322 x (48,9-25)	=	21,392
$CaCO_3$	= 925,417 x 0,2 x (48,9-25)	=	4410,224
$Ca(OH)_2$	= 426,219 x 0,2892 x (48,9-25)	=	2945,975
			= 204443,442 kkal

Ke Tangki Pemurnian

Ca laktat	= 1245,595 x 0,293 x (82,2-25)	=	18267,989
Gula	= 92,676 x 0,3065 x (82,2-25)	=	1624,786
Air	= 7693,964 x 1 x (82,2-25)	=	440094.741
$Ca(OH)_2$	= 31,684 x 0,2892 x (82,2-25)	=	524,125
			460511,640 kkal

ke Continous filter

Ca laktat	= 1181,80 x 0,293 x (82,2-25)	=	19806,495
Gula	= 59,09 x 0,3065 x (82,2-25)	=	1035,
Air	= 5909,01 x 1 x (82,2-25)	=	337995372
Kotoran	= 11818,02 x 0,275 x (82,2-25)	=	185897,455
$Ca(OH)_2$	= 11,82 x 0,2892 x (82,2-25)	=	195,529
			544930,805 kkal

Panas Reaksi = 350000 kkal

Mencari kebutuhan steam :

Enthalpy masuk + Panas Reaksi = Enthalpy keluar + Q

204443,442 + 552810,35 + 505,6142 Ms = 45100,358 + 460511,640 + 25,2807 Ms

Ms = 523,890 kkal

Neraca panas masuk (kkal)		Neraca panas keluar (kkal)	
Larutan dari fermentor :		Ke tangki Pemurnian	
Asam laktat	4855,642	Ca Laktat	18267,989
Ca laktat	1096,107	Gula	1624,786
Air	190401,217	Air	440094,741
Gula	712,885	$Ca(OH)_2$	524,125
Kotoran	21,392		460511,640
$CaCO_3$	4410,224	ke Continous filter	
$Ca(OH)_2$	2945,975	Ca laktat	1361,301
	204443,442	Gula	81,365
Panas reaksi	350000	Air	26546,434
		Kotoran	17095,903
		$Ca(OH)_2$	15,354
			45100,358
		Steam yang hilang	48831,444
Total	554443,442	Total	554443,442

7. TANGKI PEMURNIAN

Reaksi :

$2CH_3CHOHCOOH + Ca(OH)_2 \longrightarrow (CH_3CHOHCOO)_2Ca + 2H_2O$

Data -AH_f	$CH_3CHOHCOOH$	= -161,65 kkal/gmol
	$(CH_3CHOHCOO)_2Ca$	= - 368,5 kkal/gmol
	H_2O	= - 68,317 kkal/gmol
	$Ca(OH)_2$	= - 235,8 kkal/gmol
Data – CP	$CH_3CHOHCOOH$	= 0,2122 kkal/kg°C
	$(CH_3CHOHCOO)_2Ca$	= 0,2564 kkal/kg°C
	H_2O	= 1 kkal/kg°C
	Karbon aktif	= 0,2 kkal/kg°C
	$Ca(OH)_2$	= 0,288 kkal/kg°C
	Gula	= 0,3065 kkal/kg°C
	Impuritis	= 0,322 kkal/kg°C

Perhitungan

Mencari temperatur masuk

Panas bahan keluar dari tangki dekanter = 554443,442 kkal

Kehilangan panas karena radiasi, pemompaan, filtrasi dan terbuang bersama cake ditetapkan = 10%

= 554443,442 kkal x 0,1

= 55444,344 kkal

Panas masuk = (Σm x Cp x ΔT)

498999,097 = [(1331,917 x 0,2564) + (96,482 x 0,3065) + (8093,108 x 1)+(32,519 x 0,322) + (32,5194 x 0,288) x (T - 25)

T = 83,878 °C

Panas masuk

Kalsium laktat = 1331,917 x 0,2564 x (83,88-25) = 20107,171 kkal

Gula = 96,482 x 0,3065 x (83,88-25) = 1741,137 kkal

Air = 8072,668 x 1 x (83,88-25) = 475305,631 kkal

Kotoran = 4,641 x 0,322 x (83,88-25) = 87,988 kkal

$Ca(OH)_2$ = 32,519 x 0,288 x (79,57-25) = 553,728 kkal

Total = 497795,656

Check :

Panas masuk = (Σm x Cp x ΔT)

709672,707 = [(1331,917 x 0,2564) + (96,482 x 0,3065) + (8093,108 x 1)+(32,519 x 0,322) + (32,5194 x 0,288) x (T - 25)

T = 83,74 °C (memenuhi)

Panas bahan masuk dari filter = 497795,656 kkal

Pada suhu = 83,74 °C

Asam laktat = 79,180 x 0,2122 x (30 - 25)

= 84,010 kkal

Karbon aktif = 254,231 x 0,2 x (30-25)

= 254,231 kkal

Panas reaksi

$$2CH_3CHOHCOCH + Ca(OH)_2 \longrightarrow (CH_3CHOHCOO)_2Ca + 2H_2O$$

ΔHr = (n x $H_{Ca\text{-}laktat}$ + 2 n x H_{H2O}) - (2n x $H_{As\text{-}Laktat}$ + n x $H_{Ca(OH)2}$)

ΔHr = [6549,162 x (-386,5) + 2 x 6549,162 x (-68,317)] - [2 x 6549,162 x (-235,8)]

= -219619,586 kkal (Eksotermis)

Panas keluar = Panas bahan masuk total - Panas reaksi

= 497795,656 + 84,010 + 254,231 – 219619,585 = 278514,3114 kkal.

Mencari temperatur bahan keluar

Panas masuk = Σm x Cp x ΔT

278514,311 = [(1427,717 x 0,2564) + (8093,108 x 1) + (350,656 x 0,322) + (0.079 x 0,2122)] x (T - 25)

278514,311 = (T - 25)

T = 57,49 °C

Panas keluar (kkal) :

Kalsium laktat	= 1427,717 x 0,2564 x (57,49 - 25)	= 11893,793
Air	= 8093,108 x 1 x (57,49 - 25)	= 262951,402
Kotoran	= 350,656 x 0,322 x (57,49 - 25)	= 3668,573
Asam laktat	= 0.079 x 0,2122 .x (57,49 - 25)	= 0,544

Mencari Temperatur masuk :

Panas masuk dari tangki pemurnian = 278514,311 kkal

Kehilangan panas karena radiasi, pemompaan, filtrasi terbuang bersama cake dan selama di tangki Penampung ditetapkan 11%.

= 0,11 x 278514,311 = 30636,574

Panas bahan masuk ke evaporator = 278514,311 – 30636,574

= 247877,737 kkal

Panas masuk = Σm x Cp x ΔT

247877,737 = [(1412,096 x 0,2564) + (3291,379 x 1) + (3,507 x 0,322) + (0,004 x 0,2122)] x (T - 25)

T_{feed} = 92,83 °C

Check :

Kalsium laktat	= 1412,096 x 0,2564 x (92,83 - 25)	= 24557,452
Air	= 3291,379 x 1 x (92,83 - 25)	= 223243,645
Kotoran	= 3,507 x 0,322 x (92,83 - 25)	= 76,584
Asam laktat	= 0,004 x 0,2122 x (92,83 - 25)	= 0,057
Total		247877,737 kkal

Panas masuk = $\Sigma m \times Cp \times \Delta T$

247877,737 = [(1412,096 x 0,2564) + (3291,379 x 1) +

(3,507 x 0,322) + (0,004 x 0,2122)] x (T - 25)

T_{feed} = 92,827 °C (memenuhi)

Neraca panas masuk (kkal)		Neraca panas keluar	
Kalsium laktat	20107,171	Kalsium laktat	11893,793
Gula	1741,137	Air	262951,402
Air	475305,631	Kotoran	3668,573
Karbon Aktif	254,231	Asam laktat	
0,544			
Kotoran	87,988		
$Ca(OH)_2$	553,728		
Asam laktat	84,010		
Panas reaksi	-219619,585	Total	278514.311
Total	278514,311		

8. EVAPORATOR

Fungsi : Untuk memekatkan larutan dari 14,5% menjadi 30%

Data : F = 9335,139 kg

x_f = 14, 5 %

x_l = 30 % (INSKEEP hal 104)

P_{steam} = 67,01 lb/in^2

T_{steam} = 300 °C = 148,87 °C

T_{feed} = 92,848 °C

Vapor = 1250 kkal/in^2.jam.°F

Cpf = 0,7364 kkal/kg°C

Cpl = 0,5512 kkal/kg°C

Hc = 146, 8345 kkal/kg

Hs = 655,3941 kkal /kg

H_f = 137,0.6 Btu /lb (76,17 °C)

= 76,203 kkal/kg (Perry 6[ed].Tabel 3-301)

$$F \cdot x_F = L \cdot x_L$$

9335,139 x (0,145) = L x 0,3

L = 4511,984

F = L + V

V = F - .L

= 9335,139 - 4511,984

= 4823,155

P steam = -67,01 lb /in^2 dan steam pada suhu 300°F

Dari P&T steam diperoleh : -Hc = 146,8345 kkal /kg

-Hs = 655,3941 kkal /kg

P operasi = 5,87 lb/in^2 dan T operasi = 185°F

Dari P&T operasi diperoleh : -H_L = 79,9951 kkal /kg

-H_V = 631,3384 kkal /kg

Panas masuk = Panas keluar

(F x H_f) + (S x Hs) = (V x H_V) + (L x H_L) + (S x Hc)

(F x H_f) + [S x (Hs - He)] = (V + H_V) + (L x H_L)

(247877,737) + (S x 505,5596) = (4823,155 x 631,3384) +
(4511,984 x 79,9951)

S = 6246,745 kg

Kapasitas steam yang diperlukan untuk 1 kg air yang diuapkan

$$\frac{s}{v} = \frac{6246,745}{4823,155} = 1,295 \text{ kg}_{\text{steam}} / \text{kg}_{\text{uap}}$$

Q = S λ ,dimana : λ = Hs - Hc = 505,5596

= 6246,745 x 505,5596

= 3158101,984 kkal/jam

$Q = U \times A \times \Delta t$

$3158101{,}984 = 4823{,}155 \times A \times (148{,}89 - 85)$

$A = 10{,}249\ m^2$

Neraca panas masuk	**(kkal)**	**Neraca panas**	**(kkal)**
Panas bahan masuk		Uap	3045043,115
Kalsium laktat	24557,452	Larutan	360936,606
Air	223243,645		
Kotoran	76,584		
Asam laktat	0,057		
	247877,737		
Steam	3158101,984		
Total	3405979,721	Total	3405979,721

9. SPRAY DRYER

.Produk = L_2, T_{L2}, y_2

Keterangan :

t_{G1} = Suhu udara panas keluar 82,22°C (Inskeep, hal 1104)

t_{G2} = Suhu udara panas masuk 260°C (Inskeep, hal 1104)

t_{L1} = Suhu keluar dari evaporator dengan kadar 30% Ca Laktat = suhu masuk 70°C

t_{L2} = Suhu produk keluar spray dryer = Suhu slurry keluar =155°C

Y_1 = Kandungan Air dalam Slurry masuk

$$\frac{3291{,}379}{4706{,}985} \times 100\% = 69{,}925\%$$

Y_2 = 0,0658 kg H_2O/kg produk kering

(Perkiraan awal Shreve)

H_2 = 0,0128 kg H_2O/kg udara kering

H_{G1}, H_{G2} = Btu/ lb solid kering

H_{L1}, H_{L2} = Btu/ lb udara kering

X_1, X_2 = fraksi berat air

Enthalpy Masuk :

Panas masuk pada 70°C yang meliputi :

Kalsium laktat	= 1412,096 x 0,293 x (70-25)	= 18618,479
Air	= 3291,379 x 1 x (70-25)	= 148112,056
Kotoran	= 3,507 x 0,32 3 x (70-25)	= 50,968
Asam laktat	= 0,004 x 0,2892 x (70-25)	= 0,051
		166781,554

Hr Udara Panas = H_G x Cs x (t_G - to) + H x λo

(Geankoplis, hal 550 pers 9.10-24)

dimana

Cs = Panas Humidity = 1,005 + 1,88 H KJ/kg Udara kering °C

λo = Panas Laten air pada 25°C

= 1050,34 BTU /lb (Mc Cabe App B)

= 2243,09 KJ /kg = 535,87 kkal/kg

Cs' =1,005 + 1,88 H_2

= 1,005 + 1,88 x 010658 = 1,179 /kg Udara kering °C

maka Hr Udara Panas masuk = G x Cs x (to_2-to) + H_2 x λo x G

= G x 1,129 x (260-25) + 0,0658 x 2243,09 x G

= 412,91 G KJ = 98,644 G kcal

Massa Air yang teruapkan = 3191,671 kg

Massa Air dalam slurry masuk = 3291,379 kg

Jadi massa air dalam produk akhir dari kalsium laktat = 1292,99 kg.

Asumsi : Produk yang terbawa udara panas ke Cyclone adalah 1% dari total produk kalsium laktat dari spray dryer.

Keluar dari Spray Dryer (neraca massa)		= 1530,467	kg
	Ke Cyclone	= 15,153	kg
Menju ke Screw Conveyor		= 1515,314	kg

Enthalpy keluar dari Spray Dryer ke Screw Conveyor

Kalsium laktat	= 1397,975 x 0,293 x (155-25)	= 53248,851
Air	= 98,711 x 1 x (155-25)	= 12832,373
Asam laktat	= 0,004 x 0,2872 x (155-25)	= 0,146
Kotoran	= 3,471 x 0,322 .x (155-25)	= 145,317
	ΔH total	= 66226,686

Enthalpy keluar dari Spray Dryer ke Cyclone

Kalsium laktat	= 14,121 x 0,293 .x (155-25)	= 537,867
Air	= 0,997 x 1 x (155-25)	= 129,619
Asam laktat	= 3,941E-05 x 0,2872 x (155-25)	= 0,001
Kotoran	= 0,035 x 0,322 x (155-25)	= 1,468
	ΔH total	= 668,956

$\Sigma\ \Delta Hp$ total = 66226,686 + 668,956 = 67115,642

$Cs_1 = 1{,}055 + 1{,}89\ H_1$

Hp Udara Panas keluar = $G \times Cs_1 \times (t_G\text{-}to) + G \times H_1 \times \lambda o$

$= G \times (1{,}055 + 1{,}89\ H_1) x (82{,}22\text{-}25) + G \times H_1 \times 2243{,}09$

$= 57{,}506\ G + 2351{,}24\ H_1\ G$ KJ

$= 13{,}738\ G + 561{,}71\ H_1\ G$ kcal

Asumsi Panas hilang 5% dari panas masuk

= 0,06 x (166781,554 + 98,644 G)

= 10006,893 + 4,932 G

Masuk

Enthalpy masuk = 166781,554

Udara .Masuk 98,644 G

166781,554 + 98,644 G

Keluar

Enthalpy produk = 67115,642

Udara panas yang keluar = 13,738 G + 561,71 Hi G

Udara panas yang hilang = 108303,228 + 4,932 G

975685,722 + 18,67 G + 561,71 H_1 G

166781,554 + 98,644 G = 975685,722 + 18,67 G + 561,71 H_1 G

1190378,832 = 561,71 H_1 G - 79,974 G

Dari pers massa didapat

$$G = \frac{41461{,}22}{H_1 - 0{,}0128}$$

Substitusi pers (1) dan (2) :

1190376,832 = 561,71 H1 [41461,22/(H1-0,0128)] – 79,974 [41461,22/(H1-0,0128)]

H1 = 0,149 kg H_2O/kg Udara kering

Dari pers (2) didapat G = 278263,234 kg udara kering

H_R Udara panas masuk = 98,644 G

= 98,644 .x 278263,234=2744899,4 .kcal

H_R Udara kering = G x Cp x Δt

= 278263,234 x 0,24 x (260-25)

= 15694046,4

H_R H_2O uap = 278263,234 x 0,0658 x (260-25) + 278263, 234 x 0,0658 x 535,87

14114414,47 .kcal /kg

Hp Udara panas yang keluar = 13,738 G + 561,71 **Hi** G

= 13,738 x 278263,234 + 561,71 x 0,149 x 278263,234

= 27266983,06 kcal /kg

Hp Udara kering = G x Cp x Δt

= 278263,234 x 0,24 x (82,22-25)

= 3821333,34 kcal

Hp H_2O Uap = G x **Hi** x Cp x Δt + G x **Hi** x λo

= 278263,234 x 0,149 x 0,46 x (82,2-25) + 278263,234 x 0,149 x 535,82

= 23306679,57

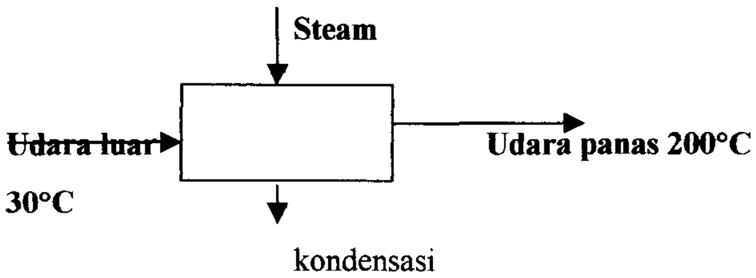
Panas yang hilang = 108303,228 + 4,932 G

= 119481,15 + 5,919 .x 278263,234

= 1480697,49

Neraca panas masuk (kkal)		Neraca panas keluar (kkal)	
Enthalpy masuk	2166064,554	Enthalpy produk	867382,49
Udara masuk	27448998,49	Udara panas keluar	27266983,06
		Panas yang hilang	1480697,49
Total	29615063,04	Total	29615063,04

10. AIR HEATER



Fungsi : Memanaskan udara luar agar menjadi udara panas bersuhu 500 °F, udara panas ini nantinya dipakai sebagai pemanas untuk spray dryer.

Asumsi : Suhu udara masuk Air heated = 30 °C

Enthalpy udara masuk (t = 30 °C)

H_R Udara kering = G x Cp x At

= 278263,234 x 0,24 x (30-25)

= 333915,881 kkal

H_R H_2O uap = G x H x Cp x At + G x H x λo

= 278263,234 x 0,149 x 0,46 x (30-25) + 278263,234 x 0,149 x 535,753

= 22308335,53

Enthalpy Udara panas (t = 260 °C)

Hp Udara kering = G x Cp x Δt

= 278263,2.34 x 0,24 x (260-25)

= 15694046,4

Hp H_2O Uap = G x H x Cp x Δt + G x H x λo

= 278263,234 x 0,0658 x 0,466 x (260-25) + 2782631,234x 0,0658 x 535,753

= 11786768,66 kkal

Enthalpy Udara

Udara kering	= 333915,88	Udara kering =	15694046,4
H_2O uap	= 22308335,53	H_2O uap	= 11778768,66
panas yang disuplai	= Q	Panas hilang	= 0,05 Q
	22642251,41 + Q		27482815,06 + 0,05Q

22642251,41 + Q = 27482815,06 + 0,05 .Q

Q = 5095330,16 kkal

Neraca panas masuk (kkal)		Neraca panas keluar (kkal)	
Udara kering	333915,88	Udara kering	15694046,4
H_2O uap	22308335,53	H_2O uap	11778768,66
Panas yang disuplai	5095330,16	Panas yang hilang	254766,51
Total	27737581,57	Total	27737581,57

APPENDIX C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

APPENDIX C
SPESIFIKASI ALAT

1. TANGKI PENYIMPAN (F-112)

Fungsi : Menyimpan larutan cornsugar 90,7% sebelum diumpankan ke Tangki pengencer.

Bentuk: Tangki Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk dish dan tutup bawah berbentuk flat/datar

Kebutuhan Cornsugar 90,7% setiap 1 jam = 1263,5 kg

Diket : Sg Cornsugar =1,544 (Perry, 5^{ed}, 3-36)

ρ Cornsugar $= {}^1/_{1,.544}$ x H_2O(25C)

$= {}^1/_{1,544}$ x 995,647 = 644,849

= 0,645 Kg/liter = 40,303 lb/cuft

Volume tangki selama waktu tinggal untuk 7 hari = 212268 kg

Volume Liquid Tangki = $\frac{212268}{0,645}$ = 329174,7 liter = 329,1747 m^3

Ditetapkan larutan hanya mengisi 80% volume tangki.

Jadi Volume tangki = $\frac{329,1747}{0,8}$ = 411,468 m^3

Jadi untuk 30 hari membutuhkan tangki 5 buah dengan volume 411,468 m^3

MENENTUKAN UKURANTANGKI

Diameter Silinder

Ditetapkan : ${}^H/_D$ =1,5

Volume tangki = 1/4 x πx D^2 x H (Brownell,hal.41)

411,468 =1/4 x πx D^2 x 1, 5 D ⟶ 7meter

Tinggi Silinder

${}^H/_D$ = 1,5

H =1,5 x D = 1,5 x 7 = 10,5 meter

Tinggi Tutup Dish

Rc = D – 7" = (10,5 x 39,37) – 7" = 406,385 in = 10,337 m

(Hesse, Process Equipment Design, hal.69)

$h = Rc - \sqrt{\{Rc^2 - D^2 / 4\}} = 10{,}337 - \sqrt{\{10{,}337^2 - 7^2 / 4\}} = 0{,}611$

Dimana D = diameter tangki, in (Hesse, hal.92)

Rc = CROWN RADIUS, in

Volume Tutup Dish

$V = 1{,}05 \times h^2 \times (3 \times Rc - h)$ (Hesse, hal.92)

$V = 1{,}05 \times 0{,}611^2 \times (3 \times 10{,}337 - 0{,}611) = 11{,}422\ m^3$

Tinggi Total Tangki = Tinggi Silinder + Tinggi Tutup Dish

Tinggi Total Tangki = 10,5 + 0,611 =11,111 m

Tinggi larutan tangki = 0, 8 H = 0,8 x 10,5 = 8,4 m

MENENTUKAN TEBAL TANGKI

Tebal Silinder

$$t_f = \frac{(P \times D)}{(f \times e - 0{,}6 \times P)} + c$$

(PETER , KS & TIMMERHAUSS, hal.537 PLANT DESIGN & ECONOMIC FOR CHEMICAL)

Dimana t = tebal shell, in

P = tekanan design, Psi

D = diameter dalam tangki, in

f = tensile stress yang diijinkan = 18750 Psi

Carbon Steel SA-167 Grade 3 (Brownell, hal.342)

e = efisiensi sambungan = 0,85 (Brownell, hal.85)

c = faktor korosi = 1/8 (Brownell, hal.73)

Tekanan Hidrostatik $= \frac{\rho \times H}{144} = \frac{40{,}303 \times 86{,}4}{144} = 24{,}18$ Psi

Tekanan Design = 130% Tekanan Hidrostatik

= 1,3 x 24,18 = 31,43

Bahan konstruksi karbon steel SA-167 Grade 3

(Brownell,hal.342)

Tensile Stress, f = 18750 Psi

$t = \frac{31{,}43 \times 7 \times 39{,}37}{18750 \times 0{,}85 - 0{,}6 \times 31{,}43} + \frac{1}{8} = 0{,}09618$ in

Dakai Tebal Shell : $^{14}/_{16}$ in

Tebal Tutup Dish (HESSE, hal.86)

$t = \frac{P \times Rc \times W}{2 \times f \times e} + C$

$^{tc}/_{Rc} = 0{,}06$ untuk W = 1,8 (HESSE, hal.87)

$t = \frac{31{,}43 \times 10{,}337 \times 1{,}8}{2 \times 18750 \times 0{,}85} + \frac{1}{8} = 0{,}143$ in

Dipakai Tebal Tutup = $^{13}/_{16}$

2. TANGKI PENGENCER (M-110)

Fungsi : Mengencerkan larutan Cornsugar 90,7% menjadi 14%

Bentuk: Tangki Silinder tegak dengan kedua tutup atas berbentuk standart dish.

Rate bahan masuk = 8185,675 $^{Kg}/_{Jam}$

ρ Bahan masuk = $^{1}/_{1{,}544} \times \rho\ H_2O\ (25^{O}\ C)$

= $^{1}/_{1{,}544} \times 995{,}647\ ^{Kg}/_{m^3}$

Waktu tinggal = 30 menit (0,5 jam)

Volume tangki selama waktu tinggal = $8185{,}675 \times \frac{1}{644{,}849} \times 0{,}5$

= 6,347 m^3

Ditetapkan larutan hanya mengisi 80% dari volume tangki

Volume tangki = $\frac{6,347}{0,8}$ = 7,934m^3

MENENTUKAN UKURANTANGKI

Diameter Silinder

Ditetapkan : $^H/_D$ = 1,5

Volume tangki = 1/4 x πx D^2 x H (Brownell,hal.41)

4,7 = 1/4 x πx D^2 x 1, 5 D ⟶ D = 2 meter

Tinggi Silinder

$^H/_D$ = 1,5

H =1,5 x D = 1,5 x 2 = 3 meter

Tinggi Tutup Dish

Rc = D – 2" = (3 x 39,37) – 2" = 116,11 in = 2,953 m

(Hesse, Process Equipment Design, hal.69)

h = Rc - $\sqrt{\{Rc^2 - D^2 / 4\}}$ = 2,953 - $\sqrt{\{2,953^2 - 2^2 / 4\}}$ = 0,174

Dimana D = diameter tangki, in (Hesse, hal.92)

Rc = CROWN RADIUS, in

Volume Tutup Dish

V = 1,05 x h^2 x (3 x Rc – h) (Hesse, hal.92)

V = 1,05 x 0.174^2 x (3 x 2,953 – 0,174) = 0,266 m^3

Volume Silinder = Volume Tangki - 2 x Volume Tutup Dish

= 7,934– 2 x 0,266 = 7,401 m^3

Volume larutan dalam Silinder = Volume Tangki – Volume Tutup Dish

= 7,934 – 0,266 = 7,667 m^3

Tinggi larutan dalam Silinder = $\frac{4\ V}{\pi\ D^2}$ = $\frac{4 \times 7,934}{\pi \times 2}$ = 2,527m

Tinggi Total Tangki = Tinggi Silinder + Tinggi Tutup Dish

= 3 + 0,174 = 3,174 m

Tinggi Total larutan = 2,527 + 0,174 = 2,701 m

MENENTUKAN TEBAL TANGKI

Tebal Silinder

$$t = \frac{P \times D}{f \times e - 0,6 \times P} + c$$

(PETER, MS & TIMMERHAUSS, hal.537 PLANT DESIGN & ECONOMIC FOR CHEMICAL)

Dimana ; t = tebal shell, in

P = tekanan design, Psi

D = diameter dalam tangki, in

f = tensile stress yang diijinkan 187-50 Psi Carbon Steel SA-167 Grade 3 (Brownell, hal.342)

e = efisiensi sambungan = 0,85 (Brownell, hal.85)

c = faktor korosi = 1 / 8 (Brownell, hal.73)

Tekanan Hidrostatik $= \frac{\rho \times H}{44} = \frac{40,303 \times 6,33}{144} = 1,6$

Tekanan Design = 130% x Tekanan Hidrostatik

= 1.3 x 1,8 = 2,34 Psi

Bahan konstruksi : karbon steel SA-167 Grade 3

(Brownell,hal.342)

Tensile Stress, f = 18750 Psi

$$t = \frac{2,34 \times 1,6 \times 39,37}{18750 \times 0,85 \times - 0,6 \times 2,.34} + \frac{1}{8} = 0,13 \text{ in}$$

Dipakai tebal Shell = $^{4}/_{16}$ in

Tebal Tutup bawah : (HESSE, hal-66)

$$t = \frac{P \times Rc \times w}{2 \times f \times e} + C$$

tc / Rc = 0,06 untuk w = 1,8 (HESSE, hal.87)

$$t = \frac{2{,}34 \times 2{,}25 \times 1{,}8}{2 \times 18750 \times 0{,}85} + \frac{1}{8} = 0{,}13 \text{ Psi}$$

Dipakai Tebal Tutup = $^3/_{16}$ in

Untuk tebal tutup atas yang berpengaruh adalah faktor korosi karena tekanan tutup atas sama dengan tekanan luar. Jadi tebal tutup atas = $^3/_{16}$ in

PERLENGKAPAN TANGKI PENGENCER

Pengaduk

Dipilih jenis pengaduk axial turbine dengan 4 blade pada sudut lancip 45 ^{O}

$^{Dt}/_{Di}$ = 5,2 (BROWN, hal.507)

$^{Zl}/_{Di}$ = 5,2

$^{Zi}/_{Di}$ = 0,87

Dimana ; Dt = diameter tangki

Di = diameter iinpeler

ZI = tinggi liquida dalam tangki

Zi = tinggi impeler

$^{Dt}/_{Di}$ = 5,2

Di = $^{Dt}/_{5,2}$

Di = $^{5,3}/_{5,2}$ = 1,1 ft

Zi = 0,87 x Di = 0,87 x 1,1 = 0,96 ft

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{\text{Tinggi liquida x Sg}}{\text{Diameter tangki}} = \frac{6{,}33 \times 40{,}303}{5{,}3 \times 62{,}5}$$

(JOSHI. M. V, "PROCESS EQUIPMENT DESIGN" 2^{ed}, HAL 389)

= 0,8 buah

Diambil jumlah pengaduk = 1 buah.

POWER PENGADUK

Ditetapkan putaran pengaduk (N) = 120 rpm = 2 rps

μ = 0,85 cp = 5,7 x 10^{-4} $^{lb}/_{ft.dt}$

ρ = 644,849 $^{Kg}/m^3$ = 40,303 $^{lb/}$Cuft

$$N_{Re} = \frac{N \times Di \times \rho}{\mu} = \frac{2 \times 1{,}1^2 \times 40{,}303}{5{,}7 \times 10^{-4}} = 171110{,}98$$

(BROWN, hal.508)

Diperoleh k_T = 1,27

(Mc Cabe 4^{ed}, hal.254)

(Mc Cabe 4^{ed}, hal.253)

$$P = \frac{k_T \times \rho \times N^3 \times D_i^5}{gc} = \frac{1{,}27 \times 40{,}303 \times 2^3 \times 1{,}1^5}{32{,}2 \times 550} = 0{,}23 \text{ Hp}$$

Grand Losses = 0,5 Hp (JOSHI, hal.399)

Power Input = 0,5 + 0,23 = 0,73 Hp

Transmission system losses (20%) = 0,2 x 0,73 = 0,15 Hp

Total Hp = 0,73 + 0,15 = 0,88 Hp

Efisiensi = 80%

Hp motor yang diperlukan = $\frac{0{,}88}{0{,}8}$ = 1,1 Hp

Dipakai Hp motor = 1,5 Hp

Coil Femanas

$$\frac{Hc \times Dt}{K} = 0{,}87 \left(\frac{L^2 \times N \times \rho}{\mu}\right)^{2/3} \left(\frac{C \times \mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0{,}14}$$

(KERN, hal.722)

Dimana :

Dt = Diameter Tangki 5,3 ft

Di = L = Diameter Impeler = 1,1 ft

k = Thermal Conductitvity Liquid = 0,32 BTU/jam.ft^2 (^{o}F/ft)

N = Kecepatan Putar Impeler = 2 rpm = 7200 rph

ρ = Density Campuran = 644,848 Kg/m^3 = 40,303 lb/Cuft

μ = Viskositas campuran = 2,056 lb/ft-jam

c = Spesifikasi heat liquid = 0,921 BTU/lb°F

Coil Femanas

$$\frac{hc \times 8{,}2}{0{,}32} = 0{,}87\left(\frac{1{,}1^2 \times 7200 \times 40{,}303}{2{,}056}\right)^{2/3}\left(\frac{0{,}921 \times 2{,}056}{0{,}32}\right)^{1/3}$$

ho = 236,66 BTU/jam ft^2 °F

hio = Koeffisien perpindahan panas steam pada coil

= 1500 BTU/jam.ft^2 °F (KERN, hal.164)

$$Uc = \frac{hc \times hio}{hc + hio} = \frac{236{,}66 \times 1500}{236{,}66 \times 1500} = 204{,}41 \text{ BTU /jam ft}^2\ {}^{O}F$$

(KERN, hal.121)

Rd = 0,001 (KERN, hal.845)

$$hd = \frac{1}{Rd} = \frac{1}{0{,}001} = 1000$$

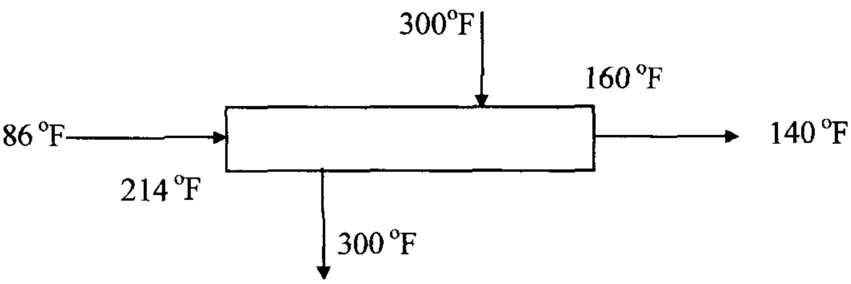
$$UD = \frac{Uc \times hd}{Uc + hd} = \frac{204{,}41 \times 1000}{204{,}41 + 1000} = 169{,}72 \text{ BTU/jam ft}^2\text{.oF}$$

(KERN, hal.107)

Q = 523473,184 kkal /hari = 2078188,533 BTU/hari

= 86591,19 BTU /jam (1 Kkal/jam = 3,97 BTU/jam)

$$\Delta t = \frac{160 - 214}{\text{Ln } \frac{214}{160}} = 171{,}337\ {}^{O}F$$



$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{86591{,}19}{169{,}72 \times 171{,}337} = 2{,}98 \text{ ft}^2$$

(KERN, hal.723)

Digunakan HELICAL COIL dengan 0,5 in IPS Schedule 40 (KERN, 844)

ID = 0,622 in = 0,0518 ft

OD = 0,84 in = 0,07 ft

FLOW AREA PER PIPA : at = 0,304 in = 0,0021 ft^2

SURFACE PER LIN ft, ao = 0,22 ft^2 /ft

(GUPTA SANTOSH "MOMENTUM TRANSFER OPERATION" hal.158)

Dc = 0,7 x 5,3 = 3,71 ft

Luas permukaan setiap lilitan = πx Dc x ao

= πx 3,71 x 0,22 = 2,56 ft2

$$\text{Jumlah lilitan, n} = \frac{A}{2{,}56} = \frac{2{,}98}{2{,}56} = 1{,}2 \text{ lilitan}$$

Diambil jumlah lilitan = 2 lilitan

Jarak antar lilitan max = 6 in

Diambil jarak antar lilitan = 1 in

Jarak coil dari dasar tangki = 10 in

Tinggi Coil = n x OD + [(n – 1) x S] + b

= 2 x 0,84 + [(2 –1) x 3] + 10 = 12,7 in = 0,322 m

Tinggi liquida dalam Silinder = 1,93 meter

Jadi tinggi liquida dalam silinder > tinggi coil maka perencanaan memenuhi.

3.TANGKI PENAMPUNG I (F – 123)

Fungsi : Menyimpan larutan cornsugar encer sebelum diumpankan ke Tangki pengencer.

Bentuk :Tangki Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standart dish dan tutup bawah berbentuk datar.

Rate bahan masuk = 8185,675

Diket : Sg Cornsugar = 1,544 (Perry, 5[ed], 3-36)

ρ Cornsugar = $^1/_{1,544}$ x ρH_2O(25C)

= $^1/_{1,544}$ x 995,647 = 644,849

= 0,645 Kg/liter = 40,303 lb/cuft

Waktu tinggal = 15 menit (0,25 jam)

Volume tangki selama waktu tinggal = 8185,675 x $\frac{1}{644,849}$ x $\frac{1}{4}$

= 3,173 m^3

Ditetapkan larutan hanya mengisi 80% volume tangki.

Jadi Volume tangki = $\frac{3,173}{0,8}$ = 3,967m^3

MENENTUKAN UKURANTANGKI

Diameter Silinder

Ditetapkan : $^H/_D$ =1,5

Volume tangki = 1/4 x πx D^2 x H (Brownell,hal.41)

3,967 =1/4 x πx D^2 x 1, 5 D ———— D = 1,5 meter

Tinggi Silinder

$^H/_D$ = 1,5

H =1,5 x D = 1,5 x 1,5 = 2,25 meter

Tinggi Tutup Dish

Rc = D – 6" = (2,25 x 39,37) – 6" = 82,582 in = 2.101m

(Hesse, Process Equipment Design, hal.69)

$h = Rc - \sqrt{\{Rc^2 - D^2 / 4\}} = 2,101 - \sqrt{\{2,101^2 - 1,5^2 / 4\}} = 0,138$

Dimana D = diameter tangki, in (Hesse, hal.92)

Rc = CROWN RADIUS, in

Volume Tutup Dish

$V = 1{,}05 \times h^2 \times (3 \times Rc - h)$ (Hesse, hal.92)

$V = 1{,}05 \times 0{,}138 \times (3 \times 2{,}101 - 0{,}138) = 0{,}118\ m^3$

Tinggi Total Tangki = Tinggi Silinder + Tinggi Tutup Dish

Tinggi Total Tangki = 2,25 + 0,138 = 2,388 m

Tinggi larutan tangki = 0, 8 H = 0,8 x 2,25 = 1,8

MENENTUKAN TEBAL TANGKI

Tebal Silinder

$$t_f = \frac{(P \times D)}{(f \times e - 0{,}6 \times P)} + c$$

(PETER, MS & TIMMERHAUSS, hal.537 PLANT DESIGN & ECONOMIC FOR CHEMICAL)

Dimana t = tebal shell, in

P = tekanan design, Psi

D = diameter dalam tangki, in

f = tensile stress yang diijinkan = 18750 Psi

Carbon Steel SA-167 Grade 3 (Brownell, hal.342)

e = efisiensi sambungan = 0,85 (Brownell, hal.85)

c = faktor korosi = 1/8 (Brownell, hal.73)

$$\text{Tekanan Hidrostatik} = \frac{\rho \times H}{144} = \frac{40{,}303 \times 4{,}92}{144} = 1{,}38\text{Psi}$$

Tekanan Design = 130% Tekanan Hidrostatik

= 1,3 x 1,38= 1,794

Bahan konstruksi karbon steel SA-167 Grade 3

(Brownell,hal.342)

Tensile Stress, f = 18750 Psi

$$t = \frac{1{,}9 \times 1{,}5 \times 39{,}37}{18750 \times 0{,}85 - 0{,}6 \times 1{,}794} + \frac{1}{8} = 0{,}119\text{in}$$

Dakai Tebal Shell : $^4/_{16}$ in

Tebal Tutup Dish (HESSE, hal.86)

$$t = \frac{P \times Rc \times W}{2 \times f \times e} + C$$

$^{tc}/_{Rc}$ = 0,06 untuk W = 1,8 (HESSE, hal.87)

$$t = \frac{1{,}794 \times 2{,}101 \times 1{,}8}{2 \times 18750 \times 0{,}85} + \frac{1}{8} = 0{,}125 \text{ in}$$

Dipakai Tebal Tutup = $^{3}/_{16}$

4. TANGKI STERILISASI (M – 120)

Fungsi : Membunuh kontaminan

Bentuk dan Ukuran Tangki = Tangki Pengencer

Bentuk : Tangki Silinder tegak dengan keduatutup atas berbentuk standart dish.

Rate bahan masuk = 8185,675 $^{Kg}/_{Jam}$

ρ Bahan masuk = $^{1}/_{1,544} \times \rho\ H_2O\ (25^{O}\ C)$

= $^{1}/_{1,544} \times 995{,}647\ ^{Kg}/_{m^3}$ = 644,849 Kg/m^3

Waktu tinggal = 30 menit (0,5 jam)

Volume tangki selama waktu tinggal = $8185{,}675 \times \frac{1}{644{,}849} \times 0{,}5$

= 6,347 m^3

Ditetapkan larutan hanya mengisi 80% dari volume tangki

Volume tangki = $\frac{6{,}347}{0{,}8}$ = 7,934 m^3

MENENTUKAN UKURANTANGKI

Diameter Silinder

Ditetapkan : $^{H}/_{D}$ =1,5

Volume tangki = 1/4 x πx D^2 x H (Brownell,hal.41)

4,7 = 1/4 x πx D^2 x 1, 5 D ⟶ D = 1,9 meter

Tinggi Silinder

$^{H}/_{D}$ = 1,5

H =1,5 x D = 1,5 x 1,9 = 2,85 meter

Tinggi Tutup Dish

Rc = D – 6" = (2,85 x 39,37) – 6" = 106,205 in = 2,701 m

(Hesse, Process Equipment Design, hal.69)

h = Rc - $\sqrt{\{Rc^2 - D^2 / 4\}}$ = 2,701 - $\sqrt{\{2{,}701^2 - 1{,}9^2 / 4\}}$ = 0,173 m

Dimana D = diameter tangki, in (Hesse, hal.92)

Rc = CROWN RADIUS, in

Volume Tutup Dish

V = 1,05 x h^2 x (3 x Rc – h) (Hesse, hal.92)

V = 1,05 x $0{,}173^2$ x (3 x 2,701 – 0,173) = 0,237 m^3 = 0,24 m^3

Volume Silinder = Volume Tangki - 2 x Volume Tutup Dish

= 7,934 – 2 x 0,24 = 7,459 m^3

Tinggi larutan dalam Silider = Volume Tangki – Volume Tutup Dish

= 7,934 – 0,24 = 7,697m^3

Tinggi larutan dalam Silinder = $\frac{4\ V}{\pi D^2}$ = $\frac{4 \times 7{,}934}{\pi \times 1{,}9}$ = 2,800 m

Tinggi Total Tangki = Tinggi Silinder + Tinggi Tutup Dish

= 2,85 + 0,173 = 3,023 m

Tinggi Total larutan = 3,023 + 0,173 = 7,869 m

MENENTUKAN TEBAL TANGKI

Tebal Silinder

$$t = \frac{P \times D}{f \times e - 0{,}6 \times P} + c$$

(PETER, MS & TIMMERHAUSS, hal.537 PLANT DESIGN & ECONOMIC FOR CHEMICAL)

Dimana t = tebal shell, in

P = tekanan design, Psi

D = diameter dalam tangki, in

f = tensile stress yang diijinkan = 18750 Psi Carbon Steel SA-167 Grade 3

(Brownell, hal.342)

e = efisiensi sambungan = 0,85 (Brownell, hal.85)

c = faktor korosi = 1 / 8 (Brownell, hal.73)

Tekanan Hidrostatik $= \frac{\rho \times H}{44} = \frac{40{,}303 \times 6{,}33}{144} = 1{,}8$

Tekanan Design = 130% x Tekanan Hidrostatik

= 1.3 x 1,8 = 2,34 Psi

Bahan konstruksi : karbon steel SA-167 Grade 3

(Brownell,hal.342)

Tensile Stress, f = 18750 Psi

$$t = \frac{2{,}34 \times 1{,}9 \times 39{,}37}{18750 \times 0{,}85 \times - 0{,}6 \times 2{,}34} + \frac{1}{8} = 0{,}117 \text{ in}$$

Dipakai tebal Shell = $^{4}/_{16}$ in

Tebal Tutup bawah : (HESSE, hal-66)

$$t = \frac{P \times Rc \times w}{2 \times f \times e} + C$$

tc / Rc = 0,06 untuk w = 1,8 (HESSE, hal.87)

$$t = \frac{2{,}34 \times 2{,}25 \times 1{,}8}{2 \times 18750 \times 0{,}85} + \frac{1}{8} = 0{,}125 \text{ Psi}$$

Dipakai Tebal Tutup = $^{3}/_{16}$ in

Untuk tebal tutup atas yang berpengaruh adalah faktor korosi karena tekanan tutup atas sama dengan tekanan luar. Jadi tebal tutup atas = $^{3}/_{16}$ in

PERLENGKAPAN TANGKI STERILISASI

Pengaduk

Dipilih jenis pengaduk axial turbine dengan 4 blade pada sudut lancip 45 ^{O}

$^{Dt}/_{Di}$ = 5,2 (BROWN, hal.507)

$^{Zl}/_{Di}$ = 5,2

$^{Zi}/_{Di}$ = 0,87

Dimana Dt = diameter tarigki

Di = diameter iinpeler

ZI = tinggi liquida dalam tangki

Zi = tinggi impeler

$^{Dt}/_{Di}$ = 5,2 ; Di = $^{Dt}/_{5,2}$; Di = $^{5,3}/_{5,2}$ = 1,1 ft

Zi = 0,87 x Di = 0,87 x 1,1 = 0,96 ft

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{\text{Tinggi liquida x Sg}}{\text{Diameter tangki}} = \frac{6{,}33 \times 40{,}303}{5{,}3 \times 62{,}5}$$

(JOSHI. M. V, "PROCESS EQUIPMENT DESIGN" 2^{ed}, HAL 389)

= 0,8 Buah

Diambil jumlah Pengaduk = 1 buah

POWER PENGADUK

Ditetapkan putaran pengaduk (N) = 120 rpm = 2 rps

μ = 0,85 cp = 5,7 x 10^{-4} $^{lb}/_{ft.dt}$

ρ = 644,849 $^{Kg}/_{m^3}$ = 40,303 $^{lb/}$Cuft

$$N_{Re} = \frac{N \times Di \times \rho}{\mu} = \frac{2 \times 1{,}1^2 \times 40{,}303}{5{,}7 \times 10^{-4}} = 171110{,}98$$

(BROWN, hal.508)

Diperoleh k_T = 1,27

(Mc Cabe 4^{ed}, hal.254)

(Mc Cabe 4^{ed}, hal.253)

$$P = \frac{k_T \times \rho \times N^3 \times D_i^5}{gc} = \frac{1{,}27 \times 40{,}303 \times 2^3 \times 1{,}1^5}{32{,}2 \times 550} = 0{,}23 \text{ Hp}$$

Grand Losses = 0,5 Hp (JOSHI, hal.399)

Power Input = 0,5 + 0,23 = 0,73 Hp

Transmission system losses (20%) = 0,2 x 0,73 = 0,15 Hp

Total Hp = 0,73 + 0,15 = 0,88 Hp

Efisiensi = 80%

Hp motor yang diperlukan = $\frac{0{,}88}{0{,}8}$ = 1,1 Hp

Dipakai Hp motor = 1,5 Hp

Coil Femanas

$$\frac{Hc \times Dt}{K} = 0{,}87 \left(\frac{L^2 \times N \times \rho}{\mu}\right)^{2/3} \left(\frac{C \times \mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

(KERN, hal.722)

Dimana :

Dt = Diameter Tangki 5,3 ft

Di = L = Diameter Impeler = 1,1 ft

k = Thermal Conductitvity Liquid = 0,32 BTU/jam.ft^2 (^{o}F/ft)

N = Kecepatan Putar Impeler = 2 rpm = 7200 rph

ρ = Density Campuran = 644,848 Kg/m^3 = 40,303 lb/Cuft

μ = Viskositas campuran = 2,056 lb/ft-jam

c = Spesifikasi heat liquid = 0,921 BTU/lb^oF

oil Femanas

$$\frac{hc \times 8{,}2}{0{,}32} = 0{,}87\left(\frac{1{,}1^2 \times 7200 \times 40{,}303}{2{,}056}\right)^{2/3}\left(\frac{0{,}921 \times 2{,}056}{0{,}32}\right)^{1/3}$$

ho = 236,66 BTU/jam $ft^2\ ^oF$

hio = Koeffisien perpindahan panas steam pada coil

= 1500 BTU/jam.$ft^2\ ^oF$ (KERN, hal.164)

$$Uc = \frac{hc \times hio}{hc + hio} = \frac{236{,}66 \times 1500}{236{,}66 \times 1500} = 204{,}41 \text{ BTU /jam } ft^2\ ^OF$$

(KERN, hal.121)

Rd = 0,001 (KERN, hal.845)

$$hd = \frac{1}{Rd} = \frac{1}{0{,}001} = 1000$$

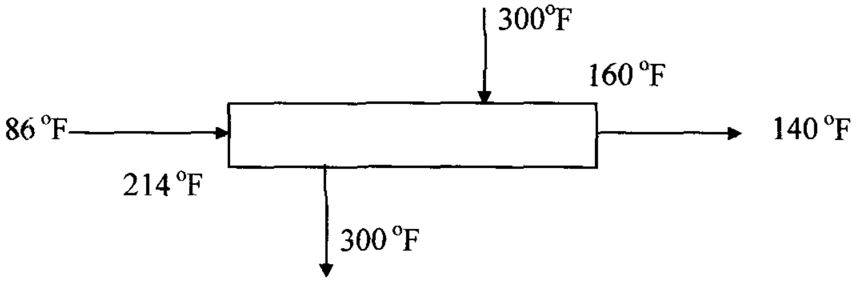
$$UD = \frac{Uc \times hd}{Uc + hd} = \frac{204{,}41 \times 1000}{204{,}41 + 1000} = 169{,}72 \text{ BTU/jam } ft^{2o}F$$

(KERN, hal.107)

Q = 8228770,15 kkal /harl = 32668217,5 BTU/hari

= 1361175,73 BTU /jam (1 Kkal/jam = 3,97 BTU/jam)

$$\Delta t = \frac{88 - 160}{Ln\ \frac{88}{160}} = 141{,}89\ ^OF$$



$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{1361175{,}73}{141{,}89 \times 222{,}89} = 43{,}022 \text{ ft}^2$$

(KERN, hal.723)

Digunakan HELICAL COIL dengan 0,5 in IPS Schedule 40 (KERN, 844)

ID = 0,622 in = 0,0518 ft

OD = 0,84 in = 0,07 ft

FLOW AREA PER PIPA : at = 0,304 in = 0,0021 ft^2

SURFACE PER LIN ft, ao = 0,22 ft^2 /ft

(GUPTA SANTOSH "MOMENTUM TRANSFER OPERATION" hal.158)

Dc/ Dt = 0,7 x 5,3 = 3,71 ft

Luas permukaan setiap lilitan = πx Dc x ao

= πx 3,71 x 0,22 = 2,56 ft2

Jumlah lilitan, $n = \frac{A}{2{,}56} = \frac{2{,}98}{2{,}56} = 1{,}2$ lilitan

Diambil jumlah lilitan = 2 lilitan

Jarak antar lilitan max = 6 in

Diambil jarak antar lilitan = 1 in

Jarak coil dari dasar tangki = 10 in

Tinggi Coil = n x OD + [(n – 1) x S] + b

= 2 x 0,84 + [(2 –1) x 3] + 10 = 12,7 in = 0,322 m

Tinggi liquida dalam Silinder = 1,93 ineter

Jadi tinggi liquida dalam silinder > tinggi coil maka perencanaan memenuhi.

5. COOLER (E-3O3)

Fungsi : Mendinginkan larutan dari tangki sterilisasi

Type : SHELL AND TUBE TURBULAN

1. NERACA PANAS

$Q = m \times Cp \times \Delta t$

m = 8185,675 Kg/ jam = 18046,167 lb /jam

Q = 18046,167 x 0,849 x (118,4 – 86) = 496406,757 BTU/jam

$$\text{RATE AIR} = \frac{496406{,}757}{1 \times (212 - 140{,}41)} = 6934{,}024 \text{ lb/jam}$$

2. MENGHITUNG Δt

$$\Delta t = \text{LMTD} = \frac{54{,}6 - 93{,}6}{\text{Ln}\left[{}^{54,6}/_{93,6}\right]} = 72{,}236^{o}F$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_1 - t_2} = \frac{212 - 140{,}4}{48{,}4 - 86} = 2{,}21$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{118{,}4 - 86}{212 - 86} = 0{,}257$$

(KERN, fig.18)

Ft = 0,925

DIPAKAI SHELL AND TUBE TIPE 1-2 :

Δt x LMTD = 0,925 x 72,236 = 66,82 °F

3. Tc & to

$$Tc = Ta = \frac{(212 + 140{,}4)}{2} = 176{,}2\ ^{o}F$$

$$to = ta = \frac{(118{,}4 + 116)}{2} = 102{,}2\ ^{o}F$$

4. TRIAL UD

ASUMSI : UD = 20

Q = 496406,757

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{496406,757}{20 \times 66,93} = 1338,6\ ft^2$$

karena luas permukaan panas > 200 ft^2, maka pemilihan jenis alat memenuhi. (KERN, hal.103)

5. MENENTUKAN JUMLAH TUBE

Dipakai ¾ in OD 16 BWG dengan panjang 16 ft diatur secara

SQUARE PITCH

PT = 1 in (KERN, hal.841)

$a^{o} = 0,1963\ ^{Cuft}/_{lin\ ft}$

$$\text{Jumlah Tube, Nt} = \frac{21,46}{(16 \times 0,1963)} = 68,9 \text{ buah.}$$

Dari tabel 9 hal 841 KERN :

Digunakan = 4 TUBE PASSES

Jumlah TUBE ; Nt = 68 buah

ID SHELL = 12 in

A = Nt x L x a" = 68 x 16 x 0, 1963 213,6 Cuft

$$UD = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{289751,03}{213,6 \times 66,93} = 20,3 = 20\ ft^2$$

SHELL SIDE (Cornsugar)

$B = ID \times \frac{2}{5} = \frac{24}{5}$

$= 4{,}8$ in Diambil = 5 in

$as = \frac{ID \times CB}{144\ Pr}$ (KERN, 138)

$= \frac{12 \times 0{,}25 \times 5}{144 \times 1} = 0{,}104\ ft^2$

$Gs = \frac{w}{as}$ (KERN, 138)

$= \frac{18046{,}167}{0{,}104}$

$= 173520{,}84\ ^{lb}/jam.ft^2$

Ta = 176,2 °F

μ = 0,85 cp

$= 2{,}056\ ^{lb}/jam.ft$

De = 0,95 in (KERN, fig. 28)

$= \frac{0{,}95}{12} = 0{,}0792$ ft

$Res = \frac{De \times Gs}{\mu}$

$= \frac{0{,}0792 \times 173520{,}84}{2{,}056}$

= 6684,27

JH = 33 (KERN, fig.28)

$ho = JH \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{C \times \mu}{k}\right)^{1/3} \times cps$

$ho = 33 \times \frac{0{,}32}{0{,}0729} \times \left(\frac{0{,}921 \times 2{,}056}{0{,}32}\right)^{1/3} \times 1$

$ho = 241{,}17\ ^{BTU}/jam.ft^2.\ °F$

TUBE SIDE (AIR)

FLOW AREA, at' = 0,0302 in^2

(KERN, table 10)

$at = \frac{Nt \times at}{144 \times n}$

$at = \frac{68 \times 0{,}302}{144 \times 2} = 0{,}0713\ ft^2$

$Gt = {}^{w}/_{at}$

$Gt = \frac{6934{,}024}{0{,}0713} = 97251{,}388\ ^{lb}/jam.ft^2$

ta = 102,2 °F

$\mu = 0{,}7\ cp = 2{,}056\ ^{lb}/ft.jam$

D = 0,62 in (KERN, 112)

$D = \frac{0{,}62}{12} = 0{,}0517$ ft

$Ret = \frac{D \times Gt}{\mu}$ (KERN,112)

$Ret = \frac{0{,}0517 \times 97251{,}388}{1{,}694} = 2968{,}06$

$^{L}/_{D} = \frac{16}{0{,}0517} = 30$ ft

JH = 3 (KERN, fig.24)

$hi = JH \times \frac{k}{D} \times \left(\frac{C \times \mu}{k}\right)^{1/3} \times cps$

$ho = 3 \times \frac{0{,}32}{0{,}0517} \times \left(\frac{0{,}921 \times 1{,}694}{0{,}32}\right)^{1/3} \times 1$

$ho = 31{,}48\ ^{BTU}/jam.ft^2.\ °F$

$hio = hi \times {}^{ID}/_{OD}$

$hio = 31{,}48 \times {}^{0{,}62}/_{0{,}75}$

$hio = 26\ ^{BTU}/jam.ft^2.\ °F$

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

$Uc = \frac{65.07 \times 241{,}17}{65{,}07 + 241{,}17} = 23{,}4\ ^{BTU}/jam.ft^2.°F$

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud} = \frac{21,91 - 20}{21,91 \times 20} = 0,0072$$

Rd yang dibutuhkan = 0,005 ; Rd perhitungan > Rd Yang dibutuhkan maka perencanaan ini memenuhi syarat.

Corn sugar

f = 0,0028 (fig 26,KERN)

ρ = 53,83 lb/Cuft

$$Sg = \frac{53,83}{62,4} = 0,863$$

$N + 1 = 12\ ^{L}/_{B}$

=12 x 16 = 38,4

$$Ps = \frac{[f \times Gs^2 \times Ds \times (N+1)]}{5,22 \times 10^{10} \times De \times Sg \times \rho s}$$

$$Ps = \frac{0,0028 \times 10128,566^2 \times 1 \times 38}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0729 \times 0,863 \times 1} = 0,543 \text{ Psi}$$

Cold fluid

f = 0,00029 (KERN, fig 26)

$$Pt = \frac{[f \times GT^2 \times L \times n]}{5,22 \times 10^{10} \times D \times Sg \times \rho s}$$

$$Pt = \frac{0,0029 \times 56757,5^2 \times 16 \times 4}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0517 \times 1 \times 1}$$

Pt = 0,25

ΔP = 5,34 + 0.25 = 5,55 Psi

ΔP yang diijinkan = 10 Psi

ΔP Perhitungan < ΔP yang diijinkan, maka perencanaan ini memenuhi syarat.

6. TANGKI PENAMPUNG II (F-132)

Fungsi : Menampung sementara larutan dari Cooler

Bentuk: Tangki Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk dish dan tutup bawah berbentuk konis.

Rate bahan masuk = 8185,675 $^{Kg}/_{Jam}$

ρ Bahan masuk = 861,266 $^{Kg}/_{m^3}$

Waktu tinggal = 3jam

Volume tangki selama waktu tinggal

$$= 8185{,}675 \times \frac{1}{861{,}286} \times 3 \text{ jam} = 30{,}085 \text{ m}^3$$

Ditetapkan volume ruang kosong 25% dari volume tangki :

Volume tangki : 1,25 x 30,085 = 37,606 m^3

MENENTUKAN UKURAN TANGKI

Diameter Silinder

Ditetapkan : $^{H}/_{D} = 1{,}5$

Volume tangki = 1/4 x πx D^2 x H (Brownell,hal.41)

20,8 = 1/4 x πx D^2 x 1, 5 D ⟶ D = 3,2 meter = 3 meter

Tinggi Silinder

$^{H}/_{D} = 1{,}5$

H =1,5 x D = 1,5 x 3,2 = 4,8 meter

Tinggi Tutup Dish

Rc = D – 6" = (4,8 x 39,37) – 6" = 182,976 in = 4,654 m

(Hesse, Process Equipment Design, hal.69)

$h = Rc - \sqrt{\{Rc^2 - D^2 / 4\}} = 4{,}654 - \sqrt{\{4{,}654^2 - 3{,}2^2 / 4\}} = 0{,}284 \text{ m}$

Dimana D = diameter tangki, in (Hesse, hal.92)

Rc = CROWN RADIUS, in

Volume Tutup Dish

$V = 1{,}05 \times h^2 \times (3 \times Rc - h)$ (Hesse, hal.92)

$V = 1{,}05 \times 0{,}284^2 \times (3 \times 4{,}654 - 0{,}284) = 1{,}108\ m^3 = 1{,}58\ in^2$

Dimana : H = Tinggi tangki

H'= Tinggi Silinder

D = Diameter silinder

h"= Tinggi Konis

m = 12 in = 0,305 m

Tinggi tutup konis

$$h = \frac{tg\ 60° (D - m)}{2} = \frac{tg\ 60° (3{,}2 - 0{,}305)}{2} = 2{,}4 \text{ meter}$$

$v = 0{,}262 \times h \times (D^2 + D \times m + m^2)$ (HESSE, 92)

$v = 0{,}262 \times 2{,}4 \times (3{,}2^2 + 3{,}2 \times 0{,}305 + 0{,}305^2) = 7{,}11\ m^3$

Tinggi Total Tangki = Tinggi Silinder + Tinggi Tutup Dish + Tinggi Tutup Konis

Tinggi Total Tangki = 4,8 + 0,284 + 2,4

Tinggi Total Tangki = 7,484 meter

7. TANGKI KULTUR (R-212)

Fungsi : Tempat terbentuknya starter.

Bentuk : Tangki Silinder Tegak dengan kedua tutup berbentuk Dish.

Rate bahan masuk = 956,808 kg/jam

ρ Bahan masuk = 1254,4 Kg / m^3

Waktu tinggal = 24 jam

Volume liquid selama waktu tinggal :

$$= 956{,}808 \text{ kg/jam} \times \frac{1}{1254{,}4} \times 24 \text{ jam} = 18{,}306\ m^3$$

Ditetapkan larutan hanya mengisi 80% dari volume tangki

$$\text{Volume tangki} = \frac{18{,}306}{0{,}8} = 22{,}883\ m^3$$

MENENTUKAN UKURANTANGKI

Diameter Silinder

Ditetapkan : $^{H}/_{D} = 1{,}5$

Volume tangki = 1/4 x Πx D^2 x H (Brownell,hal.41)

22,883 = 1/4 x Πx D^2 x 1, 5 D ⟶ D = 2,7 in = 2,2 meter

Tinggi Silinder

$^{H}/_{D} = 1{,}5$

H =1,5 x D = 1,5 x 2,7 = 4,05 meter

Tinggi Tutup Dish

Rc = D – 6" = (4,05 x 39,37) – 6" = 153,449 in = 3,903 m

(Hesse, Process Equipment Design, hal.69)

$h = Rc - \sqrt{\{Rc^2 - D^2 / 4\}} = 3{,}903 - \sqrt{\{3{,}903^2 - 2{,}7^2 / 4\}} = 0{,}241$ m

Dimana D = diameter tangki, in (Hesse, hal.92)

Rc = CROWN RADIUS, in

Volume Tutup Dish

V = 1,05 x h^2 x (3 x Rc – h) (Hesse, hal.92)

V = 1,05 x $0{,}241^2$ x (3 x 3,903 – 0,241) = 0,67 m^3

Volume Silinder = Volume Tangki - 2 x Volume Tutup Dish

= 22,883 – 2 x 0,67 = 21,544 m^3

Tinggi Total Tangki = Tinggi Silinder + 2 x Tinggi tutup dish

= 4,05+ 2x 0,241 = 4,5324 meter

Tinggi larutan dalam silinder

Tinggi larutan dalam Silider = Volume Tangki – Volume Tutup Dish

= 22,883 – 0,67 = 22,213 m^3

Tinggi larutan dalam Silinder = $\frac{4\ V}{\pi D^2} = \frac{4 \times 22{,}213}{\pi \times 2{,}7^2}$

= 2,49 m = 8,14 ft

Tinggi Total larutan = 22,.213 + 0,67 = 22,454 m

MENENTUKAN TEBAL TANGKI

Tebal Silinder

$$t = \frac{P \times D}{f \times e - 0{,}6 \times P} + c$$

(PETER, MS & TIMMERHAUSS, hal.537 PLANT DESIGN & ECONOMIC FOR CHEMICAL)

Dimana ; t = tebal shell, in

P = tekanan design, Psi

D = diameter dalam tangki, in

f = tensile stress yang diijinkan 187-50 Psi Carbon Steel SA-167 Grade 3 (Brownell, hal.342)

e = efisiensi sambungan = 0,85 (Brownell, hal.85)

c = faktor korosi = 1 / 8 (Brownell, hal.73)

Tekanan Hidrostatik = $\frac{\rho \times H}{144} = \frac{78,4 \times 9,19}{144} = 5$ Psi

Tekanan Design = 130% x Tekanan Hidrostatik

= 1,3 x 5 = 6,5 Psi

Bahan konstruksi : karbon steel SA-167 Grade 3

(Brownell,hal.342)

Tensile Stress, f = 18750 Psi

$t = \frac{6,5 \times 2,7 \times 39,37}{18750 \times 0,85 \times - 0,6 \times 6,5} + \frac{1}{8} = 0,114$ in

Dipakai tebal Shell = $^{4}/_{16}$ in

Tebal Tutup bawah : (HESSE, hal.66)

$t = \frac{P \times Rc \times w}{2 \times f \times e} + C$

$^{tc}/Rc = 0,06$ untuk w = 1,8 (HESSE, hal.87)

$t = \frac{6,5 \times 153,449 \times 1,8}{2 \times 18750 \times 0,85} + \frac{1}{8} = 0,126$Psi

Dipakai Tebal Tutup = $^{4}/_{16}$ in

PERLENGKAPAN TANGKI KULTUR

Pengaduk

Dipilih jenis pengaduk axial turbine dengan 4 blade pada sudut lancip 45 ^{O}

$^{Dt}/_{Di} = 5,2$ (BROWN, hal.507)

$^{ZI}/_{Di}$ = 5,2

$^{Zi}/_{Di}$ = 0,87

Dimana ; Dt = diameter tangki = 7,2 ft

Di = diameter impeler = $^{Dt}/_{5,2}$ = $^{7,2}/_{5,2}$ = 1,4 ft

ZI = tinggi liquida dalam tangki = 0,87

Zi = tinggi impeler

= 0,87 x Di = 0,87 x 1,4 = 0,96 ft

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{\text{Tinggi liquida x Sg}}{\text{Diameter tangki}} = \frac{8{,}14 \times 78{,}4}{7{,}22 \times 62{,}5} = 1{,}5 \text{ buah}$$

(JOSHI. M. V, "PROCESS EQUIPMENT DESIGN" 2^{ed}, HAL 389)

Diambil jumlah pengaduk = 2 buah.

Jarak antar Pengaduk (x) = (1 – 1,5) Di

Diambil x = 1

Jadi jarak antar pengaduk = 1 x 1,5 = 1,5 ft = 0,4 m

POWER PENGADUK

Ditetapkan putaran pengaduk (N) = 60 rpm = 1 rps

μ = 1,2 cp = 8,06 x 10^{-4} $^{lb}/_{ft.dt}$

ρ = 1254,4 $^{Kg}/m^3$ = 78,4 $^{lb/}$Cuft

$$N_{Re} = \frac{N \times Di \times \rho}{\mu} = \frac{1 \times 1{,}5^2 \times 74{,}01}{8{,}06 \times 10^{-4}} = 190650$$

(BROWN, hal.508)

Diperoleh k_T = 1,27

(Mc Cabe 4^{ed}, hal.254)

(Mc Cabe 4^{ed}, hal.253)

$$P = \frac{k_T \times N^3 \times D_i^5 \times \rho}{gc \times 550} = \frac{1{,}27 \times \ \times 1^3 \times 1{,}45^5 \times 78{,}4}{32{,}2 \times 550} = 0{,}03 \text{ Hp}$$

Power untuk pengaduk = 0,03 x 2 = 0,06

Grand Losses = 0,5 Hp (JOSHI, hal.399)

Power Input = 0,5 + 0,06 = 0,56 Hp

Transmission system losses (20%) = 0,2 x 0,56 = 1,12 Hp

Total Hp = 0,12 + 0,56 = 0,68 Hp

Efisiensi = 80%

Hp motor yang dibutuhkan = $\frac{0,68}{0,8}$ = 0,85 Hp

Coil Pendingin :

$hc = 0,00265 \times \frac{L^2 \times N \times \rho}{\mu}$ (KERN, hal.722)

Dimana :

L = Diameter Impeler = Di = 1,4 ft]

N = Putaran Pengaduk = 1 rps = 3600 rph

ρ = Density = 78,4 lb/cuft

μ = Viskositas = 5,372 lb/ft.jam

hc = $0,00265 \times \frac{1,4^2 \times 3600 \times 78,4}{5,322}$ = 275,45 Btu / jam.ft^2.□F

Koefisien perpindahan panas untuk bagian dalam coil

hio = hc $^{ID}/_{OD}$

OD = 3,5 in = 0,034 ft ao = 0,917ft^2/ft

ID = 3,068 in = 0,021 ft at = 7,38 in^2 = 0,051

hio = $\frac{275,45 \times 0,021}{0,034}$ = 170,13 Btu/jam.ft^2.°F

DESIGN OVER ALL COEFICIENT

Uc = $\frac{hc \times hio}{hc + hio}$ = $\frac{236,66 \times 1500}{236,66 \times 1500}$ = 204,41 BTU /jam ft^2 °F

(KERN, hal.121)

Rd = 0,001 (KERN, hal.845)

hd = $\frac{1}{Rd}$ = $\frac{1}{0,001}$ = 1000

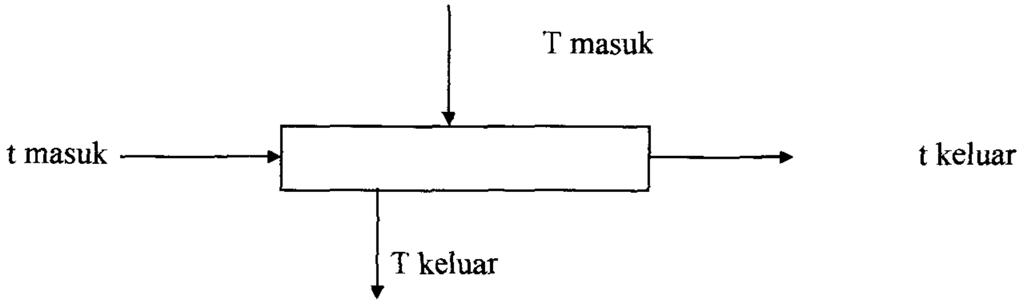
UD = $\frac{Uc \times hd}{Uc + hd}$ = $\frac{204,41 \times 1000}{204,41 + 1000}$ = 169,72 BTU/jam ft^2.°F

(KERN, hal.107)

Q = 523473,184 kkal /hari = 2078188,533 BTU/hari

= 86591,19 BTU /jam (1 Kkal/jam = 3,97 BTU/jam)

$$\Delta t = LMTD = \frac{20 - 34}{Ln\left[{}^{20}/_{30}\right]} = 26{,}38^{\circ}F$$



$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{47657{,}66}{424{,}18 \times 26{,}38} = 4{,}26\ ft^2$$

(KERN, hal.723)

Digunakan HELICAL COIL dengan 1 in IPS Schedule 40 (KERN, 844)

ID = 1,049 in = 0,087 ft

OD = 1,32 in = 0,11 ft

FLOW AREA PER PIPA : at = 0,864 in = 0,006 ft^2

SURFACE PER LIN ft, ao = 0,344 ft^2 /ft

(GUPTA SANTOSH "MOMENTUM TRANSFER OPERATION" hal.158)

Dc/ Dt = 0,7

Dc = 0,7 x 2,2 = 1,54 ft

Luas permukaan setiap lilitan = πx Dc x ao

= πx 1,54 x 0,917 = 4,44 ft2

Jumlah lilitan, n = $\frac{4{,}26}{4{,}44}$ = 0,95 lilitan

Diambil jumlah lilitan = 1 lilitan

Jarak antar lilitan max = 6 in

Diambil jarak antar lilitan, s = 3 in

Jarak coil dari dasar tangki, b = 50 in

Tinggi Coil = N x OD + [(N – 1) x S] + b

= 1 x 3,5 + [(1 –1) x 3] + 50 = 53,5 in = 1,35 m

Tinggi liquida dalam Silinder = 2,48 meter

Jadi tinggi liquida > tinggi coil maka perencanaan memenuhi.

8. TANGKI FERMENTOR (R-210)

Sistem operasi dari fermentor : Batch.

Fungsi : Tempat terjadinya fermentasi menggunakan medium Cornsugar yang disterilkan dan nutrient berupa malt sprouts, $CaCO_3$, dan $(NH_4)_2HPO_4$, dengan memanfaatkan bakteri Lactobacillus de brueckii.

Dimensi alat : Bejana silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished.

Bejana dilengkapi dengan :

- Coil pendingin
- Pengaduk
- Manhole
- Nozzle

Bejana bertumpu pada bejana berbentuk lug.

Kondisi operasi :

Kapasitas	= 10115,61 kg/jam
Tekanan	= 1 atm
Temperatur	= 48,9 °C
PH	= 5,8 – 6
Waktu tinggal	= 24 jam x 5 hari

Reaksi yang terjadi :

$$C_6H_{12}O_6 \longrightarrow 2CH_3CHOHCOOH$$

$$2CH_3CHOHCOOH + CaCO_3 \longrightarrow [CH_3CHOHCOO]_2Ca + CO_2 + H_2O$$

Rate bahan masuk = 10115,61 $^{kg}/jam$

ρ Bahan masuk = 1184,22 $^{kg}/_{m^3}$

Waktu tinggal = 24 jam x 5 + 24

Volume tangki selama waktu tinggal :

$$= 10115,61 \text{ kg/jam} \times \frac{1}{1184,22} \times 144 \text{ jam} = 205,01 \text{ m}^3$$

Ditetapkan larutan hanya mengisi 80% dari volume tangki

Volume tangki = $\frac{205{,}01}{0{,}8}$ = 256,26 m^3

MENENTUKAN UKURANTANGKI

Diameter Silinder

Ditetapkan : $^{H}/_{D}$ = 1,5

Volume tangki = 1/4 x πx D^2 x H

(Brownell,hal.41)

256,26 = 1/4 x πx D^2 x 1, 5 D ⟶ D = 6 meter

Tinggi Silinder

$^{H}/_{D}$ = 1,5

H =1,5 x D = 1,5 x 6 = 9,02 meter

Tinggi Tutup Dish

Rc = D – 6"= (6 x 39,37) – 6" = 349,22 in = 8,88 m

(Hesse, Process Equipment Design, hal.69)

h = Rc - $\sqrt{\{Rc^2 - D^2 / 4\}}$ = 8,88 - $\sqrt{\{8{,}88^2 - 6^2 / 4\}}$ = 0,52 m

Dimana D = diameter tangki, in (Hesse, hal.92)

Rc = CROWN RADIUS, in

Volume Tutup Dish

V = 1,05 x h^2 x (3 x Rc – h) (Hesse, hal.92)

V = 1,05 x $0{,}52^2$ x (3 x 8,88 – 0,52) = 7,25 m^3

Volume Silinder = Volume Tangki - 2 x Volume Tutup Dish

= 256,26 – 2 x 7,25 = 241,77 m^3

Tinggi Total Tangki = Tinggi Silinder + 2 x Tinggi tutup dish

= 9,02 + 2 x 0,52 = 10,07 meter

Tinggi larutan dalam Silider = Volume Tangki – Volume Tutup Dish

= 256,26 – 7,25

= 249,01 m^3

Tinggi larutan dalam Silinder = $\frac{4\,V}{\pi D^2}$ = $\frac{4 \times 256{,}26}{\pi \times 6^2}$

= 9,02 m

Tinggi Total larutan = 9,02 + 0,52 = 9,55 m

MENENTUKAN TEBAL TANGKI

Tebal Silinder

$$t = \frac{P \times D}{f \times e - 0{,}6 \times P} + c$$

(PETER, MS & TIMMERHAUSS, hal.537 PLANT DESIGN & ECONOMIC FOR CHEMICAL)

Dimana ; t = tebal shell, in

P = tekanan design, Psi

D = diameter dalam tangki, in

f = tensile stress yang diijinkan 187-50 Psi Carbon Steel SA-167 Grade 3 (Brownell, hal.342)

e = efisiensi sambungan = 0,85 (Brownell, hal.85)

c = faktor korosi = 1 / 8 (Brownell, hal.73)

Tekanan Hidrostatik = $\frac{\rho \times H}{144}$ = $\frac{74{,}01 \times 22{,}67}{144}$ = 11,65 Psi

Tekanan Design = 130% x Tekanan Hidrostatik

= 1,3 x 11,65 = 15,15 Psi

Bahan konstruksi : karbon steel SA-167 Grade 3

(Brownell,hal.342)

Tensile Stress, f = 18750 Psi

$$t = \frac{15{,}15 \times 6 \times 39{,}37}{18750 \times 0{,}85 \times - 0{,}6 \times 15{,}15} + \frac{1}{8} = 0{,}10 \text{ in}$$

Dipakai tebal Shell = $^{2}/_{16}$ in

Tebal Tutup bawah : (HESSE, hal.66)

$$t = \frac{P \times Rc \times w}{2 \times f \times e} + C$$

$^{tc}/Rc$ = 0,06 untuk w = 1,8 (HESSE, hal.87)

$t = \dfrac{15{,}15 \times 349{,}22 \times 1{,}8}{2 \times 18750 \times 0{,}85} + \dfrac{1}{8} = 0{,}13$ Psi

Dipakai Tebal Tutup = $^2/_{16}$ in

PERLENGKAPAN TANGKI FERMENTOR

Pengaduk

Dipilih jenis pengaduk axial turbine dengan 4 blade pada sudut lancip 45 ^{O}

$^{Dt}/_{Di} = 5{,}2$ (BROWN, hal.507)

$^{Zl}/_{Di} = 5{,}2$

$^{Zi}/_{Di} = 0{,}87$

Dimana ; Dt = diameter tangki = 20,5ft

Di = diameter impeler = $^{Dt}/_{5,2} = {}^{20,5}/_{5,2} = 3{,}95$ ft

ZI = tinggi liquida dalam tangki = 0,87

Zi = tinggi impeler

= 0,87 x Di = 0,87 x 3,94 = 3,43 ft

Jumlah pengaduk = $\dfrac{\text{Tinggi liquida x Sg}}{\text{Diameter tangki}} = \dfrac{9{,}55 \times 74{,}01}{6 \times 62{,}5} = 1{,}88$ buah

(JOSHI. M. V, "PROCESS EQUIPMENT DESIGN" 2^{ed}, HAL 389)

Diambil jumlah pengaduk = 2 buah.

Jarak antar Pengaduk (x) = (1 – 1,5) Di

Diambil x = 1

Jadi jarak antar pengaduk = 1 x 1,5 = 1,5 ft = 0,4 m

POWER PENGADUK

Ditetapkan putaran pengaduk (N) = 60 rpm = 1 rps

$\mu = 2{,}2$ cp = $1{,}48 \times 10^{-3}$ $^{lb}/_{ft.dt}$

$\rho = 1254{,}4$ $^{Kg}/m^3$ = 74,70 $^{lb}/$Cuft

$N_{Re} = \dfrac{N \times Di \times \rho}{\mu} = \dfrac{1 \times 3{,}94^2 \times 74{,}01}{1{,}48 \times 10^{-3}} = 776284{,}9$

(BROWN, hal.508)

Diperoleh $k_T = 1{,}27$

(Mc Cabe 4^{ed}, hal.254)

(Mc Cabe 4[ed], hal.253)

$$P = \frac{k_T \times N^3 \times D_i^5 \times \rho}{gc \times 550} = \frac{1{,}27 \times 1^3 \times 3{,}94^5 \times 74{,}01}{32{,}2 \times 550} = 5{,}04 \text{ Hp}$$

Power untuk pengaduk = 5,04 x 2 = 10,08

Grand Losses = 0,5 Hp (JOSHI, hal.399)

Power Input = 0,5 + 10,08 = 10,58 Hp

Transmission system losses (20%) = 0,2 x 10,58 = 2,12 Hp

Total Hp = 2,12 + 10,58 = 12,69 Hp

Efisiensi = 80%

$$\text{Hp motor yang dibutuhkan} = \frac{12{,}69}{0{,}8} = 15{,}87 \text{ Hp}$$

Coil Pendingin :

$$hc = 0{,}00265 \times \frac{L^2 \times N \times \rho}{\mu}$$ (KERN, hal.722)

Dimana : Dt = Diameter tangki = 20,5

L = Diameter Impeler = Di = 3,95 ft

N = Putaran Pengaduk = 1 rps= 60 rpm = 3600 rph

ρ = Density = 74,01 lb/cuft

k = Thermal Konductivity Liquid = 0,37 BTU/jam ft^2

μ = Viskositas = 5,324 lb/ft.jam

C = Spesifikasi heat liquid = 0,623 BTU/lb°F

$$\frac{Hc x 20{,}6}{0{,}37} = 0{,}87 \times \left(\frac{3{,}95^2 \times 3600 \times 74{,}01}{5{,}324}\right)^{2/3} \times \left(\frac{0{,}623 \times 5{,}324}{0{,}37}\right)^{1/3}$$

$$= 276{,}11 \text{ Btu / jam.ft}^2.°\text{F}$$

Koefisien perpindahan panas untuk bagian dalam coil

$hio = hc \ ^{ID}/_{OD}$

OD = 2,067 in = 0,173 ft ao = 0,622 ft^2/ft

ID = 2,38 in = 0,198 ft a't = 3,35 in^2 = 0,023 ft^2

Air pendingin yang diperlukan (w) = 2921,746 kg/jam

= 269,390 lb/jam

Gt = w/a't = 269,390/0,023 = 11669,12 lb/jam.ft^2

μ = 0,85 Cp = 2,057 lb/ft.jam

$$Re = \frac{ID \times Gt}{\mu} = \frac{0,173 \times 11669,12}{0,85} = 2375,01$$

JH = 640 ; c = 1

k = 0,356 BTU/ Jam.ft^2.°F

$$hi = JH \times \frac{k}{D} \times \left(\frac{c \times \mu}{k}\right)^{1/3} = 2377 \text{ BTU/Jam.ft}^2.°F$$

Diameter HELICAL Coil = 0,7 x 20,5 = 14,39 ft

$$hi\ coil = hi\ pipa\ lurus \times \left(1 + 3,5 \times \frac{ID\ coil}{D\ Helical}\right)$$

$$= 2377 \times \left(1 + 3,5 \times \frac{0,172}{14,39}\right) = 2476,468 \text{ BTU/Jam.ft}^2.°F$$

$$hio\ coil = hio\ coil \times \frac{ID\ coil}{OD\ coil}$$

$$hio = \frac{2476,468 \times 0,172}{0,198} = 2151,276 \text{ Btu/jam.ft}^2.°F$$

DESIGN OVER ALL COEFICIENT

$$Uc = \frac{hc \times hio}{hc + hio} = \frac{276,11 \times 2151,276}{276,11 + 2151,276} = 244,7 \text{ BTU /jam ft}^2\ {}^{O}F$$

(KERN, hal.121)

Rd = 0,002 (KERN, hal.845)

$$\frac{1}{UD} = \frac{1}{UC} + Rd = \frac{1}{244,7} + 0,002 = 6 \times 10^{-3} \text{ BTU/jam ft}^2.°F$$

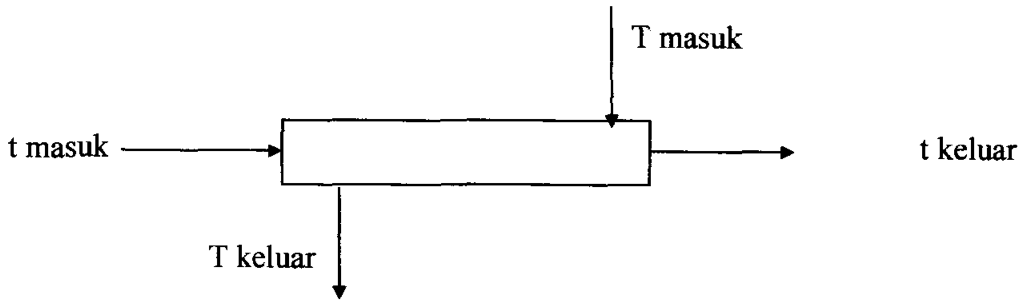
UD = 164,294 BTU/jam.ft^2.°F

(KERN, hal.107)

Q = 198903,653 kkal /jam = 789647,502 BTU/jam

(1 Kkal/jam = 3,97 BTU/jam)

$\Delta t = LMTD = \dfrac{20 - 34}{Ln\,[^{20}/_{34}]} = 26{,}36°F$



$A = \dfrac{Q}{UD \times \Delta t} = \dfrac{789687{,}502}{164{,}294 \times 26{,}38} = 182{,}195\ ft^2$

(KERN, hal.723)

Luas permukaan setiap lilitan = πx Dc x ao

= πx 11,48 x 0,622 = 22,421ft^2

Jumlah lilitan, $n = \dfrac{182{,}195}{22{,}421} = 8{,}13$ lilitan

Diambil jumlah lilitan = 9 lilitan

Jarak antar lilitan max, s = 6 in

Diambil jarak antar lilitan max = 6 in

Jarak coil dari dasar tangki, b = 50 in

Tinggi Coil = N x OD + [(N – 1) x S] + b

= 9 x 2,38 + [(9 –1) x 6] + 50 = 119,42 in = 3,04 m

Tinggi liquida dalam Silinder = 9,55 meter

Jadi tinggi liquida > tinggi coil maka perencanaan memenuhi.

9. TANGKI PENAMPUNG III (F-214)

Fungsi : Menyimpan larutan dari tangki fermentor ke tangki dekanter.

Bentuk: Tangki Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk dish dan tutup bawah datar.

Rate bahan masuk = 10115,61 $^{Kg}/_{Jam}$

ρ Bahan masuk = $1147\ ^{Kg}/_{m^3}$

Volume tangki = $\frac{10115,61}{1147}$ = 8,81 m^3

Ditetapkan larutan hanya mengisi 80% dari volume tangki :

Volume tangki : $\frac{8,81}{0,8}$ = 11,02 m^3

MENENTUKAN UKURAN TANGKI

Diameter Silinder

Ditetapkan : $^H/_D$ = 1,5

Volume tangki = 1/4 x πx D^2 x H (Brownell,hal.41)

11,02 = 1/4 x πx D^2 x 1, 5 D ⟶ D = 2,1 meter

Tinggi Silinder

$^H/_D$ = 1,5

H =1,5 x D = 1,5 x 2,1 = 3,15 meter

Tinggi Tutup Dish

Rc = D – 6" = (3,15 x 39,37) – 6" = 118,02 in = 3,00 m

(Hesse, Process Equipment Design, hal.69)

h = Rc - $\sqrt{\{Rc^2 - D^2 / 4\}}$ = 3,00 - $\sqrt{\{3,00^2 - 2,1^2 / 4\}}$ = 0,19 m

Dimana D = diameter tangki, in (Hesse, hal.92)

Rc = CROWN RADIUS, in

Volume Tutup Dish

V = 1,05 x h^2 x (3 x Rc – h) (Hesse, hal.92)

V = 1,05 x $0,19^2$ x (3 x 3 – 0,19) = 0,32 m^3

Tinggi Total Tangki = Tinggi Silinder + Tinggi Tutup Dish

Tinggi Total Tangki = 3,15 + 0,19 = 3,34 meter

MENENTUKAN TEBAL TANGKI

Tebal Silinder

$$t = \frac{P \times D}{f \times e - 0,6 \times P} + c$$

(PETER, MS & TIMMERHAUSS, hal.537 PLANT DESIGN & ECONOMIC FOR CHEMICAL)

Dimana ; t = tebal shell, in

P = tekanan design, Psi

D = diameter dalam tangki, in

f = tensile stress yang diijinkan 187-50 Psi Carbon Steel SA-167 Grade 3 (Brownell, hal.342)

e = efisiensi sambungan = 0,85 (Brownell, hal.85)

c = faktor korosi = 1 / 8 (Brownell, hal.73)

Tekanan Hidrostatik $= \frac{\rho \times H}{144} = \frac{71,65 \times 7,48}{144} = 3,72$ Psi

Tekanan Design = 130% x Tekanan Hidrostatik

= 1,3 x 3,72 = 4,84 Psi

Bahan konstruksi : karbon steel SA-167 Grade 3

(Brownell,hal.342)

Tensile Stress, f = 18750 Psi

$$t = \frac{4,84 \times 2,1 \times 39,37}{18750 \times 0,85 \times - 0,6 \times 4,84} + \frac{1}{8} = 0,12 \text{ in}$$

Dipakai tebal Shell = $^{3}/_{16}$ in

Tebal Tutup bawah : (HESSE, hal-66)

$$t = \frac{P \times Rc \times w}{2 \times f \times e} + C$$

tc / Rc = 0,06 untuk w = 1,8 (HESSE, hal.87)

$$t = \frac{4,84 \times 118,02 \times 1,8}{2 \times 18750 \times 0,85} + \frac{1}{8} = 0,13 \text{ Psi}$$

Dipakai Tebal Tutup = $^{3}/_{16}$ in

10. TANGKI DEKANTER (R-310)

Fungsi : Merubah seluruh sisa asam laktat menjadi kalsium laktat

Bentuk : Tangki Silinder Tegak dengan tutup atas berbentuk Dish dan tutup bawah berbentuk konis.

Rate bahan masuk = 10554,60 kg/jam

ρ Bahan masuk = 1147 Kg / m^3

Waktu tinggal = 2,5 jam

Volume liquid selama waktu tinggal :

$= 10554{,}60\ \text{kg/jam} \times \frac{1}{1147} \times 2{,}5\ \text{jam} = 22{,}99\ m^3$

Volume ruang kosong 25% dari volume tangki

Volume tangki = 1,25 x 22,99 = 28,74 m^3

MENENTUKAN UKURAN TANGKI

Diameter Silinder

Ditetapkan : $H/D = 1{,}5$

Volume tangki = 1/4 x πx D^2 x H (Brownell,hal.41)

28,74 = 1/4 x πx D^2 x 1, 5 D ⟶ D = 2,9 ≈ 3 meter

Tinggi Silinder

$H/D = 1{,}5$

H =1,5 x D = 1,5 x 3 = 4,5 meter

Tinggi Tutup Dish

Rc = D – 6" = (4,5 x 39,37) – 6" = 171,17 in = 4,35 m

(Hesse, Process Equipment Design, hal.69)

$h = Rc - \sqrt{\{Rc^2 - D^2/4\}} = 4{,}35 - \sqrt{\{4{,}35^2 - 3^2/4\}} = 0{,}27$ m

Dimana D = diameter tangki, in (Hesse, hal.92)

Rc = CROWN RADIUS, in

Volume Tutup Dish

V = 1,05 x h^2 x (3 x Rc – h) (Hesse, hal.92)

$V = 1{,}05 \times 0{,}27^2 \times (3 \times 4{,}35 - 0{,}27) = 0{,}91\ m^3$

Tinggi tutup konis

$$h = \frac{tg\ 60° (D - m)}{3} = \frac{tg\ 60° (2{,}5 - 0{,}305)}{2} = 2{,}3 \text{ meter}$$

$v = 0{,}262 \times h \times (D^2 + D \times m + m^2)$ (HESSE, 92)

$v = 0{,}262 \times 1{,}9 \times (2{,}5^2 + 2{,}5 \times 0{,}305 + 0{,}305^2) = 3{,}54\ m^3$

Tinggi Total Tangki = Tinggi Silinder + Tinggi tutup dish + Tinggi tutup konis

= 3,8 + 0,36 + 1,9 = 6,06 meter

Tinggi larutan dalam silinder

Tinggi larutan dalam Silider = Volume Tangki – Volume Tutup Dish

$= 15 - 3{,}54 = 11{,}46\ m^3$

$$\text{Tinggi larutan dalam Silinder} = \frac{4V}{\pi D^2} = \frac{4 \times 11{,}46}{\pi \times 2{,}5^2}$$

= 2,34 m

Tinggi Total larutan = 2,48 + 0,32 = 2,8 m

MENENTUKAN TEBAL TANGKI

Tebal Silinder

$$t = \frac{P \times D}{f \times e - 0{,}6 \times P} + c$$

(PETER, MS & TIMMERHAUSS, hal.537 PLANT DESIGN & ECONOMIC FOR CHEMICAL)

Dimana ; t = tebal shell, in

P = tekanan design, Psi

D = diameter dalam tangki, in

f = tensile stress yang diijinkan 187-50 Psi Carbon Steel SA-167 Grade 3 (Brownell, hal.342)

e = efisiensi sambungan = 0,85 (Brownell, hal.85)

c = faktor korosi = 1 / 8 (Brownell, hal.73)

$$\text{Tekanan Hidrostatik} = \frac{\rho \times H}{144} = \frac{78{,}4 \times 9{,}19}{144} = 5 \text{ Psi}$$

Tekanan Design = 130% x Tekanan Hidrostatik

= 1,3 x 5 = 6,5 Psi

Bahan konstruksi : karbon steel SA-167 Grade 3

(Brownell,hal.342)

Tensile Stress, f = 18750 Psi

$$t = \frac{2,34 \times 2,2 \times 39,37}{18750 \times 0,85 \times - 0,6 \times 6,5} + \frac{1}{8} = 0,12 \text{ in}$$

Dipakai tebal Shell = $^4/_{16}$ in

Tebal Tutup bawah : (HESSE, hal-66)

$$t = \frac{P \times Rc \times w}{2 \times f \times e} + C$$

$^{tc}/Rc$ = 0,06 untuk w = 1,8 (HESSE, hal.87)

$$t = \frac{9,13 \times 171,17 \times 1,8}{2 \times 18750 \times 0,85} + \frac{1}{8} = 0,13 \text{ Psi}$$

Dipakai Tebal Tutup = $^4/_{16}$ in

Tebal tutup konis

$$t = \frac{P \times D}{2 \cos \alpha \times f \times e} + C$$

$$t = \frac{9,2 \times 2,5\ 39,37}{2 \cos 60 \times 18750 \times 0,85} + \frac{1}{8} = 0,182$$

PERLENGKAPAN TANGKI DEKANTER

Pengaduk

Dipilih jenis pengaduk axial turbine dengan 4 blade pada sudut lancip 45°(BROWN, hal.507)

$^{Dt}/_{Di}$ = 5,2 ; $^{Zl}/_{Di}$ = 5,2 ; $^{Zi}/_{Di}$ = 0,87

Dimana ; Dt = diameter tangki = 8,2 ft

Di = diameter impeler = $^{Dt}/_{5,2}$ = $^{8,2}/_{5,2}$ = 1,58 ft

ZI = tinggi liquida dalam tangki = 13,91

Zi = tinggi impeler = 0,87 x Di = 0,87 x 1.58 = 1.37 ft

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{\text{Tinggi liquida x Sg}}{\text{Diameter tangki}} = \frac{14.1 \times 71.73}{11.48 \times 62,5} = 1,41 \text{ buah}$$

(JOSHI. M. V, "PROCESS EQUIPMENT DESIGN" 2ed, HAL 389)

Diambil jumlah pengaduk = 2 buah.

Jarak antar Pengaduk (x) = (1 – 1,5) Di

Diambil x = 1

Jadi jarak antar pengaduk = 1 x 1,58 = 1,58 ft

POWER PENGADUK

Ditetapkan putaran pengaduk (N) = 60 rpm = 1 rps

μ = 1,3 cp = 8,06 x 10^{-4} $^{lb}/_{ft.dt}$

ρ = 1254,4 $^{Kg}/m^3$ = 78,4 $^{lb/}$Cuft

$N_{Re} = \frac{N \times Di \times \rho}{\mu} = \frac{1 \times 1{,}5^2 \times 74{,}01}{8{,}06 \times 10^{-4}} = 190650$ (BROWN, hal.508)

$P = \frac{k_T \times N^3 \times D_i^5 \times \rho}{gc \times 550}$ (Mc Cabe 4ed, hal.254)

Diperoleh k_T = 1,27 (Mc Cabe 4ed, hal.253)

$P = \frac{1{,}27 \times \ \times 1^3 \times 1{,}58^5 \times 71.73}{32{,}2 \times 550} = 0{,}051$ Hp

Power untuk pengaduk = 0,051 x 2 = 0,1

Grand Losses = 0,5 Hp (JOSHI, hal.399)

Power Input = 0,5 + 0,1 = 0,6 Hp

Transmission system losses (20%) = 0,2 x 0,6 = 0,12 Hp

Total Hp = 0,12 + 0,6 = 0,72 Hp

Efisiensi = 80%

Hp motor yang dibutuhkan = $\frac{0{,}72}{0{,}8}$ = 0,9 Hp □ 1 Hp

Coil Pemanas:

$$\frac{Hc \times Dt}{K} = 0{,}87 \left(\frac{L^2 \times N \times \rho}{\mu}\right)^{2/3} \left(\frac{C \times \mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0{,}14}$$

(KERN, hal.722)

Dimana :

Dt = Diameter Tangki = 11,48 ft

Di = L = Diameter Impeler = 2,4 ft

k = Thermal Conductitvity Liquid = 0,32 BTU/jam.ft^2 (^{o}F/ft)

N = Kecepatan Putar Impeler = 60 rpm = 3600 rph

ρ = Density Campuran = 1147,86 Kg/m^3 = 71.73 lb/Cuft

μ = Viskositas campuran = 1,3 Cp = 3,146 lb/ft-jam

c = Spesifikasi heat liquid = 0,63 BTU/lb°F

Coil Pemanas

$$\frac{hc \times 11,48}{0,32} = 0,87 \left(\frac{1,1^2 \times 7200 \times 40,303}{2,056} \right)^{2/3} \left(\frac{0,921 \times 2,056}{0,32} \right)^{1/3}$$

ho = 242 BTU/jam ft^2 °F

hio = Koeffisien perpindahan panas steam pada coil

= 1500 BTU/jam.ft^2 °F (KERN, hal.164)

$$Uc = \frac{hc \times hio}{hc + hio} = \frac{242.14 \times 1500}{242.14 \times 1500} = 208,41 \text{ BTU /jam ft}^2 \, ^O\text{F}$$

(KERN, hal.121)

Rd = 0,001 (KERN, hal.845)

$$hd = \frac{1}{Rd} = \frac{1}{0,001} = 1000$$

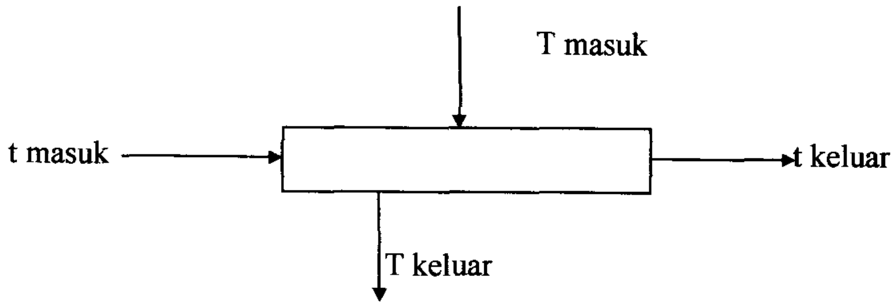
$$UD = \frac{Uc \times hd}{Uc + hd} = \frac{204,41 \times 1000}{204,41 + 1000} = 169,72 \text{ BTU/jam ft}^2.\text{oF}$$

(KERN, hal.107)

Q = 523473,184 ^{kkal}/hari = 2078188,533 ^{kkal}/jam

= 86591,19 BTU /jam

$$\Delta t = \frac{20 - 34}{Ln \left[^{20}/_{30} \right]} = 26,38°F$$



$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{47657{,}66}{424{,}18 \times 26{,}38} = 4{,}26\ ft^2$$

(KERN, hal.723)

Digunakan HELICAL COIL dengan 2 in IPS Schedule 40 (KERN, 844)

ID = 2,067 in = 0,173 ft

OD = 2,38 in = 0,198 ft

FLOW AREA PER PIPA : at = 3,35 in = 0,023 ft^2

SURFACE PER LIN ft, ao = 0,622 ft^2 /ft

(GUPTA SANTOSH "MOMENTUM TRANSFER OPERATION" hal.158)

Dc/ Dt = 0,7

Dc = 0,7 x 8,2 = 5,74 ft

Luas permukaan setiap lilitan = πx Dc x ao

= πx 5,74 x 0,622 = 11,22 ft2

$$\text{Jumlah lilitan, } n = \frac{A}{11{,}2} = \frac{40{,}26}{11{,}2} = 3{,}6 \text{ lilitan}$$

Diambil jumlah lilitan = 4 lilitan

Jarak antar lilitan max = 6 in

Diambil jarak antar lilitan, s = 3 in

Jarak coil dari dasar tangki, b = 10 in

Tinggi Coil = N x OD + [(N – 1) x S] + b

= 1 x 3,5 + [(1 –1) x 3] + 50 = 53,5 in = 1,35 m

Tinggi liquida dalam Silinder = 2,48 meter

Jadi tinggi liquida > tinggi coil maka perencanaan memenuhi.

11. ROTARY DRUM VACUM FILTER (H-313)

Fungsi: Memisahkan endapan dari larutan.

Tipe : OLIVER - CHAMBELL FILTER

Jumlah Slurry = 1490,684 kg/ jam

ρ Slurry = 1,412 kg/liter

Kecepatan Filtrasi : V = $(4 - 8)^{gall}$ /ft²/jam (HUGOT 4^{ed}, 477)

Diambil : V = 6^{gall} /ft²/jam

$$V = 6 \frac{gallon/ft^2}{jam} \times 1{,}412 \frac{kg}{liter} \times \frac{7{,}7884}{1} \frac{liter}{gallon}$$

$$= 32{,}07 \frac{Kg/ft^2}{jam}$$

Filter Area – Area yang dibutuhkan $= \frac{1490{,}684\ ^{Kg}/jam}{32{,}07\ ^{kg}/ft^2/jam}$

$= 46{,}48\ ft^2$

Hp Motor

$$P = \frac{3{,}03 \times 10^{-5} \times K \times P_1}{K - 1} \times qfm \times \left(\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\left(\frac{K-1}{K}\right)} - 1 \right)$$

(PETER, 553)

Dimana : K = 1,4

P 0p = 5 Psi

P_1 = Vacuum Pump Intake Pressure = 14,7 – 5 = 9,7 Psi

P_1 = 9,7 Psi x 144 = 1396,8 Psi.ft

P_2 = Vacuum Pump Divery Pressure = 14,7 Psi

P_2 = 14,7 Psi x 144 =2116,8Psi

Berat Cake = 1016,376 kg/jam = 2240,76 lb /jam

$$qfm = \frac{\text{Berat Cake Kering} \times P_2}{60 \times P_1} = \frac{2240,76 \times 2116,8}{60 \times 1396,8} = 56,6 \text{ Cfm}$$

$$P = \frac{3,03 \times 10^{-5} \times 1,4}{1,4 - 1} \times 1396,8 \times 30,03 \times \left(\left(\frac{2116,8}{1396,8} \right)^{\left(\frac{1,4-1}{1,4}\right)} - 1 \right)$$

P = 0,56 Hp

Effisiensi Motor = 80%, $P = \frac{0,56}{0,8} = 0,75$ Hp = 1 Hp

Kecepatan Motor = 1450 rpm (HUGOT,477)

Volume Udara

$\frac{\text{Lb filtrat}}{\text{Lb Cake}} = 0,407$ untuk setiap 2679,587 lb Slurry

$^{\alpha}/_{\beta} = 0,6$ (PETER,532)

μd = Viskositas Udara = 0,018 Cp = 0,044 lb /ft.jam

ψf = Viskositas Air = 1 Cp = 2,441 lb/ft.jam

ψf = Fraction of the drum area sumerged in the Slurry = 0,3

ψa = Fraction of the drum area available untuk udara = 0,1

(PETER, 522)

$$w = \frac{1}{0,407 / 62,5} = 153,32 \text{ lb}^{\text{cake kering}} / \text{cuft filtrat}$$

$$\text{Volume udara} = \frac{\text{Berat cake} \times \psi a \times \mu \times \alpha}{\psi f \times \mu d \times 2 \times w}$$

$$= \frac{2240,76 \times 0,1 \times 2,42 \times 0,6}{0,3 \times 0,044 \times 2 \times 153,32} = 80,38 \ ^{\text{Cuft}}/_{\text{jam}}$$

12. TANGKI PEMURNIAN (D-320)

Fungsi : Menghilangkan warna dan bau.

Bentuk: Tangki Silinder Tegak dengan kedua tutup berbentuk Dish

Rate bahan masuk = 9871,56 kg/jam

ρ Bahan masuk = 1072,16 Kg/m^3

Waktu tinggal = 30 menit (0,5) jam.

Volume liquid selama waktu tinggal :

$$= 9871{,}56 \text{ kg/jam} \times \frac{1}{1072{,}16} \times 0{,}5 \text{ jam} = 4{,}60 m^3$$

Ditetapkan volume ruang kosong 25% dari volume tangki

Volume tangki = 1,25 x 4,60 = 5,75 m^3

MENENTUKAN UKURAN TANGKI

Diameter Silinder

Ditetapkan : $H/D = 1{,}5$

Volume tangki = 1/4 x π x D^2 x H (Brownell,hal.41)

5,75 = 1/4 x π x D^2 x 1, 5 D ⟶ D = 1,7 meter

Tinggi Silinder

$H/D = 1{,}5$

H =1,5 x D = 1,5 x 1,7 = 2,55 meter

Tinggi Tutup Dish

Rc = D – 6" = (1,7 x 39,37) – 6" = 94,39 in = 2,40 m

(Hesse, Process Equipment Design, hal.69)

$$h = Rc - \sqrt{\{Rc^2 - D^2 / 4\}} = 2{,}40 - \sqrt{\{2{,}40^2 - 1{,}7^2 / 4\}} = 0{,}16 \text{ m}$$

Dimana D = diameter tangki, in (Hesse, hal.92)

Rc = CROWN RADIUS, in

Volume Tutup Dish

V = 1,05 x h^2 x (3 x Rc – h) (Hesse, hal.92)

$V = 1{,}05 \times 0{,}16^2 \times (3 \times 2{,}4 - 0{,}16) = 0{,}17\ m^3$

Tinggi Total Tangki = Tinggi Silinder + 2 x Tinggi tutup dish

= 2,55 + (2 x 0,16) = 2,86 meter

Volume Silinder = Volume Tangki – 2 x Volume Tutup Dish

= 5,75 – 2 x 0,17 = 5,41 m^3

Tinggi larutan dalam Silinder = $\frac{4\ V}{\pi D^2} = \frac{4 \times 5{,}75}{\pi \times 1{,}7^2}$

= 2,54 m

Tinggi Total larutan = 5,58 + 0,16 = 5,74 m

MENENTUKAN TEBAL TANGKI

Tebal Silinder

$$t = \frac{P \times D}{f \times e - 0{,}6 \times P} + c$$

(PETER, MS & TIMMERHAUSS, hal.537 PLANT DESIGN & ECONOMIC FOR CHEMICAL)

Dimana ; t = tebal shell, in

P = tekanan design, Psi

D = diameter dalam tangki, in

f = tensile stress yang diijinkan 18750 Psi

Carbon Steel SA-167 Grade 3 (Brownell, hal.342)

e = efisiensi sambungan = 0,85 (Brownell, hal.85)

c = faktor korosi = 1 / 8 (Brownell, hal.73)

Tekanan Hidrostatik = $\frac{\rho \times H}{144} = \frac{67{,}01 \times 7{,}21}{144} =$ 3,36 Psi

Tekanan Design = 130% x Tekanan Hidrostatik

= 1,3 x 3,36 = 4,37Psi

Bahan konstruksi : karbon steel SA-167 Grade 3

(Brownell,hal.342)

Tensile Stress, f = 18750 Psi

$$t = \frac{4{,}37 \times 1{,}7 \times 39{,}37}{18750 \times 0{,}85 - 0{,}6 \times 4{,}37} + \frac{1}{8} = 0{,}12 \text{ in}$$

Dipakai tebal Shell = $^3/_{16}$ in

Tebal Tutup bawah : (HESSE, hal.66)

$$t = \frac{P \times Rc \times w}{2 \times f \times e} + C$$

$^{tc}/Rc = 0{,}06$ untuk $w = 1{,}8$ (HESSE, hal.87)

$$t = \frac{4{,}37 \times 94{,}39 \times 1{,}8}{2 \times 18750 \times 0{,}85} + \frac{1}{8} = 0{,}13 \text{ Psi}$$

Dipakai Tebal Tutup = $^{4}/_{16}$ *in*

PERLENGKAPAN TANGKI PEMURNIAN

Pengaduk

Dipilih jenis pengaduk axial turbine dengan 4 blade pada sudut lancip 45 ^{O}(BROWN, hal.507)

$^{Dt}/_{Di} = 5{,}2$; $^{Zl}/_{Di} = 5{,}2$; $^{Zi}/_{Di} = 0{,}87$

Dimana ; Dt = diameter tangki = 5,25 ft

Di = diameter impeler = $^{Dt}/_{5,2} = {}^{5,25}/_{5,2} = 1$ ft

ZI = tinggi liquida dalam tangki = 7,22

Zi = tinggi impeler = 0,87 x Di = 0,87 x 1 = 0,87 ft

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{\text{Tinggi liquida} \times Sg}{\text{Diameter tangki}} = \frac{7{,}22 \times 67{,}01}{7{,}22 \times 62{,}5} = 1{,}47 \text{ buah}$$

(JOSHI. M. V, "PROCESS EQUIPMENT DESIGN" 2^{ed}, HAL 389)

Diambil jumlah pengaduk = 2 buah.

Jarak antar Pengaduk (x) = (1 – 1,5) Di

Diambil x = 1

Jadi jarak antar pengaduk = 1 x 1 = 1

POWER PENGADUK

Ditetapkan putaran pengaduk (N) = 120 rpm = 2 rps

$\mu = 1{,}024$ cp $= 6{,}88 \times 10^{-4}$ $^{lb}/_{ft.dt}$

$\rho = 1254{,}4$ $^{Kg}/_{m^3}$ $= 78{,}4$ $^{lb/}$Cuft

$N_{Re} = \frac{N \times Di^2 \times \rho}{\mu} = \frac{1 \times 1{,}5^2 \times 74{,}01}{8{,}06 \times 10^{-4}} = 190650$

(BROWN, hal.508)

$P = \frac{k_T \times N^3 \times D_i^5 \times \rho}{gc \times 550}$ (Mc Cabe 4ed, hal.253)

Diperoleh k_T = 1,27 (Mc Cabe 4ed, hal.254)

$P = \frac{1{,}27 \times \ \times 1^3 \times 1{,}45^5 \times 78{,}4}{32{,}2 \times 550} = 0{,}03$ Hp

Power untuk 2 pengaduk = 0,03 x 2 = 0,06

Grand Losses = 0,5 Hp (JOSHI, hal.399)

Power Input = 0,5 + 0,06 = 0,56 Hp

Transmission system losses (20%) = 0,2 x 0,56 = 1,12 Hp

Total Hp = 0,12 + 0,56 = 0,68 Hp

Efisiensi = 80%

Hp motor yang dibutuhkan = $\frac{0{,}68}{0{,}8}$ = 0,85 Hp

13. FILTER PRESS (H-323)

Fungsi : Memisahkan endapan dari larutan/filtratnya.

Tipe : PLATE & FRAME FILTER PRESS

Perhitungan

Filtrat masuk 1 jam = 9871,56 kg/jam

Filtrat masuk 1 hari = 236917,4 kg/hari

ρ Filtrat = 1072,19 kg/m^3

Untuk kebutuhan selama 1 hari dibutuhkan 2 buah Filter Press.

Filtrat masuk setiap Filter Press = $\frac{9871{,}56}{2 \times 1072}$ = 4,60 m^3/jam

= 1218,434 gallon/jam

Kecepatan Filtrasi rata-rata = 15 $^{gallon}/ft^2$.jam

(PERRY 5^{ed} hal.19-67)

Luas Area Filter = $\frac{1218,43}{15}$ = 81,23 ft^2

Dari PERRY 5^{ed} hal.19-17 , Tabel 19-17, diperoleh :

Ukuran PLATE FILTER = 36" x 36"

Bahan yang digunakan = Metal

EFFECTIVE FILTER AREA = 15,6 ft^2 /CHAMBER

CAKE CAPACITY OF CHAMBER = 0,65 $^{Cuft}/_{in}$ tiap tebal CHAMBER

Banyaknya CHAMBER = $\frac{81,23}{15,6}$ = 5,21 CHAMBER

Dipakai banyaknya CHAMBER = 6 CHAMBER

Banyak PLATE = 6 + 1 PLATE

Diambil Tebal CHAMBER = $1^1/_4$ in (PERRY 5^{ed},hal.19-66)

CAKE CAPACITY OF CHAMBER = 1,25 x 0,65 = 0,8125 Cuft

Untuk 6 CHAMBER = 6 x 0,8125 = 4,88 Cuft

Berat Cake = 333,56 ^{kg}/jam

ρ Cake = 1411 $^{kg}/m^3$

Volume Cake = $\frac{333,56}{1411}$ = 0,236 m^3/jam

Filtrat yang terikut = 0,0039 $m^3/_{jam}$

Volume Total = 0,0039 + 0,236 = 0,2399 $m^3/_{jam}$ = 8,48 ^{Cuft}/jam

Waktu Pemakaian FILTER PRESS = 0,5 jam

14. TANGKI PENAMPUNG IV (F-324)

Fungsi : Menampung larutan dari filter press

Bentuk : Tangki Silinder Tegak dengan Tutup atas berbentuk standart Dish dan tutup bawah berupa Flat/datar

Rate bahan masuk = 9335,139 ^{kg}/jam

ρ Bahan masuk = 1050 $^{Kg}/_{m^3}$

Waktu tinggal = 2 jam.

Volume tangki selama waktu tinggal :

$= 9335,139 kg/jam \times \frac{1}{1050} \times 2\ jam = 17,78 m^3$

Volume ruang kosong 25% dari volume tangki

Volume tangki = 1,25 x 17,78 = 22,23 m^2

MENENTUKAN UKURAN TANGKI

Diameter Silinder

Ditetapkan : $^H/_D = 1,5$

Volume tangki = 1/4 x πx D^2 x H (Brownell,hal.41)

22,23 = 1/4 x πx D^2 x 1, 5 D ⟶ D = 2,7 meter

Tinggi Silinder

$^H/_D = 1,5$

H =1,5 x D = 1,5 x 2,7 = 4,05 meter

Tinggi Tutup Dish

Rc = D – 6" = (4,05 x 39,37) – 6" = 153,45 in = 3,90 m

(Hesse, Process Equipment Design, hal.69)

$h = Rc - \sqrt{\{Rc^2 - D^2 / 4\}} = 3,90 - \sqrt{\{3,90^2 - 2,7^2 / 4\}} = 0,24\ m$

Dimana D = diameter tangki, in (Hesse, hal.92)

Rc = CROWN RADIUS, in

Volume Tutup Dish

V = 1,05 x h^2 x (3 x Rc – h) (Hesse, hal.92)

V = 1,05 x $0,24^2$ x (3 x 3,90 – 0,24) = 0,67 m^3

Tinggi Total Tangki = Tinggi Silinder + Tinggi tutup dish

= 4,05 + 0,24 = 4,29 meter

Tinggi larutan dalam Silinder = 0,8 x 4,29 = 3,24 meter

MENENTUKAN TEBAL TANGKI

Tebal Silinder

$$t_f = \frac{(P \times D)}{(f \times e - 0{,}6 \times P)} + c$$

(PETER , KS & TIMMERHAUSS, hal.537 PLANT DESIGN & ECONOMIC FOR CHEMICAL)

Dimana: t = tebal shell, in

P = tekanan design, Psi

D = diameter dalam tangki, in

f = tensile stress yang diijinkan = 18750 Psi

Carbon Steel SA-167 Grade 3 (Brownell, hal.342)

e = efisiensi sambungan = 0,85 (Brownell, hal.85)

c = faktor korosi = 1/8 (Brownell, hal.73)

Tekanan Hidrostatik $= \frac{\rho \times H}{144} = \frac{65{,}55 \times 10{,}56}{144} = 4{,}8$ Psi

Tekanan Design = 130% Tekanan Hidrostatik

= 1,3 x 4,8 = 6,24

Bahan konstruksi karbon steel SA-167 Grade 3

(Brownell,hal.342)

Tensile Stress, f = 18750 Psi

$$t = \frac{6{,}24 \times 2{,}7 \times 39{,}37}{18750 \times 0{,}85 - 0{,}6 \times 6{,}24} + \frac{1}{8} = 0.11 \text{ in}$$

Dipakai Tebal Silinder Shell : $^3/_{16}$ in

Untuk tebal tutup atas yang mempengaruhi adalah tekanan atmosfir sama dengan Faktor korosi sehingga tebal tutup atas yang dipakai adalah $^2/_{16}$ *in*

15. EVAPORATOR (V-330)

Fungsi : Memekatkan larutan kalsium laktat menjadi 32%

Tipe : VERTIKAL TUBE

Rate bahan masuk = 9335,14 $^{Kg}/_{Jam}$

ρ Bahan masuk = 1050 $^{Kg}/_{m^3}$

Volume liquid = 9335,14 $^{Kg}/_{Jam}$ x $\frac{1}{1050}$ = 8,89 m^3

Ditetapkan volume ruang kosong 80% dari volume tangki

Volume tangki = $\frac{8.89}{0,8}$ = 11,11 m^3

MENENTUKAN UKURAN TANGKI

Diameter Silinder

Ditetapkan : $^{H}/_{D}$ = 1,5

Volume tangki = 1/4 x π x D^2 x H (Brownell,hal.41)

11,11 = 1/4 x π x D^2 x 1, 5 D ⟶ D = 2,2 meter

Tinggi Silinder

$^{H}/_{D}$ = 2

H =2 x D = 2 x 2,2 = 4,4 meter

Tinggi Tutup Dish

Rc = D – 6" = (2,2 x 39,37) – 6" = 167,23 in = 4,25 m

(Hesse, Process Equipment Design, hal.69)

h = Rc - $\sqrt{\{Rc^2 - D^2 / 4\}}$ = 4,25 - $\sqrt{\{4{,}25^2 - 2{,}2^2 / 4\}}$ = 0,14

Dimana D = diameter tangki, in (Hesse, hal.92)

Rc = CROWN RADIUS, in

Volume Tutup Dish

V = 1,05 x h^2 x (3 x Rc – h) (Hesse, hal.92)

V = 1,05 x $0{,}14^2$ x (3 x 4,25 – 0,14) = 0,156 m^3 = 0,27 m^3

Tinggi Total Tangki = Tinggi Silinder + 2 x Tinggi Tutup Dish

= 4,4 + 2 x 0,14 = 4,69 m

Tinggi larutan dalam Silider :

Volume Tangki – Volume Tutup Dish = 11,11 – 0,27 = 10,84 m^3

Tinggi larutan dalam Silinder $= \dfrac{4\,V}{\pi\,D^2} = \dfrac{4 \times 10{,}84}{\pi \times 2{,}2}$

$= 2{,}93$ m

Tinggi Total larutan $= 4{,}69 + 0{,}27 = 11{,}11$ m

Menentukan tebal evaporator

P Operasi = 8,35 Psia pada 185 □F

P Udara luar = 14,7 Psia

Bahan untuk tangki diambil STAINLESS STELL 304 dengan trial diambil Tebal Plate = 0,5 in $= {}^{8}/_{16}$ in.

$^{h}/_{do} = \dfrac{4{,}69 \times 39{,}37}{39{,}37 \times 2{,}2 + 1} = 2{,}11$

$^{do}/_{t} = \dfrac{39{,}37 \times 1{,}6}{0{,}5} = 173{,}23$

Dari fig.8.8, B&Y diperoleh $\varepsilon = 0{,}\ 0004$ $\beta = 2{,}300$

P Allowable $= \dfrac{\beta}{(do/_t)} = \dfrac{2300}{173{,}23} = 13{,}28$ Psi

Karena P Allow > P Ext, maka 'I'ebal memenuhi.

Jadi digunakan Tebal Plate = 0,5 inc

Luas Perpindahan Panas, A = 340,735 m^2= 1117,897 ft^2

(Neraca Panas)

DIGUNAKAN TUBE 1,5 in OD 1,6 BWG

SURFACE PER LINE Ft = 0,3925 ft^2

Jumlah Tube $= \dfrac{1117{,}897}{3{,}62 \times \pi \times 0{,}3925} = 380{,}6$buah

Diambil jumlah Tube = 381 buah

16. BAROMETRIK CONDENSOR (G-332)

Fungsi : Mengkondensasikan uap dari Evaporator.

Diperkirakan panjang pipa untuk uap dari Evaporator ke Condensor 15 ft dengan elbow 90□.

Perhitungan :

Rate Uap (V) = 2500,03 = 5511,63

ρ Uap = 0,0022

Asumsi : Aliran Turbulen maka Diameter optimal yang didapat :

$Di = 3{,}9\ [rv]^{0,45}\ [\rho]^{0,13}$ (PETER 4[ed], hal.365)

Dimana : Rate Volumetrik = $\frac{5511{,}63}{0{,}0022}$ = 2505286,36

= 695,913

$Di = 3{,}9\ [695{,}913\ ]^{0,45}\ [0{,}0022]^{0,13}$ = 33,5 in = 34 in

Maka digunakan pipa dengan diameter = 34 in

Tekanan (P) Uap = 8,35 psia pada suhu 185□F

Leq untuk elbow 90° = 30 x $^{34}/_{12}$ = 85 ft

Panjang pipa total (L) = 15 + 85 = 100 ft

Pressure Drop = 100 x $^{0,18}/_{100}$ = 0,18 Psi

Tekanan (P) Barometrik Condensor = P Uap – Pressure Drop

= 8,35 – 0,18 = 8,17 Psi

Menghitung Jumlah Air Pendingin

$$GPM = \frac{Q}{500 \times (Ts - tw - ta)} = \frac{V \times Hs}{500 \times (Ts - tw - ta)}$$

Dimana
- Q = Beban Panas $^{Btu}/jam$
- V = Rate Uap, $^{lb}/jam$,
- Hs = Enthalpy Uap = 655,3941 $^{kkal}/kg$ = 1179,7 $^{BTU}/lb$
- Ts = Suhu Uap = 185°F
- tw = Suhu Air = 86°F
- ta = Suhu Approach = 5°F

(Counter Flow Barometrik Condesor)

maka, Jumlah Air Pendingin :

$$GPM = \frac{5511{,}63 \times 1179{,}7}{500 \times (185 - 86 - 5)} = 136{,}89\ ^{lb}/jam = 62{,}08\ ^{kg}/jam$$

17. JET EJEKTOR (E-333)

Fungsi : Memvacuumkan ruarig kondensor

'I'ekanan (P) Yang divacuumkan = 8,35 Psia

Tekanan (P) Steam = 67,01 Psia

Tekanan (P) Steam Ejektor = 14,67 Psia

$\frac{Po}{Poa} = \frac{14,67}{8,35} = 1,76$

$\frac{Pob}{Pod} = \frac{8,35}{67,01} = 0,125$

Dari Perry 6[ed] ,fig.6-72, diperoleh

$\frac{A2}{Al} = 15$

$\frac{wb}{wa} = 1,4$

$$\frac{w}{wa} = \frac{wb}{wa} \times \left(\frac{Toa \times Mb}{Ma \times Tob} \right)^{0,5}$$

dimana $^{w}/wa = ^{lb\ udara}/\ lb\ steam$ Mb = BM Udara

Toa = Suhu steam masuk Ma = BM steam

Tob = Suhu udara masuk

$$\frac{w}{wa} = 1,4 \times \left(\frac{645 \times 29}{546 \times 18} \right)^{0,5} = 1,93$$

Udara masuk ejektor dianggap 10% dari vapor keluar

= 0,1 x 60000,75 = 6000,08 kg

Kebutuhan steam = $\frac{6000,08}{1,93}$ = 3108,85 kg

Menghitung LEG

Tekanan (P) yang dikeluarkan = 8,35 Psia

Tekanan (P) Udara luar = 14,7 Psia

Tekanan (P) minimum yang harus diberikan cairan didalam LEG,

P = 14,7 - 8,35 = 6,35 Psia = 0,432 Atm = 43769,64 $^{kg}/m^3$

P Air = 968,453 $^{kg}/m^3$ (185□F)

Gc = 10 m/dt^2

$$h = \frac{43769,64}{10 \times 968,453} = 4,7 \text{ m}$$

Ditetapkan panjang LEG = 4,7 meter = 15,42 ft.

18. SPRAY DRYER (D-340)

Fungsi : Mengurangi kadar Air dari Slurry yang masuk menjadi bubuk dengan moisture 6,58%.

Tipe : Silinder Tegak dengan tutup atas berbentuk standart.

Dasar pemilihan : Produk yag diperoleh berbentuk bubuk.

Kondisi Operasi

Rate Penguapan	= 38109,57 kg/hari =84017,23 lb/hari
Suhu udara masuk	= 260□C = 500□F
Suhu udara keluar	= 82,22 C = 179,9 □F
Kapasitas udara masuk	= 302667,584 kg/hari = 667267,91 lb / hari
ρ Udara Panas	= 0,043 lb/cuft = 667267,91 lb/hari

maka,

$$\text{Rate Volumetrik Udara Panas} = \frac{6676,91}{0,043 \times 24 \times 3600} = 0,0224 \text{ cuft/hari}$$

Kapasitas Slurry masuk = 56200,03 kg/hari

ρ Slurry = 64,04 lb /cuft

$$\text{Rate Volume Slurry} = \frac{123899,88 \times 0,0224}{24 \times 64,04 \times 360} = 0,0224 \text{cuft/dtCuft}$$

Suhu Slurry Masuk = 70°C = 158 °F

Suhu Slurry keluar = 155°C = 311°F

$$Va = k \sqrt{\left\{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}\right\}}$$

Dari tabel 4-10, LUDWIG vol. 1 diperoleh k = 0,35

$$Va = 0,35 \sqrt{\left\{\frac{64,04 - 0,043}{0,043}\right\}} = 13.5\ ^{ft}/dt$$

superficial Velocity, VD = 0,75 x Va = 0,75 x 13,5 = 10,13

m = 12 in = 1 ft (HESSE, hal.85)

Asumsi : H = D

$$\text{Luas Penampang Spray Drayer} = \frac{\text{Rate Volumetrik}}{\text{Superficial Velocity}}$$

$$\frac{3,14}{4} D^2 = \frac{179,61}{10,13} \longrightarrow D = 4,8 \text{ ft} = 57,6 \text{ in}$$

H = 4,8 ft = 57,6 in

$$\text{Tinggi Tutup Bawah} : hc = \frac{tg\ A\ (D - M)}{2}$$

$$hc = \frac{tg\ 60\ (4,8 - 1)}{2} = 3,2 \text{ ft}$$

Tinggi Total = H + hc = 4,8 + 3,2 = 8 ft

Waktu yang diperlukan penguapan :

$$t = \frac{\lambda \times w \times \rho_s \times Dp^2}{12 \times kf \times (ta - ts)}$$

Keterangan :

t = waktu penguapan

w = Kandungan air lb H_2O/ lb Dry solid

ρ = Density Partikel, lb/cuft

Dp = Diameter rata – rata partikel, ft

Kf = Konduktivitas thermal, ^{BTU}/ft.jam

Ta-ts = Perbedaan suhu antar gas dan partikel, □F

λ = panas penguapan

ts_{avg} = 234,5□F

λ = 1000 BTU/lb

w = 2,2046 lb H_2O/ lb Dry solid

ρ_s = 64,04 lb/Cuft

Dp = 150 μ = 0,0005 ft

Kf = 0,02 BTU/ft.jam (Mc Cabe App. 12)

$$ta - ts = \frac{(500 - 179{,}9) - (311 - 158)}{\ln [^{320}/_{142}]} = 219{,}1$$

waktu Penguapan = 2 – 2 detik (Mc Cabe, 760)

$$t = \frac{100 \times 2{,}2046 \times 64{,}04 \times 0{,}0005^2}{12 \times 0{,}02 \times 219{,}1} = 6{,}7122 \times 10^{-4} \text{ jam}$$

Volume Spray Drayer (VSD)

VSD = (Rate Volumetrik Slurry + Rate Volumetrik Udara) x waktu penguapan

VSD = (0,0224 + 179,61) x 2,4 = 434,07 Cuft

Perhitungan tebal

Spray Dryer beroperasi pada tekanan 8,5 Psia

maka $P_{operasi}$ = 8,5 Psi dan Tekanan luar = 14,5 Psi

1. Silinder

Asumsi : ts $= {}^{5}/_{16}$

$$\frac{L}{do} = \frac{(4.8\text{-}12)}{(4{,}8\text{-}12) + (2\text{x}5/16)} = 0{,}98$$

$$\frac{do}{t} = \frac{(4{,}8 \times 12 + 2 \times 5/16)}{5/16} = 104{,}4$$

Dipakai bahan konstruksi Carbon Steel SA-283 GRADE B dengan :

f = 27000 Psi (B & Y, tabel.5-1)

Dari B&Y hal.147 diperoleh $\varepsilon = 0{,}00027$, $\beta = 990$

$$\text{maka P Allowable} = \frac{\beta}{do/t} = \frac{1000}{104{,}4} = 9{,}58 \text{ Psia}$$

Eksternal presure = 14,7 – 8,35 = 6,35 Psia

Karena P Allowable > P Ekxternal, maka tebal memenuhi.

2. Tutup atas

Ditatapkan : ${}^{a}/_{b} = 2$ (B&Y, tabel 8-1)

$$\text{maka} : \frac{rc}{d} = 0{,}9$$

rc = 0,9 x 57,6 = 51,84 in

Asumsi : Tebal tutup atas = ta = ¼ in = 0,25 in

$$\frac{rc}{100 \times th} = \frac{51,84}{100 \times 0,25} = 2,07$$

Dari fig. 8-8 B&Y diperoleh $\beta = 2050$, $^f/\varepsilon = 0,001$

maka P Allowable = $\frac{2050}{100 \times 2,07} = 9,90$

External Pressure = 14,7 - 8,35 = 6,35Psia

Karena P Allowable > P Eksternal, maka memenuhi tebalnya.

3. Tutup Bawah

Asumsi : Tebal tutup bawah , tb = $^3/_{16}$ in.

$$L = \frac{^{do}/_2}{tg\alpha} = \frac{^{57,6}/_2}{tg\ 60} = 16,63 \text{ in}$$

$$\frac{L}{do} = \frac{16,63}{7,6} = 0,29 \text{ in}$$

$$\frac{do}{ta} = \frac{57,6}{^3/_{16}} = 307,2$$

Dari fig. 8-8 B&Y diperoleh : □ = 8500, f/□ = 0,0018

maka P Allowable > P operasi, maka dipakai tebalnya.

Perhitungan Atomizer Spray Dryer

Dipilih : Centrifugal Disk Atomizer (PERRY 6^{ed}, 20-26)

Penentuan kecepatan putaran Centrifugal Disk (PERRY 6^{ed}, 20-49)

$$Dvs = 0,4 \left(\frac{T^1}{\rho \times L \times N \times r^2}\right)^{0,6} \left[\frac{\mu}{r}\right]^{0,2} \left(\frac{\alpha \times \rho L \times Lw}{r^2}\right)^{0,1}$$

Dimana : Dvs = Diameter Partikel rata-rata, ft

r = Jari-jari Disk, ft

T^1 = Rate massa masuk, lb/ft.menit

□L = Density liquid, lb/Cuft

N = Kecepatan putar Disk, rpm

μ = Viscousitas liquida, lb/ft.menit

α = Surface tension, lb/ menit

Lw = Welted Disk Peripheri, ft Ditetapkan

Ditetapkan :

Dvs = 0,0005 ft

r = $^{13}/_{2}$ = 6,5 in = 0,54 ft

Lw = 2 x πx r = 2 x πx 0,54 = 3,4 ft

$T' = \frac{\text{Massa masuk}}{Lw} = \frac{34{,}42}{3{,}4} = 10{,}12$ lb/ft.menit

□L = 64,04 lb/Cuft

μ = 0,664 lb/ft.jam. = 0,011 lb/ft.menit.

α = 3 dyne/cm = 261,90 lb/menit

$$0{,}0005 = 0{,}4 \left(\frac{10{,}12}{64{,}04 \times N \times 0{,}54^2}\right)^{0,6} \left(\frac{0{,}011}{0{,}54}\right)^{0,2} \left(\frac{261{,}90 \times 64{,}04 \times 3{,}4}{0{,}54^2}\right)^{0,1}$$

$$1{,}491 \times 10^{-3} = \left(\frac{10{,}12}{18{,}67 \times N}\right)^{0,6}$$

N = 27837 rpm = 27800 rpm

Power Motor Penggerak Centrifugal Disk :

$P = 1{,}04 \times 10^{-8} (r \times N)^2$ (PERRY 3[ed], hal.848)

Dimana : P = Power, Hp

r = Jari-jari Centrifugal Disk, ft

N = Putaran Disk, rpm

W = Feed Rate, lb/ menit

maka,

$P = 1{,}04 \times 10^{-8} (0{,}54 \times 27800)^2 \times 96{,}46 = 226{,}1$ Hp

Diambil : P = 230 Hp.

19. CYCLONE (H-342)

Fungsi : Untuk memisahkan bubuk kalsium laktat dengan udara panas.

Kondisi Operasi :

Kapasitas bahan masuk = 363,672 kg/hari = 801,75 lb /hari

ρ bahan = 65 lb/Cuft

Volume Rate masuk = $\underline{801{,}75}$= 12,33 Cuft/hari = $3{,}43 \times 10^{-3}$ Cuft/dt

65

Kapasitas Udara Panas = 38109,57 kg/ hari = 84017,23 lb/jam

ρ Udara = 0,055 lb/Cuft

Volume Rate Udara = $\frac{84017,23}{0,05}$ = 1527586,056 Cuft/hari

= 424,33 Cuft/dt

Kecepatan linier Massa Masuk ke CYCLONE = 50 ft/dt

(PERRY 6[ed], hal 20-87)

Luas Penampang : Ac= $\frac{\text{RATE VOLUMETRIK UDARA + PARTIKEL}}{\text{KEC. LINIER MASSA MASUK CYCLONE}}$

$Ac = \frac{424,33 + 3,43 \times 10^{-3}}{50} = 8,49\ ft^2/dt$

Diameter CYCLONE = Dc $= \sqrt{\frac{4 \times Ac}{\pi}}$

$= \sqrt{\frac{4 \times 8,49}{\pi}} = 3,29$ ft

Dipakai diameter = 3,29 ft = 39,5 in

Dari Perry 6[ed], hal.20-84 :

$Bc = {}^{Dc}/_4$ $Sc = {}^{Dc}/_8$

$De = {}^{dc}/_2$ $Zc = 2\ Dc$

$Hc = {}^{Dc}/_2$ $Jc = {}^{Dc}/_4$

$Lc = 2\ Dc$

Perhitungan :

Dc = 3,29 ft Lc = 6,6 ft Bc = 0,8 ft Sc = 0,4 ft

De = 1,7 ft Zc = 6,6 ft Hc = 1,7 ft Jc = 0,8 ft

20. SCREW CONVEYOR

Fungsi : Untuk mengangkut produk ke tempat pengemasan.

Type : Horizontal Screw Conveyor dg. Bin Gate & Plain Discharge opening

Kebutuhan :

Jumlah Produk yang dipindahkan = 36363,88 kg/hari

= 3340,36 lb/jam

Bulk Density = 66,4 lb/Cuft

Volume = $\frac{3340,36}{66,4}$ = 50,3 Cuft/jam = 0,838 Cuft /menit.

Diameter Screw Conveyor = 6 in (BADGER fig.16-20 hal.712)

Ditetapkan : Panjang Screw Conveyor = 60 ft

Hp = $\frac{C \times L \times W \times F}{33000}$ (BADGER pers.16-4)

Dimana : C = Kapasitas, cfm

L = Panjang, ft

W = Berat jenis Material, lb/Cuft

F = Faktor (Tabel.16-6 BADGER)

= 2,5 untuk material klas e

HP = $\frac{0,838 \times 60 \times 66,4 \times 2,5}{33000}$ = 0,25

Untuk Power > 2 HP, hasil perhitungan dikalikan 2

Effisiensi motor = 80%

Power motor = $\frac{2 \times 0,25}{0,8}$ = 0, 63 Hp

21. BIN (H-345)

Fungsi : Tempat Penampungan sementara produk sebelum dilakukan pengepakan.

Kebutuhan :

Bahan yang ditampung dalam BIN = 36363,88 kg/hari

= 3340,36 lb/jam

ρ Bahan = 66,4 lb/Cuft

Volume Produk = $\frac{3340,36}{66,4}$ = 50,3 Cuft/jam = 0,838 Cuft /menit.

Ditetapkan waktu tinggal dalam BIN = 3 jam

Dianggap : Produk BIN terisi = 75%

Volume Produk = $\frac{50,3}{0,75}$ x 3 = 201,23 Cuft /jam

Menentukan Diameter BIN

Ditetapkan : H = 1,5 x D

Dianggap bentuk BIN berbentuk Silinder seluruhnya

V = $\pi/4 \times D^2 \times H$

201,23 = $\pi/4 \times D^2 \times 1,5\,D$ ⟶ D = 5,5 ft

Digunakan BIN berbentuk silinder dengan bagian bawah berbentuk konis dengan CONE ANGLE = 60°

CONE ANGLE = 60 L = ½ x 60□ = 30□

Tinggi h = $\frac{tg\ L\ (D - m)}{2}$, dimana : m = 1 ft

Tinggi h = $\frac{tg\ 30□\ (5,5 - 1)}{2}$ = 1,3 ft

volume : V = $0,262 \times H \times (D^2 + D \times m + m^2)$

= $0,262 \times 1,3 \times (5,5^2 + 5,5 \times 1 + 1^2)$

= 14,05 Cuft.

P bahan = $\frac{\text{Berat Bahan}}{\pi/4 \times D^2}$ = $\frac{\text{Volume x density}}{\pi/4 \times D^2}$

= $\frac{14,05 \times 66,4}{\pi/4 \times 5,5^2}$ = 39,3 = 2,205 Psi

P operasi = 14,7 Psia

P = 14,7 + 2,205 = 16,91 Psia

P Design = 1,05 + 16,91 = 17,955 Psia

Digunakan STAINLESS STEFL DG F Allowable = 12500 Psia

Digunakan sambungan las Single Welded Butt Joint, e = 0,7

Faktor korosi , c = 0,125 in

Tebal konis (tc) = $\frac{P \times M}{2 \cos \alpha \times F \times e}$ + c

Tebal konis (tc) = $\frac{17,955 \times (5,5 \times 12 + 2)}{2 \cos 30 \times 12500 \times 0.7}$ + 0,125 = 0,205 in

Diambil : Tebal konis = $^4/_{16}$ in

Bagian Silinder

Volume Konis = 14,05 Cuft

Volume BIN = 201,23 Cuft

Volume Silinder = 201,23 – 14,05 = 187,18 Cuft

$V = \pi/4 \times D^2 \times H \longrightarrow H = V \times (1/D)^2 \times (^4/_\pi)$

$= 187{,}18 \times (^1/_{5,5})^2 \times (^4/_\pi)$

$= 7{,}88$ ft

$P_{bahan} = \dfrac{\text{Berat Bahan}}{^\pi/_4 \times D^2}$

$P_{bahan} = \dfrac{187{,}18 \times 66{,}4}{^\pi/_4 \times 5{,}5^2} = 523{,}4 \text{ lb/ft}^2 = 21{,}81$ Psia

P = 14,7 + 21,81 = 36,51 Psia

P Design = 1,05 x 36,51 = 38,34 Psi

$ts = \dfrac{P \times D}{2 \times f \times e - P} + c$

$ts = \dfrac{38{,}34 \times 5{,}5 \times 12}{2 \times 12500 \times 0{,}7 - 38{,}34} + 0{,}125 = 0{,}27$ in

Dipakai tebal silinder = $^5/_{16}$ in = 0,31 in

22. SILO (H-347)

Fungsi : Tempat Penampungan sementara produk sebelum dilakukan pengepakan.

Kebutuhan :

Bahan yang ditampung dalam SILO = 36363,88 kg/hari

= 3340,36 lb/jam

= 2405059,2 lb/bulan

ρ Bahan = 66,4 lb/Cuft

Volume Produk = $\dfrac{2405059{,}2}{66{,}4}$ = 36220,77 Cuft/bulan

Ditetapkan waktu tinggal dalam SILO = 3 jam

Dianggap : Produk SILO terisi = 75%

Volume Produk = $\dfrac{36220{,}77}{0{,}75}$ = 48294,36 Cuft /bulan

Menentukan Diameter SILO

Ditetapkan : H = 1,5 x D

Dianggap bentuk BIN berbentuk Silinder seluruhnya

$V = \pi/4 \times D^2 \times H$

$48294,36 = \pi/4 \times D^2 \times 1,5\ D \longrightarrow D = 34,5$ ft

Digunakan SILO berbentuk silinder dengan bagian bawah berbentuk konis dengan CONE ANGLE = 60°

CONE ANGLE = 60 L = ½ x 60□ = 30□

Tinggi $h = \frac{tg\ L\ (D - m)}{2}$, dimana : m = 1 ft

Tinggi $h = \frac{tg\ 30□\ (34,5 - 1)}{2} = 9,959$ ft

volume : $V = 0,262 \times H \times (D^2 + D \times m + m^2)$

$= 0,262 \times 9,959 \times (34,5^2 + 34,5 \times 1 + 1^2)$

= 3198,3 Cuft.

P bahan $= \frac{\text{Berat Bahan}}{\pi/4 \times D^2} = \frac{\text{Volume x density}}{\pi/4 \times D^2}$

$= \frac{3198,3 \times 66,4}{\pi/4 \times 34,5^2} = 227,29 = 12,75$ Psi

P operasi = 14,7 Psia

P = 14,7 + 12,75 = 27,45 Psia

P Design = 1,05 + 27,45 = 28,5 Psia

Digunakan STAINLESS STEFL DG F Allowable = 12500 Psia

Digunakan sambungan las Single Welded Butt Joint, e = 0,7

Faktor korosi , c = 0,125 in

Tebal konis (tc) $= \frac{P \times M}{2 \text{ Cos } □ \times F \times e} + c$

Tebal konis (tc) $= \frac{28,5 \times (34,5 \times 12 + 2)}{2 \text{ Cos } 30 \times 12500 \times 0.7} + 0,125 = 0,905$ in

Diambil : Tebal konis = $^{15}/_{16}$ in

Bagian Silinder

Volume Konis = 3198,3 Cuft

Volume SILO = 48294,36 Cuft

Volume Silinder = 48294,36 – 3198,3 = 45096,06 Cuft

$V = \pi/4 \times D^2 \times H \longrightarrow H = V \times (1/D)^2 \times (^4/_\pi)$

$= 45096{,}06 \times (^1/_{34,5})^2 \times (^4/_\pi)$

$= 48{,}26$ ft

$$P_{bahan} = \frac{\text{Berat Bahan}}{^\pi/_4 \times D^2}$$

$$P_{bahan} = \frac{45096{,}06 \times 66{,}4}{^\pi/_4 \times 34{,}5^2} = 523{,}4 \text{ lb/ft}^2 = 133{,}54 \text{ Psia}$$

P = 14,7 + 133,54 = 148,24 Psia

P Design = 1,05 x 148,24 = 155,66 Psi

$$ts = \frac{P \times D}{2 \times f \times e - P} + c$$

$$ts = \frac{155{,}66 \times 34{,}5 \times 12}{2 \times 12500 \times 0{,}7 - 155{,}66} + 0{,}125 = 3{,}8 \text{ in}$$

1. Pompa (L-111)

Fungsi : memompa larutan Cornsugar dari Tangki Penyimpan ke Tangki Pengencer.

Tipe : Screw Pump

Perhitungan :

Rate larutan Cornsugar = 1263,5 kg/jam = 2828,869 lb /jam

ρ larutan Cornsugar = 40,303 lb/Cuft

Rate Volumetrik $= \frac{2828,869}{40,303}$ = 70,19 Cuft/jam

$= 1,95 \times 10^{-2}$ Cuft /dt = 8,39 GPM

Asumsi : Aliran Turbulen didapatkan :

Di $= 3,0\ [rv]^{0,45}\ [\rho]^{0,13}$

$= 3,0\ [1,95 \times 10^{-2}]^{0,45} \times [989800]^{0,13} = 3,07$ in

Dimana : μ = 989800 Cp

Ditetapkan Diameter Nominal = 3,5 in sch 40 (Mc.Cabe, App 61)

(KERN, Tabel.11)

a't = 7,38 in^2 = 0,05 ft^2

ID = 3,068 in = 0,26 ft

Kecepatan Aliran (V) $= \frac{\text{Rate Volumetrik (Cuft/dt)}}{\text{a't (ft}^2\text{)}}$

$(V) = \frac{1,95 \times 10^{-2}}{0,05} = 0,39$ ft/dt

Check, aliran turbulen

$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}$

$N_{Re} = \frac{2,33 \times 0,26 \times 0,39}{989800} = 4,14$ <<< 2100

Dipilih Pipa Comercial Steel (ε = 0,00015)

$\varepsilon/_D$ = 0,00087 (FOUST App. C-1)

f = 0,0258 (FOUST App. C-3)

Panjang Pipa Lurus = 7,53 meter = 24,42

3 elbow = 3 x 30 x 0,26 = 31,2

1 Gate valve = 1 x 13 x 0,26 =3,38 ft

1 Globe Valve = 1 x 340 ft = 88,4 ft

Total Panjang Pipa (L) =147,4 ft.

Friksi yang terjadi dalam pipa :

$$F = \frac{f \times V^2 \times L}{2 \times gc \times D} = \frac{0{,}0258 \times 0{,}39^2 \times 147{,}4}{2 \times 32{,}17 \times 0{,}26} = 0{,}035 \text{ ft}$$

Friksi Karena Kontraksiteris

$$F = \frac{k \times V^2}{2 \times gc} = \frac{0{,}5 \times 0{,}39^2}{2 \times 32{,}17} = 1{,}19 \times 10^{-2} \text{ ft}$$

$\Delta F = 0{,}035 + 1{,}19 \times 10^{-2} = 0{,}0359$ ft

$\Delta Z = 17{,}18$ ft (Elevansi vertikal)

Operasi pada tekanan atmosfir, $^{\Delta P}/\rho = 0$

$V_1 << V_2 = 0{,}39\ ^{ft}/_{dt}$

Hukum Bernoulli

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta Z\, g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \times gc} + \Delta F = -Ws$$

$$0 + 17{,}18\,(1) + \frac{0{,}39^2}{2 \times 32{,}17} + 0{,}0359 = -Ws$$

-Ws = 17,22 ft

Effisiensi Pompa = 30% (PETER fig. 14-37)

$$BHP = \frac{-Ws \times \text{FLOW RATE (GPM)} \times Sg}{3960 \times \eta} = \frac{17{,}22 \times 8{,}39 \times 1{,}544}{3960 \times 0{,}3}$$

$= 0{,}19$ Hp

Effisiensi motor = 80 %

$$\text{Power Motor} = \frac{BHP}{\text{Eff. Motor}} = \frac{0{,}19}{0{,}8} = 0{,}23 \text{ Hp}$$

Dipakai motor = 0,5 Hp

Spesifikasi :

Type	= Screw Pump
Kapasitas	= 8,39 GPM
Head	= 17,18 ft
Power Pompa	= 0,23 Hp
Effisiensi Pompa	= 30 %

Power motor = 1 Hp

Effisiensi motor = 80 %

Diameter = 3,5 in sch 40

Bahan = Carbon steel

Jumlah = 1 buah

2. Pompa (L-121)

Fungsi : Memompa larutan Cornsugar dari Tangki Pengencer ke Tangki Penampung I.

Tipe : centrifugal, untuk larutan yang viscositasnya kurang dari 50 cp. (Geankoplis, hal 146)

Perhitungan :

Rate larutan Cornsugar = 8185,675 kg/jam = 18327,03 lb /jam

ρ larutan Cornsugar = 644,849 kg/m^3 = 40,26 lb/Cuft

Rate Volumetrik $= \dfrac{18327,03}{40,26}$ = 454,73 Cuft/jam = 7,58 Cuft/menit

= 0,126 Cuft /dt = 54,39 GPM

Asumsi : Aliran Turbulen didapatkan :

$$Di = 3,9\ [rv]^{0,45}\ [\rho]^{0,13}$$

$$= 3,9\ [0,126]^{0,45} \times [40,26]^{0,13} = 1,91 \text{ in}$$

Ditetapkan Diameter Nominal = 1 $^1/_4$ in sch 40 (Mc.Cabe, App 61)

(KERN, Tabel.11)

a't = 1,5 in^2 = 1,04 x 10^{-2} ft^2

ID = 1,38 in = 0,115 ft

$$\text{Kecepatan Aliran (V)} = \frac{\text{Rate Volumetrik (Cuft/dt)}}{\text{a't (ft}^2\text{)}}$$

$$(V) = \frac{0,126}{0,05} = 12,45\ ^{ft}/_{dt}$$

Check, aliran turbulen

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}, \quad \text{Dimana } \mu = 0,85 \text{ Cps} = 5,714 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.dt}$$

$$N_{Re} = \frac{40,26 \times 0,115 \times 0,126}{5,714 \times 10^{-4}} = 103000 >>>>> 2100 \text{ (memenuhi)}$$

Dipilih Pipa Comercial Steel (□ = 0,00015)

$\varepsilon/_D$ = 0,00087 (FOUST App. C-1)

f = 0,0258 (FOUST App. C-3)

Panjang Pipa Lurus = 4,25 meter = 13,94 ft

3 elbow = 3 x 30 x 0,115 ft = 13.8 ft

1 Gate valve = 1 x 13 x 0.115 ft =1.49 ft

1 Globe Valve = 1 x 340 x 0.115 ft = 39.1 ft

Total Panjang Pipa (L) = 68,18 ft.

Friksi yang terjadi dalam pipa :

$$F = \frac{f \times V^2 \times L}{2 \times gc \times D} = \frac{0{,}0258 \times 12{,}45^2 \times 68{,}18}{2 \times 32{,}17 \times 0{,}115} = 36{,}238 \text{ ft}$$

Friksi Karena Kontraksiteris

$$F = \frac{k \times V^2}{2 \times gc} = \frac{0{,}5 \times 12{,}45^2}{2 \times 32{,}17} = 1{,}2 \text{ ft}$$

ΔF = 36,238+ 1,2 = 37,44 ft

ΔZ = 9 ft (Elevansi vertikal)

Operasi pada tekanan atmosfir, $^{\Delta P}/\rho = 0$

$V_1 << V_2 = 12{,}45\ ^{ft}/_{dt}$

Hukum Bernoulli

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta Z\, g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \times gc} + \Delta F = -Ws$$

$$0 + 9\,(1) + \frac{12{,}45^2}{2 \times 32{,}17} + 37{,}44 = -Ws$$

$$-Ws = 48{,}85 \text{ ft}$$

Effisiensi Pompa = 30% (PETER fig. 14-37)

$$BHP = \frac{-Ws \times \text{FLOW RATE (GPM)} \times Sg}{3960 \times \eta} = \frac{48{,}85 \times 54{,}39 \times 1{,}544}{3960 \times 0{,}3}$$

$$= 3{,}45 \text{ Hp}$$

Effisiensi motor = 80 %

$$\text{Power Motor} = \frac{BHP}{\text{Eff. Motor}} = \frac{0{,}12}{0{,}8} = 4{,}32 \text{ Hp}$$

Dipakai motor = 5 Hp

Spesifikasi :

Type	= Centrifugal Pump
Kapasitas	= 54,39 GPM
Head	= 9 ft
Power Pompa	= 3,45 Hp
Effisiensi Pompa	= 30 %
Power motor	= 4,32 Hp
Effisiensi motor	= 80 %
Diameter	= 1,25 in sch 40
Bahan	= Carbon steel
Jumlah	= 1 buah

3. Pompa (L-124)

Fungsi : Memompa larutan Cornsugar dari Tangki Penampung I ke Tangki Sterilisasi (M-120)

Tipe : centrifugal, untuk larutan yang viscositasnya kurang dari 50 cp. (Geankoplis, hal 146)

Perhitungan :

Rate larutan Cornsugar = 8185,675 kg/jam = 18327,03 lb /jam

ρ larutan Cornsugar = 644,849 kg/m^3 = 40,26 lb/Cuft

Rate Volumetrik $= \frac{18327,03}{40,26}$ = 454,73 Cuft/jam = 7,58 Cuft/menit

= 0,126 Cuft /dt = 54,39 GPM

Asumsi : Aliran Turbulen didapatkan :

Di $= 3,9\ [rv]^{0,45}\ [\rho]^{0,13}$

$= 3,9\ [0,126]^{0,45} \times [40,26]^{0,13} = 1,91$ in

Ditetapkan Diameter Nominal = 1 $^1/_4$ in sch 40 (Mc.Cabe, App 61)

(KERN, Tabel.11)

a't = 1,5 in^2 = 1,04 x 10^{-2} ft^2

ID = 1,38 in = 0,115 ft

Kecepatan Aliran (V) = $\frac{\text{Rate Volumetrik (Cuft/dt)}}{\text{a't (ft}^2\text{)}}$

$$(V) = \frac{0,126}{0,05} = 12,45\ ^{ft}/_{dt}$$

Check, aliran turbulen

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}\ , \qquad \text{Dimana } \mu = 0,85 \text{ Cps} = 5,714 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.dt}$$

$$N_{Re} = \frac{40,26 \times 0,115 \times 0,126}{5,714 \times 10^{-4}} = 103000 >>>>> 2100 \text{ (memenuhi)}$$

Dipilih Pipa Comercial Steel (ε = 0,00015)

$\varepsilon/_D$ = 0,00087 (FOUST App. C-1)

f = 0,0258 (FOUST App. C-3)

Panjang Pipa Lurus	= 4,25 meter = 13,94 ft
3 elbow	= 3 x 30 x 0,115 ft = 13,8 ft
1 Gate valve	= 1 x 13 x 0.115 ft =1.49 ft
1 Globe Valve	= 1 x 340 x 0.115 ft = 39.1 ft

Total Panjang Pipa (L) = 68,18 ft.

Friksi yang terjadi dalam pipa :

$$F = \frac{f \times V^2 \times L}{2 \times gc \times D} = \frac{0,0258 \times 12,45^2 \times 68,18}{2 \times 32,17 \times 0,115} = 36,238 \text{ ft}$$

Friksi Karena Kontraksiteris

$$F = \frac{k \times V^2}{2 \times gc} = \frac{0,5 \times 12,45^2}{2 \times 32,17} = 1,2 \text{ ft}$$

ΔF = 36,238+ 1,2 = 37,44 ft

ΔZ = 9 ft (Elevansi vertikal)

Operasi pada tekanan atmosfir, $^{\Delta P}/\rho = 0$

$V_1 << V_2 = 12,45\ ^{ft}/_{dt}$

Hukum Bernoulli

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta Z\ g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \times gc} + \Delta F = -Ws$$

$$0 + 9\,(1) + \frac{12,45^2}{2 \times 32,17} + 37,44 = -Ws$$

$-Ws = 48{,}85$ ft

Effisiensi Pompa = 30% (PETER fig. 14-37)

$$BHP = \frac{-Ws \times FLOW\ RATE\ (GPM) \times Sg}{3960 \times \eta} = \frac{48{,}85 \times 54{,}39 \times 1{,}544}{3960 \times 0{,}3}$$

$$= 3{,}45 \text{ Hp}$$

Effisiensi motor = 80 %

$$\text{Power Motor} = \frac{BHP}{\text{Eff. Motor}} = \frac{0{,}12}{0{,}8} = 4{,}32 \text{ Hp}$$

Dipakai motor = 5 Hp

Spesifikasi :

Type	= Centrifugal Pump
Kapasitas	= 54,39 GPM
Head	= 9 ft
Power Pompa	= 3,45 Hp
Effisiensi Pompa	= 30 %
Power motor	= 4,32 Hp
Effisiensi motor	= 80 %
Diameter	= 1,25 in sch 40
Bahan	= Carbon steel
Jumlah	= 1 buah

4. Pompa (L-131)

Fungsi : Memompa larutan Cornsugar dari Tangki Sterilisasi ke Tangki Penampung II mlewati cooler.

Tipe : centrifugal, untuk larutan yang viscositasnya kurang dari 50 cp. (Geankoplis, hal 146)

Perhitungan :

Rate larutan Cornsugar = 8185,675 kg/jam = 18327,03 lb /jam

ρ larutan Cornsugar = 644,849 kg/m^3 = 40,26 lb/Cuft

$$\text{Rate Volumetrik} = \frac{18327{,}03}{40{,}26} = 454{,}73 \text{ Cuft/jam} = 7{,}58 \text{ Cuft/menit}$$

$$= 0{,}126 \text{ Cuft /dt} = 54{,}39 \text{ GPM}$$

Asumsi : Aliran Turbulen didapatkan :

Di $= 3{,}9\ [rv]^{0,45}\ [\rho]^{0,13}$

$= 3{,}9\ [0{,}126]^{0,45} \times [40{,}26]^{0,13} = 1{,}91$ in

Ditetapkan Diameter Nominal = 1 $^1/_4$ in sch 40 (Mc.Cabe, App 61)

(KERN, Tabel.11)

a't = 1,5 in^2 = 1,04 x 10^{-2} ft^2

ID = 1,38 in = 0,115 ft

Kecepatan Aliran (V) = $\dfrac{\text{Rate Volumetrik (Cuft/dt)}}{\text{a't (ft}^2\text{)}}$

$(V) = \dfrac{0{,}126}{0{,}05} = 12{,}45\ ^{ft}/_{dt}$

Check, aliran turbulen

$N_{Re} = \dfrac{\rho \times D \times V}{\mu}$, Dimana μ = 0,85 Cps

= 5,714 x 10^{-4} lb/ft.dt

$N_{Re} = \dfrac{40{,}26 \times 0{,}115 \times 0{,}126}{5{,}714 \times 10^{-4}} = 103000 >>>>> 2100$ (memenuhi)

Dipilih Pipa Comercial Steel (ε = 0,00015)

$\varepsilon/_D$ = 0,00087 (FOUST App. C-1)

f = 0,0258 (FOUST App. C-3)

Panjang Pipa Lurus = 4,25 meter = 13,94 ft

3 elbow = 3 x 30 x 0,115 ft = 13.8 ft

1 Gate valve = 1 x 13 x 0.115 ft =1.49 ft

1 Globe Valve = 1 x 340 x 0.115 ft = 39.1 ft

Total Panjang Pipa (L) = 68,18 ft.

Friksi yang terjadi dalam pipa :

$F = \dfrac{f \times V^2 \times L}{2 \times gc \times D} = \dfrac{0{,}0258 \times 12{,}45^2 \times 68{,}18}{2 \times 32{,}17 \times 0{,}115} = 36{,}238$ ft

Friksi Karena Kontraksiteris

$F = \dfrac{k \times V^2}{2 \times gc} = \dfrac{0{,}5 \times 12{,}45^2}{2 \times 32{,}17} = 1{,}2$ ft

ΔF = 36,238+ 1,2 = 37,44 ft

ΔZ = 9 ft (Elevansi vertikal)

Operasi pada tekanan atmosfir, $^{\Delta P}/\rho = 0$

$V_1 << V_2 = 12,45\ ^{ft}/_{dt}$

Hukum Bernoulli

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta Z\, g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \times gc} + \Delta F = -Ws$$

$$0 + 9\,(1) + \frac{12,45^2}{2 \times 32,17} + 37,44 = -Ws$$

$$-Ws = 48,85 \text{ ft}$$

Effisiensi Pompa = 30% (PETER fig. 14-37)

$$BHP = \frac{-Ws \times \text{FLOW RATE (GPM)} \times Sg}{3960 \times \eta} = \frac{48,85 \times 54,39 \times 1,544}{3960 \times 0,3}$$

$$= 3,45 \text{ Hp}$$

Effisiensi motor = 80 %

$$\text{Power Motor} = \frac{BHP}{\text{Eff. Motor}} = \frac{0,12}{0,8} = 4,32 \text{ Hp}$$

Dipakai motor = 5 Hp

Spesifikasi :

Type	= Centrifugal Pump
Kapasitas	= 54,39 GPM
Head	= 9 ft
Power Pompa	= 3,45 Hp
Effisiensi Pompa	= 30 %
Power motor	= 4,32 Hp
Effisiensi motor	= 80 %
Diameter	= 1,25 in sch 40
Bahan	= Carbon steel
Jumlah	= 1 buah

5. Pompa (L-211)

Fungsi : Memompa larutan dari Tangki Penampung II ke Tangki Kultur dan Fermentor.

Tipe : centrifugal, untuk larutan yang viscositasnya kurang dari 50 cp. (Geankoplis, hal 146)

Perhitungan :

Rate larutan Cornsugar = 8185,675 kg/jam = 18327,03 lb /jam

ρ larutan Cornsugar = 644,849 kg/m^3 = 40,26 lb/Cuft

Rate Volumetrik = $\frac{18327,03}{40,26}$ = 454,73 Cuft/jam = 7,58 Cuft/menit

= 0,126 Cuft /dt = 54,39 GPM

Asumsi : Aliran Turbulen didapatkan :

Di = $3,9\ [rv]^{0,45}\ [\rho]^{0,13}$

= $3,9\ [0,126]^{0,45} \times [40,26]^{0,13}$ = 1,91 in

Ditetapkan Diameter Nominal = 1 $^1/_4$ in sch 40 (Mc.Cabe, App 61)

(KERN, Tabel.11)

a't = 1,5 in^2 = $1,04 \times 10^{-2}\ ft^2$

ID = 1,38 in = 0,115 ft

Kecepatan Aliran (V) = $\frac{\text{Rate Volumetrik (Cuft/dt)}}{\text{a't } (ft^2)}$

(V) = $\frac{0,126}{0,05}$ = 12,45 $^{ft}/_{dt}$

Check, aliran turbulen

$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}$, Dimana μ = 0,85 Cps
= $5,714 \times 10^{-4}$ lb/ft.dt

$N_{Re} = \frac{40,26 \times 0,115 \times 0,126}{5,714 \times 10^{-4}}$ = 103000 >>>>> 2100 (memenuhi)

Dipilih Pipa Comercial Steel (ε = 0,00015)

$\varepsilon/_D$ = 0,00087 (FOUST App. C-1)

f = 0,0258 (FOUST App. C-3)

Panjang Pipa Lurus = 19,5 meter = 63,24 ft

3 elbow = 3 x 30 x 0,115 ft = 13,8 ft

1 Gate valve = 1 x 13 x 0,115 ft =1,495 ft

1 Globe Valve = 1 x 340 ft = 39,1 ft

Total Panjang Pipa (L) =117,63 ft.

Friksi yang terjadi dalam pipa (L) :

$$F = \frac{f \times V^2 \times L}{2 \times gc \times D} = \frac{0.0258 \times 12,45^2 \times 117,53}{2 \times 32,17 \times 0,12} = 62,524 \text{ ft}$$

Friksi Karena Kontraksi

$$F = \frac{k \times V^2}{2 \times gc} = \frac{0{,}5 \times 12{,}45^2}{2 \times 32{,}17} = 1{,}205 \text{ ft}$$

$\Delta F = 62{,}524 + 1{,}205 = 63{,}73$ ft

$\Delta Z = 43{,}5$ ft (Elevansi vertikal)

Operasi pada tekanan atmosfir, $^{\Delta P}/\rho = 0$

$V_1 << V_2 = 12{,}45\ ^{ft}/_{dt}$

Hukum Bernoulli

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta Z\, g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \times gc} + \Delta F = -Ws$$

$$0 + 43{,}5\,(1) + \frac{12{,}45^2}{2 \times 32{,}17} + 63{,}73 = -Ws$$

$$-Ws = 109{,}64 \text{ ft}$$

Effisiensi Pompa = 30% (PETER fig. 14-37)

$$BHP = \frac{-Ws \times \text{FLOW RATE (GPM)} \times Sg}{3960 \times \eta} = \frac{109{,}64 \times 54{,}39 \times 1{,}544}{3960 \times 0.3}$$

$$= 7{,}75 \text{ Hp}$$

Effisiensi motor = 80 %

$$\text{Power Motor} = \frac{BHP}{\text{Eff. Motor}} = \frac{7{,}75}{0{,}8} = 9{,}69 \text{ Hp}$$

Dipakai motor = 0,5 Hp

Spesifikasi :

Type	= Centrifugal Pump
Kapasitas	= 54,39 GPM
Head	= 43,5 ft
Power Pompa	= 7,75 Hp
Effisiensi Pompa	= 30 %
Power motor	= 10 Hp
Effisiensi motor	= 80 %
Diameter	= 1,25 in sch 40
Bahan	= Carbon steel
Jumlah	= 1 buah

6. Pompa (L-213)

Fungsi : Memompa larutan dari Tangki Kultur ke Tangki Fermentor.

Tipe : centrifugal, untuk larutan yang viscositasnya kurang dari 50 cp. (Geankoplis, hal 146)

Perhitungan :

Rate larutan = 956,808 kg/jam = 2142,212 lb /jam

ρ larutan = 78,32 lb/Cuft

$$\text{Rate Volumetrik} = \frac{2142,212}{78,32} = 27,35 \text{ Cuft/jam}$$

$$= 7,6 \times 10^{-3} \text{ Cuft /dt} = 3,27 \text{ GPM}$$

Asumsi : Aliran Turbulen didapatkan :

$$Di = 3,9\ [rv]^{0,45}\ [\rho]^{0,13}$$

$$= 3,9\ [7,6 \times 10^{-3}]^{0,45} \times [78,32]^{0,13} = 0,59 \text{ in}$$

Ditetapkan Diameter Nominal = 1 $^1/_4$ in sch 40 (Mc.Cabe, App 61)

(KERN, Tabel.11)

a't = 0,036 in^2 = 2 x 10^{-4} ft^2

ID = 0,215 in = 0,02 ft

$$\text{Kecepatan Aliran (V)} = \frac{\text{Rate Volumetrik (Cuft/dt)}}{\text{a't (ft}^2)}$$

$$(V) = \frac{7,6 \times 10^{-3}}{0,05} = 31,20\ ^{ft}/_{dt}$$

Check, aliran turbulen

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}$$, Dimana μ = 0,85 Cps = 5714 x 10^{-4} lb/ft.dt

$$N_{Re} = \frac{78,32 \times 0,02 \times 31,20}{5714 \times 10^{-4}} = 7790 >>> 2100 \text{ (memenuhi)}$$

Dipilih Pipa Comercial Steel (ε = 0,00015)

$\varepsilon/_D$ = 0,00087 (FOUST App. C-1)

f = 0,0258 (FOUST App. C-3)

Panjang Pipa Lurus	= 15 meter = 46,85 ft
3 elbow	= 3 x 30 x 0,0179 ft = 1,611 ft
1 Gate valve	= 1 x 13 x 0,0179 ft =0,2327 ft

1 Globe Valve = 1 x 340 ft = 6,086 ft

Total Panjang Pipa (L) =46,47 ft.

Friksi yang terjadi dalam pipa (L) :

$$F = \frac{f \times V^2 \times L}{2 \times gc \times D} = \frac{0.0258 \times 31{,}20^2 \times 46{,}47}{2 \times 32{,}17 \times 0{,}02} = 1212{,}354 \text{ ft}$$

Friksi Karena Kontraksi

$$F = \frac{k \times V^2}{2 \times gc} = \frac{0{,}5 \times 31{,}20^2}{2 \times 32{,}17} = 7{,}566 \text{ ft}$$

ΔF = 1212,354 + 7,566 = 1219,92 ft

ΔZ = 6 ft (Elevansi vertikal)

Operasi pada tekanan atmosfir, $^{\Delta P}/\rho = 0$

$V_1 << V_2 = 31{,}20\ ^{ft}/_{dt}$

Hukum Bernoulli

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta Z\, g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \times gc} + \Delta F = -Ws$$

$$0 + 30.12\,(1) + \frac{31{,}20^2}{2 \times 32{,}17} + 1{,}1004 = -Ws$$

$$-Ws = 18{,}29 \text{ ft}$$

Effisiensi Pompa = 30% (PETER fig. 14-37)

$$BHP = \frac{-Ws \times \text{FLOW RATE (GPM)} \times Sg}{3960 \times \eta} = \frac{18{,}29 \times 4{,}9 \times 1{,}544}{3960 \times 0.3}$$

$$= 0{,}33 \text{ Hp}$$

Effisiensi motor = 80 %

$$\text{Power Motor} = \frac{BHP}{\text{Eff. Motor}} = \frac{0{,}12}{0{,}8} = 0{,}15 \text{ Hp}$$

Dipakai motor = 0,5 Hp

Spesifikasi :

Type = Centrifugal Pump

Kapasitas = 3,27 GPM

Head = 30 ft

Power Pompa = 5,38 Hp

Effisiensi Pompa = 30 %

Power motor = 7 Hp

Effisiensi motor = 80 %

Diameter = 1/8 in sch 40

Bahan = Carbon steel

Jumlah = 1 buah

7. Pompa (L-214)

Fungsi : Memompa larutan Cornsugar dari Tangki Fermentor ke Tangki Penampung III.

Tipe : centrifugal, untuk larutan yang viscositasnya kurang dari 50 cp. (Geankoplis, hal 146)

Perhitungan :

Rate larutan Cornsugar = 10115,61 kg/jam = 22647,99 lb /jam

ρ larutan Cornsugar = 711,64 lb/Cuft

Rate Volumetrik $= \dfrac{22647,99}{71,64}$ = 316,14 Cuft/jam = 5,27 Cuft/menit

= 0,0879 Cuft /dt = 37,81 GPM

Asumsi : Aliran Turbulen didapatkan :

$Di = 3,9\ [rv]^{0,45}\ [\rho]^{0,13}$

$= 3,9\ [0,126]^{0,45} \times [71,64]^{0,13} = 1,91$ in

Ditetapkan Diameter Nominal = 2 in sch 40 (Mc.Cabe, App 61)

(KERN, Tabel.11)

a't = 2,95 in^2 = 0,02 ft^2

ID = 1,939 in = 0,16 ft

Kecepatan Aliran (V) $= \dfrac{\text{Rate Volumetrik (Cuft/dt)}}{a't\ (ft^2)}$

$(V) = \dfrac{0,087}{0,02} = 4,4\ ^{ft}/_{dt}$

Check, aliran turbulen

$N_{Re} = \dfrac{\rho \times D \times V}{\mu}$, Dimana μ = 0,85 Cps

= 5,714 x 10^{-4} lb/ft.dt

$N_{Re} = \dfrac{71,64 \times 0,16 \times 4,40}{5,714 \times 10^{-4}} = 90700 >>>>> 2100$ (memenuhi)

Dipilih Pipa Comercial Steel (ε= 0,00015)

$\varepsilon/_D = 0,00087$ (FOUST App. C-1)

f = 0,0258 (FOUST App. C-3)

Panjang Pipa Lurus = 10 meter = 32,43 ft

3 elbow = 3 x 30 x 0,115 ft = 13.8 ft

1 Gate valve = 1 x 13 x 0.115 ft =1.49 ft

1 Globe Valve = 1 x 340 x 0.115 ft = 39.1 ft

Total Panjang Pipa (L) = 68,18 ft.

Friksi yang terjadi dalam pipa :

$$F = \frac{f \times V^2 \times L}{2 \times gc \times D} = \frac{0,0258 \times 12,45^2 \times 68,18}{2 \times 32,17 \times 0,115} = 36,238 \text{ ft}$$

Friksi Karena Kontraksiteris

$$F = \frac{k \times V^2}{2 \times gc} = \frac{0,5 \times 12,45^2}{2 \times 32,17} = 1,2 \text{ ft}$$

$\Delta F = 36,238 + 1,2 = 37,44$ ft

$\Delta Z = 9$ ft (Elevansi vertikal)

Operasi pada tekanan atmosfir, $^{\Delta P}/\rho = 0$

$V_1 << V_2 = 4,4^{ft}/_{dt}$

Hukum Bernoulli

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta Z\, g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \times gc} + \Delta F = -Ws$$

$$0 + 9\,(1) + \frac{4,4^2}{2 \times 32,17} + 37,44 = -Ws$$

$$-Ws = 48,85 \text{ ft}$$

Effisiensi Pompa = 30% (PETER fig. 14-37)

$$BHP = \frac{-Ws \times FLOW\ RATE\ (GPM) \times Sg}{3960 \times \eta} = \frac{48,85 \times 54,39 \times 1,544}{3960 \times 0,3}$$

$$= 3,45 \text{ Hp}$$

Effisiensi motor = 80 %

Power Motor = $\frac{BHP}{Eff.\ Motor} = \frac{0,12}{0,8}$ = 4,32 Hp

Dipakai motor = 5 Hp

Spesifikasi :

Type	= Centrifugal Pump
Kapasitas	= 54,39 GPM
Head	= 9 ft
Power Pompa	= 3,45 Hp
Effisiensi Pompa	= 30 %
Power motor	= 4,32 Hp
Effisiensi motor	= 80 %
Diameter	= 1,25 in sch 40
Bahan	= Carbon steel
Jumlah	= 1 buah

8. Pompa (L-311)

Fungsi : Memompa larutan dari Tangki Penampung III ke Tangki Dekanter.

Tipe : centrifugal, untuk larutan yang viscositasnya kurang dari 50 cp. (Geankoplis, hal 146)

Perhitungan :

Rate larutan = 5367,72 kg/jam = 11833,799 lb /jam

ρ larutan = 644,849 kg/m^3 = 40,26 lb/Cuft

Rate Volumetrik = $\frac{1651,2}{40,303}$ = 40,97 Cuft/jam

= 1,14 x 10^{-2} Cuft /dt = 4,9 GPM

Asumsi : Aliran Turbulen didapatkan :

Di = 3,9 $[rv]^{0,45}$ $[\rho]^{0,13}$

= 3,9 $[1,14 \times 10^{-2}]^{0,45}$ x $[989800]^{0,13}$ = 3,6 in

Ditetapkan Diameter Nominal = 2 in sch 40 (Mc.Cabe, App 61)

(KERN, Tabel.11)

a't = 1,5 in^2

ID = 1,38 in = 0,115 ft

Kecepatan Aliran (V) = $\frac{\text{Rate Volumetrik (Cuft/dt)}}{\text{a't (ft}^2\text{)}}$

$$(V) = \frac{1{,}14 \times 10^{-2}}{0{,}05} = 0{,}22\ {}^{ft}/_{dt}$$

Check, aliran turbulen

$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}$, Dimana μ = 0,85 Cps
= 5714 x 10^{-4} lb/ft.dt

$$N_{Re} = \frac{2{,}33 \times 0{,}26 \times 0{,}22}{5714 \times 10^{-4}} = 2{,}33 >>> 2100 \text{ (memenuhi)}$$

Dipilih Pipa Comercial Steel (ε= 0,00015)

$\varepsilon/_D$ = 0,00087 (FOUST App. C-1)

f = 0,0258 (FOUST App. C-3)

Panjang Pipa Lurus = 7,53 meter = 24.42 ft

3 elbow = 3 x 30 x 0,26 ft = 31,2ft

1 Gate valve = 1 x 13 x 0,26 ft =3,38 ft

1 Globe Valve = 1 x 340 ft = 88,4 ft

Total Panjang Pipa (L) =147.4 ft.

Friksi yang terjadi dalam pipa (L) :

$$F = \frac{f \times V^2 \times L}{2 \times gc \times D} = \frac{0.0258 \times 0.22^2 \times 147.4}{2 \times 32{,}17 \times 0{,}26} = 1.1 \text{ ft}$$

Friksi Karena Kontraksi

$$F = \frac{k \times V^2}{2 \times gc} = \frac{0{,}5 \times 0{,}22^2}{2 \times 32{,}17} = 3{,}76 \times 10^{-4} \text{ ft}$$

$\Delta F = 1{,}1 + 3{,}76 \times 10^{-4} = 1{,}1004$ ft

ΔZ = 17,18 ft (Elevansi vertikal)

Operasi pada tekanan atmosfir, $^{\Delta P}/\rho = 0$

$V_1 << V_2 = 0{,}22\ {}^{ft}/_{dt}$

Hukum Bernoulli

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta Z\, g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \times gc} + \Delta F = -Ws$$

$$0 + 17{,}18\,(1) + \frac{0{,}22^2}{2 \times 32{,}17} + 1{,}1004 = -Ws$$

$$-Ws = 18{,}29 \text{ ft}$$

Effisiensi Pompa = 30% (PETER fig. 14-37)

$$BHP = \frac{-Ws \times \text{FLOW RATE (GPM)} \times Sg}{3960 \times \eta} = \frac{18{,}29 \times 4{,}9 \times 1{,}544}{3960 \times 0.3}$$

$$= 0.45 \text{ Hp}$$

Effisiensi motor = 80 %

$$\text{Power Motor} = \frac{BHP}{\text{Eff. Motor}} = \frac{0{,}12}{0{,}8} = 0{,}15 \text{ Hp}$$

Dipakai motor = 0,5 Hp

Spesifikasi :

Type	= Centrifugal Pump
Kapasitas	= 31,94 GPM
Head	= 9,02 ft
Power Pompa	= 0,38 Hp
Effisiensi Pompa	= 30 %
Power motor	= 1 Hp
Diameter	= 2 in sch 40
Bahan	= Carbon steel
Jumlah	= 1 buah

9. Pompa (L-312)

Fungsi : Memompa larutan dari Tangki Dekanter ke Rotary Drum Vacuum Filter.

Tipe : centrifugal, untuk larutan yang viscositasnya kurang dari 50 cp. (Geankoplis, hal 146)

Perhitungan :

Rate larutan = 4777,92 kg/jam = 1651,2 lb /jam

ρ larutan = 644,849 kg/m^3 = 40,26 lb/Cuft

$$\text{Rate Volumetrik} = \frac{1651{,}2}{40{,}303} = 40{,}97 \text{ Cuft/jam}$$

$1,14 \times 10^{-2}$ Cuft /dt = 4,9 GPM

Asumsi : Aliran Turbulen didapatkan :

Di $= 3,9\ [rv]^{0,45}\ [\rho]^{0,13}$

$3,9\ [1,14 \times 10^{-2}]^{0,45} \times [989800]^{0,13} = 3,6$ in

Ditetapkan Diameter Nominal = $1\ ^1/_4$ in sch 40 (Mc.Cabe, App 61)

(KERN, Tabel.11)

a't = $1,5\ in^2$ = $1,04 \times 10^{-2}\ ft^2$

ID = 1,38 in = 0,115 ft

Kecepatan Aliran (V) = $\dfrac{\text{Rate Volumetrik (Cuft/dt)}}{a't\ (ft^2)}$

$$(V) = \frac{1,14 \times 10^{-2}}{0,05} = 0,22\ ^{ft}/_{dt}$$

Check, aliran turbulen

$N_{Re} = \dfrac{\rho \times D \times V}{\mu}$, Dimana μ = 0,85 Cps

= 5714×10^{-4} lb/ft dt

$$N_{Re} = \frac{2,33 \times 0,26 \times 0,22}{5714 \times 10^{-4}} = 2,33 >>> 2100 \text{ (memenuhi)}$$

Dipilih Pipa Comercial Steel (ε= 0,00015)

$\varepsilon/_D$ = 0,00087 (FOUST App. C-1)

f = 0,0258 (FOUST App. C-3)

Panjang Pipa Lurus = 7,53 meter = 24,42 ft

3 elbow = 3 x 30 x 0,26 ft = 31,2 ft

1 Gate valve = 1 x 13 x 0,26 ft =3,38 ft

1 Globe Valve = 1 x 340 ft = 88,4 ft

Total Panjang Pipa (L) =147,4 ft.

Friksi yang terjadi dalam pipa (L) :

$$F = \frac{f \times V^2 \times L}{2 \times gc \times D} = \frac{0,0258 \times 0,22^2 \times 147,4}{2 \times 32,17 \times 0,26} = 1,1 \text{ ft}$$

Friksi Karena Kontraksi

$$F = \frac{k \times V^2}{2 \times gc} = \frac{0,5 \times 0,22^2}{2 \times 32,17} = 3,76 \times 10^{-4} \text{ ft}$$

$\Delta F = 1,1 + 3,76 \times 10^{-4} = 1,1004$ ft

$\Delta Z = 17,18$ ft (Elevansi vertikal)

Operasi pada tekanan atmosfir, $\Delta P/\rho = 0$

$V_1 << V_2 = 0,22$ $^{ft}/_{dt}$

Hukum Bernoulli

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta Z\, g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \times gc} + \Delta F = -Ws$$

$$0 + 17,18\,(1) + \frac{0,22^2}{2 \times 32,17} + 1,1004 = -Ws$$

$$-Ws = 18,29 \text{ ft}$$

Effisiensi Pompa = 30% (PETER fig. 14-37)

$$BHP = \frac{-Ws \times \text{FLOW RATE (GPM)} \times Sg}{3960 \times \eta} = \frac{18,29 \times 4,9 \times 1,544}{3960 \times 0.3}$$

$$= 0,33 \text{ Hp}$$

Effisiensi motor = 80 %

$$\text{Power Motor} = \frac{BHP}{\text{Eff. Motor}} = \frac{0,12}{0,8} = 0,15 \text{ Hp}$$

Dipakai motor = 0,5 Hp

Spesifikasi :

Type	= Centrifugal Pump
Kapasitas	= 31,94 GPM
Head	= 9,02 ft
Power Pompa	= 0,38 Hp
Effisiensi Pompa	= 30 %
Power motor	= 1 Hp
Effisiensi motor	= 80 %
Diameter	= 1 $^1/_4$ in sch 40
Bahan	= Carbon steel
Jumlah	= 1 buah

10. Pompa (L-322)

Fungsi : Memompa larutan dari Tangki Pemurnian ke Tangki Filter Press.

Tipe : centrifugal, untuk larutan yang viscositasnya kurang dari 50 cp. (Geankoplis, hal 146)

Perhitungan :

Rate larutan = 4777,92 kg/jam = 1651,2 lb /jam

ρ larutan = 644,849 kg/m^3 = 40,26 lb/Cuft

Rate Volumetrik $= \frac{1651,2}{40,303}$ = 40,97 Cuft/jam

= 1,14 x 10^{-2} Cuft /dt = 4,9 GPM

Asumsi : Aliran Turbulen didapatkan :

Di $= 3,9\,[rv]^{0,45}\,[\rho]^{0,13}$

$= 3,9\,[1,14 \times 10^{-2}]^{0,45} \times [989800]^{0,13} = 3,6$ in

Ditetapkan Diameter Nominal = 2 in sch 40 (Mc.Cabe, App 61)

(KERN, Tabel.11)

a't = 1,5 in^2 = 1,04 x 10^{-2} ft^2

ID = 1,38 in = 0,115 ft

Kecepatan Aliran (V) = $\frac{\text{Rate Volumetrik (Cuft/dt)}}{\text{a't (ft}^2\text{)}}$

$(V) = \frac{1,14 \times 10^{-2}}{0,05} = 0,22\ {}^{ft}/_{dt}$

Check, aliran turbulen

$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}$, Dimana μ = 0,85 Cps

= 5714 x 10^{-4} lb/ft.dt

$N_{Re} = \frac{2,33 \times 0,26 \times 0,22}{5714 \times 10^{-4}} = 2,33$ >>> 2100 (memenuhi)

Dipilih Pipa Comercial Steel (ε= 0,00015)

$\varepsilon/_D$ = 0,00087 (FOUST App. C-1)

f = 0,0258 (FOUST App. C-3)

Panjang Pipa Lurus = 7,53 meter = 24.42 ft

3 elbow = 3 x 30 x 0,26 ft = 31,2 ft

1 Gate valve = 1 x 13 x 0,26 =3,38 ft

1 Globe Valve = 1 x 340 ft = 88,4 ft

Total Panjang Pipa (L) =147.4 ft.

Friksi yang terjadi dalam pipa (L) :

$$F = \frac{f \times V^2 \times L}{2 \times gc \times D} = \frac{0.0258 \times 0.22^2 \times 147.4}{2 \times 32,17 \times 0,26} = 1.1 \text{ ft}$$

Friksi Karena Kontraksi

$$F = \frac{k \times V^2}{2 \times gc} = \frac{0,5 \times 0,22^2}{2 \times 32,17} = 3,76 \times 10^{-4} \text{ ft}$$

$\Delta F = 1,1 + 3,76 \times 10^{-4} = 1,1004$ ft

$\Delta Z = 17,18$ ft (Elevansi vertikal)

Operasi pada tekanan atmosfir, $^{\Delta P}/\rho = 0$

$V_1 << V_2 = 0,22\ ^{ft}/_{dt}$

Hukum Bernoulli

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta Z\, g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \times gc} + \Delta F = -Ws$$

$$0 + 17,18\,(1) + \frac{0,22^2}{2 \times 32,17} + 1,1004 = -Ws$$

$$-Ws = 18,29 \text{ ft}$$

Effisiensi Pompa = 30% (PETER fig. 14-37)

$$BHP = \frac{-Ws \times \text{FLOW RATE (GPM)} \times Sg}{3960 \times \lambda} = \frac{18,29 \times 4,9 \times 1,544}{3960 \times 0.3}$$

$$= 0,33 \text{ Hp}$$

Effisiensi motor = 80 %

$$\text{Power Motor} = \frac{BHP}{\text{Eff. Motor}} = \frac{0,12}{0,8} = 0,15 \text{ Hp}$$

Dipakai motor = 0,5 Hp

Spesifikasi :

Type	= Centrifugal Pump
Kapasitas	= 31,94 GPM
Head	= 9,02 ft
Power Pompa	= 0,38 Hp

Effisiensi Pompa = 30 %

Power motor = 1 Hp

Effisiensi motor = 80 %

Diameter = 3,5 in sch 40

Bahan = Carbon steel

Jumlah = 1 buah

11. Pompa (L-331)

Fungsi : Memompa larutan dari Tangki Penampung IV ke Tangki Evaporator.

Tipe : centrifugal, untuk larutan yang viscositasnya kurang dari 50 cp. (Geankoplis, hal 146)

Perhitungan :

Rate larutan = 4777,92 kg/jam = 1651,2 lb /jam

ρ larutan = 644,849 kg/m^3 = 40,26 lb/Cuft

Rate Volumetrik $= \frac{1651,2}{40,303}$ = 40,97 Cuft/jam

= 1,14 x 10^{-2} Cuft /dt = 4,9 GPM

Asumsi : Aliran Turbulen didapatkan :

$Di = 3,9\ [rv]^{0,45}\ [\rho]^{0,13}$

$= 3,9\ [1,14 \times 10^{-2}]^{0,45} \times [989800]^{0,13} = 3,6$ in

Ditetapkan Diameter Nominal = 1 $^1/_4$ in sch 40 (Mc.Cabe, App 61)

(KERN, Tabel.11)

a't = 1,5 in^2 = 1,04 x 10^{-2} ft^2

ID = 1,38 in = 0,115 ft

Kecepatan Aliran (V) = $\frac{\text{Rate Volumetrik (Cuft/dt)}}{\text{a't (ft}^2\text{)}}$

$(V) = \frac{1,14 \times 10^{-2}}{0,05} = 0,22\ ^{ft}/_{dt}$

Check, aliran turbulen

$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}$, Dimana μ = 0,85 Cps

= 5714 x 10^{-4} lb/ft.dt

$N_{Re} = \frac{2,33 \times 0,26 \times 0,22}{5714 \times 10^{-4}} = 2,33$ >>> 2100 (memenuhi)

Dipilih Pipa Comercial Steel (ε= 0,00015)

$\varepsilon/_D$ = 0,00087 (FOUST App. C-1)

f = 0,0258 (FOUST App. C-3)

Panjang Pipa Lurus = 7,53 meter = 24.42 ft

3 elbow = 3 x 30 x 0,26 ft = 31,2 ft

1 Gate valve = 1 x 13 x 0,26 ft =3,38 ft

1 Globe Valve = 1 x 340 ft = 88,4 ft

Total Panjang Pipa (L) =147.4 ft.

Friksi yang terjadi dalam pipa (L) :

$$F = \frac{f \times V^2 \times L}{2 \times gc \times D} = \frac{0.0258 \times 0.22^2 \times 147.4}{2 \times 32,17 \times 0,26} = 1.1 \text{ ft}$$

Friksi Karena Kontraksi

$$F = \frac{k \times V^2}{2 \times gc} = \frac{0,5 \times 0,22^2}{2 \times 32,17} = 3,76 \times 10^{-4} \text{ ft}$$

$\Delta F = 1,1 + 3,76 \times 10^{-4} = 1,1004$ ft

ΔZ = 17,18 ft (Elevansi vertikal)

Operasi pada tekanan atmosfir, $^{\Delta P}/\rho = 0$

$V_1 << V_2 = 0,22\ ^{ft}/_{dt}$

Hukum Bernoulli

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta Z\, g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \times gc} + \Delta F = -Ws$$

$$0 + 17,18\,(1) + \frac{0,22^2}{2 \times 32,17} + 1,1004 = -Ws$$

$$-Ws = 18,29 \text{ ft}$$

Effisiensi Pompa = 30% (PETER fig. 14-37)

$$BHP = \frac{-Ws \times \text{FLOW RATE (GPM)} \times Sg}{3960 \times \eta} = \frac{18,29 \times 4,9 \times 1,544}{3960 \times 0.3}$$

$$= 0,33 \text{ Hp}$$

Effisiensi motor = 80 %

$$\text{Power Motor} = \frac{BHP}{\text{Eff. Motor}} = \frac{0,12}{0,8} = 0,15 \text{ Hp}$$

Dipakai motor = 0,5 Hp

Spesifikasi :

Type	= Centrifugal Pump
Kapasitas	= 31,94 GPM
Head	= 9,02 ft
Power Pompa	= 0,38 Hp
Effisiensi Pompa	= 30 %
Power motor	= 1 Hp
Effisiensi motor	= 80 %
Diameter	= 3,5 in sch 40
Bahan	= Carbon steel
Jumlah	= 1 buah

12. Pompa (L-341)

Fungsi : Memompa larutan dari Evaporator ke Spray Drayer.

Tipe : centrifugal, untuk larutan yang viscositasnya kurang dari 50 cp. (Geankoplis, hal 146)

Perhitungan :

Rate larutan = 9335,139 kg/jam = 20900,58 lb /jam

ρ larutan = 64,04 lb/Cuft

Rate Volumetrik $= \dfrac{20900{,}58}{64{,}04}$ = 326,37 Cuft/jam

= 0,0908 Cuft /dt = 39,03 GPM

Asumsi : Aliran Turbulen didapatkan :

Di $= 3{,}9\ [rv]^{0,45}\ [\rho]^{0,13}$

$= 3{,}9\ [1{,}14 \times 10^{-2}]^{0,45} \times [64{,}04]^{0,13} = 3{,}6$ in

Ditetapkan Diameter Nominal = 1 $^1/_4$ in sch 40 (Mc.Cabe, App 61)

(KERN, Tabel.11)

a't = 1,5 in^2 = $1{,}04 \times 10^{-2}$ ft

ID = 1,38 in = 0,115 ft

Kecepatan Aliran (V) = $\dfrac{\text{Rate Volumetrik (Cuft/dt)}}{\text{a't (ft}^2\text{)}}$

$$(V) = \frac{0,0908}{0,02} = 4,54\ ^{ft}/_{dt}$$

Check, aliran turbulen

$N_{Re} = \frac{\rho \times D \times V}{\mu}$, Dimana μ = 0,85 Cps

= 5714 x 10^{-4} lb/ft.dt

$$N_{Re} = \frac{2,33 \times 4,54 \times 0,22}{5,714 \times 10^{-4}} = 8360 >>> 2100 \text{ (memenuhi)}$$

Dipilih Pipa Comercial Steel (ε= 0,00015)

$\varepsilon/_D$ = 0,00087 (FOUST App. C-1)

f = 0,0258 (FOUST App. C-3)

Panjang Pipa Lurus = 7,53 meter = 24,42 ft

3 elbow = 3 x 30 x 0,134 ft = 31,2 ft

1 Gate valve = 1 x 13 x 0,134 ft =3,38 ft

1 Globe Valve = 1 x 340 ft = 88,4 ft

Total Panjang Pipa (L) =40,46 ft.

Friksi yang terjadi dalam pipa (L) :

$$F = \frac{f \times V^2 \times L}{2 \times gc \times D} = \frac{0.0258 \times 4,54^2 \times 40,46}{2 \times 32,17 \times 0,16} = 2,03 \text{ ft}$$

Friksi Karena Kontraksi

$$F = \frac{k \times V^2}{2 \times gc} = \frac{0,5 \times 4,54^2}{2 \times 32,17} = 0,16018 \text{ ft}$$

$\Delta F = 2,03 + 0,1608 \times 10^{-4} = 2,19$ ft

ΔZ = 17,18 ft (Elevansi vertikal)

Operasi pada tekanan atmosfir, $^{\Delta P}/\rho = 0$

$V_1 << V_2 = 4,54^{ft}/_{dt}$

Hukum Bernoulli

$$\frac{\Delta P}{\rho} + \frac{\Delta Z\ g}{gc} + \frac{\Delta V^2}{2 \times gc} + \Delta F = -Ws$$

$$0 + 17,18\ (1) + \frac{4,54^2}{2 \times 32,17} + 1,1004 = -Ws$$

$$-Ws = 18,29 \text{ ft}$$

Effisiensi Pompa = 30% (PETER fig. 14-37)

$$BHP = \frac{-WF \times FLOW\ RATE\ (GPM) \times Sg}{3960 \times \eta} = \frac{18{,}29 \times 4{,}9 \times 1{,}544}{3960 \times 0.3}$$

$$= 0{,}33\ Hp$$

Effisiensi motor = 80 %

$$\text{Power Motor} = \frac{BHP}{\text{Eff. Motor}} = \frac{0{,}12}{0{,}8} = 0{,}15\ Hp$$

Dipakai motor = 0,5 Hp

Spesifikasi :

Type	= Centrifugal Pump
Kapasitas	= 39,03 GPM
Head	= 7 ft
Power Pompa	= 0,48 Hp
Effisiensi Pompa	= 30 %
Power motor	= 1 Hp
Effisiensi motor	= 80 %
Diameter	= 1 $^1/_2$ in sch 40
Bahan	= Carbon steel
Jumlah	= 1 buah

APPENDIX D

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

APPENDIX D

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

I. Metode Penaksiran harga-harga

Oleh karena harga alat-alat produksi dapat berubah-ubah setiap saat tergantung kondisi ekonomi pada saat itu, maka untuk memperkirakan harga alat-alat industri sekarang dipakai perhitungan berdasarkan harga alat-alat industri pada tahun sebelumnya. Perhitungan alat-alat industri pada tahun berikutnya :

$$\text{Harga saat ini} = \frac{\text{Index harga saat ini}}{\text{Index harga pada tahun A}} \times \text{Harga alat tahun A}$$

Harga alat pada pra recana pabrik Kalsiuni Laktat ini berdasarkan harga alat yang terdapat pada pustaka :

1. Peter and Timerhous.
2. Ulrich, G.D.

2. Perhitungan harga Peralatan

Data harga peralatan yang dipergunakan diambil dari Ulrich, Gael D., "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic", dengan index harga peralatan-peralatan pada pertengahan tahun 1982 = 315. Sedangkan dari Chemical Engineering

Plat Cost Index = 365,20.

Sebagian data dari peralatan juga diambil dari Peters dengan Karshall & Switf Equipment Cost Index harga pada tahun 1990 = 9G4, dan index pada tahun 2000 adalah 1068,3 (Majalah Chemical Engineering, Januari 2000).
Berikut ini diberikan beberapa contoh perhitungan alat pada tahun 2000 :

Marshall dan Swift Equipment Cost Index = 1068,3.

Sebagai basis harga alat adalah bulan Januari 1990 dengan index harga = 904

(Peters, tabel 3, p163)

Chemical Engineering Flat Cost index = 365,2

Sebagai basis harga alat adalah pertengahan tahun 1982 dengan index harga = 315 (Ulrich, P.281).

$$\text{Harga saat ini} = \frac{\text{Index harga saat ini}}{\text{Index harga tahun A}} \times \text{Harga alat tahun A}$$

Berikut ini contoh perhitungan untuk harga pada tahun 2000

Tangki penyimpan

Volume tangki 162,60125 m^3/hari = 42959,379 gal/hari.

Bahan konstruksi = Carbon Steel, SA-281 Grade C.

Dari figur 14-56 Peters diperoleh harga = \$ 48.000,-.

$$\text{Harga peralatan tahun 2000} = \frac{1068,3}{904} \times \$\ 48.000 = 56.723,893$$

Ditetapkan 1 US \$ = 9000,- (APBN 2000)

Harga alat = \$ 56.723,893 x Rp 9000,- = Rp 510.515.037.-

Selanjutnya harga masing-masing peralatan dapat dilihat pada tabel.

TABEL D-1 HARGA PERALATAN PROSES

No	Nama	Kode	Jumlah	Harga/unit ($)	Total ($)
1	Tangki Penyimpan	F-110	5	61925,95	309629,75
2	Tangki Pengencer	M-110	1	10050,76	10050,76
3	T. Penampung I	F-123	1	7883,44	7883,44
4	Tangki Sterilisasi	M-120	1	10050,76	10050,76
5	Cooler	E-130	1	1415,73	1415,73
6	T. Penampung II	F-132	1	8424,68	8424,68
7	Tangki Kultur	R-212	5	26042,18	130210,88
8	Fermentor	R-210	10	82605,35	826053,52
9	T. Penampung III	F-214	1	43663,22	43663,22
10	T. Dekanter	R-310	2	35401,62	70803,24
11	R.D.V.F	H-313	1	177010,46	177010,46
12	T. Pemurnian	D-320	1	10620,37	10620,37
13	Filter Press	H-323	1	4601,73	4601,73
14	T. Penampung IV	F-324	1	42482,65	42482,65
15	Evaporator	V-330	1	188811,39	188811,39
16	Barometrik Con.	G-332	1	4719,90	4719,90
17	Jet Ejektor	F-323	1	4956,25	4956,25
18	Spry Dryer	D-340	1	566919,87	566919,87
19	Cyclone	H-342	1	39624,00	39624,00
20	Screw Conveyor	J-343	1	7316,20	7316,20
21	Bin	H-344	1	5231,60	5231,60
22	Silo	H-347	1	1422,82	1422,82
23	Pompa	L-111	1	500,00	500,00
24	Pompa	L-121	1	500,00	500,00
25	Pompa	L-124	1	500,00	500,00
26	Pompa	L-131	1	500,00	500,00
27	Pompa	L-211	1	500,00	500,00
28	Pompa	L-213	1	500,00	500,00
29	Pompa	L-214	1	500,00	500,00
30	Pompa	L-311	1	500,00	500,00
31	Pompa	L-312	1	500,00	500,00
32	Pompa	L-322	1	500,00	500,00
33	Pompa	L-331	1	500,00	500,00
34	Pompa	L-341	1	500,00	500,00
	Total				2.477.903,-

Tabel D-2. Harga Peralatan Utilitas

No	Nama	Kode	Jumlah	Harga/unit ($)	Total ($)
1	Reservoir	H-110	1	2203,96	2203,96
2	Clasifier	M-120	1	1308,19	1308,19
3	Bak Penampung Air Bersih	H-212	1	4064,03	4064,03
4	Anion Exchanger	D-412	1	6114,36	6114,36
5	Kation Exchanger	D-410	1	6114,36	6114,36
6	Sand Filter	H-310	1	7025,49	7025,49
7	Bak Penampung Air Saringan	F-312	1	7163,76	7163,76
8	Bak Penampung Air Sanitasi	F-314	1	14228,24	14228,24
9	Cooling Tower	E-510	1	111759,07	111759,07
10	Bak Penampung Air Boiler	F-414	1	2705,02	2705,02
11	Pompa	L-111	1	250,00	250,00
12	Pompa	L-211	1	400,00	400,00
13	Pompa	L-311	1	325,00	325,00
14	Pompa	L-313	1	300,00	300,00
15	Pompa	L-411	1	450,00	450,00
16	Pompa	L-413	1	300,00	300,00
17	Pompa	L-511	1	400,00	400,00
18	Boiler		1	17638,77	17638,77
19	Generator		1	206958,31	206958,31
20	Tangki Bahan Bakar		1	38216,54	38216,54
	Total				510.672,20

Total harga peralatan = Total harga alat proses + Total harga alat utilitas

= \$ 2.477.903 + \$ 510.672,2

= \$ 2.988.575,4

1 US \$ = Rp 9000,- (berdasarkan APBN 2000)

Harga peralatan = \$ 2.988.575,4 x Rp 9000,-

= Rp 26.897.178.780,-

Perhitungan harga bahan baku

a. Corn sugar

Kebutuhan corn sugar	=	30.324 kg/hari
Harga	=	Rp 10.000,- /kg
Biaya per tahun	=	Rp 10.000 x 30.324 x 330
	=	Rp 100.069.000.000,-

b. CaCO3

Kebutuhan CaCO3	=	24.179,232 kg/hari
Harga	=	Rp 900,- /kg
Biaya per tahun	=	Rp 900 x 24.179,232 x 330
	=	Rp 7.181.231.904,-

c. Malt Spouts

Kebutuhan Malt Spouts	=	906,72 kg/hari
Harga	=	Rp 2.500,- /kg
Biaya per tahun	=	Rp 2.500 x 906,72 x 330
	=	Rp 15.661.180.000,-

d. $(NH_4)_2HPO_4$

Kebutuhan $(NH_4)_2HPO_4$	=	604,488 kg/hari
Harga	=	Rp 2.500,- /kg
Biaya per tahun	=	Rp 2.500 x 604,488 x 330
	=	Rp 498.702.600,-

e. Lactobacilus delbrueckii

Kebutuhan Lactobacillus delbrueckii	=	982,272 kg/hari
Harga	=	Rp 3750,- /kg
Biaya per tahun	=	Rp 3750 x 982,272 x 330
	=	Rp 1.215.561.600,-

f. Ca(OH)2

Kebutuhan $Ca(OH)_2$	=	10.229,256 kg/hari
Harga	=	Rp 250,- /kg

Biaya per tahun	=	Rp 250 x 10.229,256 x 330
	=	Rp 849.688.620,-

g. Carbon aktif

Kebutuhan carbon aktif	=	6.101,544 kg/hari
Harga	=	Rp 6750,- /kg
Biaya per tahun	=	Rp 6750 x 6101,544 x 12
	=	Rp 494.225.064,-

h. Asam laktat

Kebutuhan Asam laktat	=	1.898,4 kg/hari
Harga	=	Rp 3000,-/kg
Biaya per tahun	=	Rp 6750 x 1.898,4 x 330
	=	Rp 1.879.416.000,-

Total kebutuhan bahan baku pertahun = Rp 127.849.000.000,-

Produk yang dihasilkan : Kalsium laktat

Harga jual /kg	= Rp 28.000,-
Berat kalsium laktat yang dihasilkan	= 36.000,24 kg/hari
Harga jual pertahun	= Rp 30.000 x 36.000,24 x 330
	= Rp 356.402.000.000,-

4. Perhitungan gaji karyawan

Tabel D-3 Gaji karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji per orang (Rp)	Total (Rp)
1	Direktur Utama	1	10.000.000,-	10.000.000,-
2	Direktur Teknik dan	1	7.000.000,-	7.000.000,-
3	Produksi	1	7.000.000,-	7.000.000,-
4	Direktur keuangan/Admin.	1	2.000.000,-	2.000.000,-
5	Kabag. Produksi	1	2.000.000,-	2.000.000,-
6	Kabag. Teknik	1	2.000.000,-	2.000.000,-
7	Kabag. Pemasaran	1	2.000.000,-	2.000.000,-
8	Kabag. Keuangan	1	2.000.000,-	2.000.000,-
9	Kabag. Umum	1	1.500.000,-	1.500.000,-
10	Kasi. Utilitas	1	1.500.000,-	1.500.000,-
11	Kasi. Quality Control	1	1.500.000,-	1.500.000,-
12	Kasi. Proses	1	1.500.000,-	1.500.000,-
13	Kasi. Pemasaran dan Penjualan	1	1.500.000,-	1.500.000,-
14	Kasi. Gudang	1	1.500.000,-	1.500.000,-
15	Kasi. Anggaran	1	1.500.000,-	1.500.000,-
16	Kasi. Pengadaan	1	1.500.000,-	1.500.000,-
17	Kasi. Personalia	1	1.500.000,-	1.500.000,-
18	Kasi. Pemeliharaan dan Perbaikan	1	1.500.000,-	1.500.000,-
19	Kasi. Keamanan	1	1.500.000,-	1.500.000,-
20	Kasi. Administrasi	8	900.000,-	7.200.000,-
21	Kar. Perbaikan dan Pemeliharaan	8	900.000,-	7.200.000,-
22	Kar. Utilitas dan Tenaga	8	900.000,-	7.200.000,-
23	Kar. Quality Control	8	900.000,-	7.200.000,-
24	Kar. Pemasaran dan Penjualan	8	900.000,-	7.200.000,-
25	Kar. Personalia	8	900.000,-	7.200.000,-
26	Kar. Administrasi	56	900.000,-	50.400.000,-
27	Kar. Proses	4	900.000,-	3.600.000,-
28	Kar. Gudang	4	900.000,-	3.600.000,-
29	Kar. Anggaran	4	900.000,-	3.600.000,-
30	Kar. Pengadaan	16	600.000,-	9.600.000,-
31	Kar. Keamanan	8	400.000,-	3.200.000,-
32	Sopir dan Pesuruh	1	2.000.000,-	2.000.000,-
33	Dokter	3	900.000,-	2.700.000,-
	Tim Medis			
	Total			172.400.000 ,-

Biaya Gaji karyawan selama 1 tahun (12 bulan)

= Total gaji/bulan x 12 bulan

= Rp 172.400.000 ,- x 12

= Rp 2.068.800.000,- + THR (1 bulan gaji)

= Rp 2.068.800.000,- + Rp 172.400.000 ,-

= Rp 2.241.200.000,-

5. Biaya utilitas

a. Air

Kebutuhan air tiap hari	= 640,109 m^3/hari
Biaya pengolahan air	= Rp 500,-/m^3
Biaya pegolahan air per tahun	= 500 x 640,109 x 330
	= Rp 105.617.985,-

b. Bahan bakar

Kebutuhan bahan bakar	= 1225,807 kg/jam
ρ minyak diesel	= 0,86 kg/lt
Kebutuhan bahan baku tiap hari	= 1225,807 /0,86 lt/jam
	= 34208,56 lt/hari + 695 lt/hari
	= 34903,56 lt/hari
Harga bahan bakar diesel oil	= Rp 1300,-
Harga bahan bakar pertahun	= Rp 1300 x 330 x 34903,56
	= Rp 14.973.630.433,-

c. Listrik

Daya (beban listrik)	= 300 kw
Pemakaian listrik untuk penerangan perhari	= 300 kw
Dari PLN diperoleh data sebagai berikut :	
Biaya beban per kw/bulan	= Rp 30.000,-
Biaya pemakaian per kw/bulan	= Rp 1500,-
Biaya per tahun	= Rp 30.000 x 300 x 12

= Rp 108.000.000,-

Biaya pemakaian untuk penerangan selama 12 bulan

= 300 x 20 x 30 x 12 x Rp 1500

= Rp 3.240.000.000,-

Pemakaian pada beban puncak = 300 x 4 x 30 x 12 x Rp 2000

= Rp 864.000.000,-

Biaya listrik total pertahun = Rp 4.212.000.000,-

Total keseluruhan biaya utilitas = Rp 19.291.248.418,-

6.Perhitungan harga tanah dan bangunan

Luas tanah	= 14.000 m^2
Luas bangunan pabrik	= 5.000 m^3
Harga tanah	= Rp 120.000/m^2
Harga bangunan pabrik	= Rp 150.000/m^2

Sehingga diperoleh :

Harga tanah	= Rp 120.000 x 14.000,-
	= Rp 1.680.000.000,-
Harga bangunan pabrik	= Rp 150.000 x 5.000
	= Rp 750.000.000,-
Total harga tanah dan bangunan	= Rp 2.430.000.000,-