APPENDIX A

NERACA MASSA

APPENDIX A

NERACA MASSA

Basis tongkol jagung : 77,008 ton/hari = 77.008 kg/hari.

Operasi pabrik = 330 hari/ tahun ; 24 jam/hari

Proses berlangsung secara *batch* dari tangki hidrolisis sampai tangki fermentator.

Proses berlangsung kontinyu setelah tangki fermentor.

Tabel A.1. Komposisi tongkol jagung [45]

Komposisi	Persen massa
Air	7,68
Selulosa	32,00
Hemiselulosa	35,00
Lignin	20,00
Protein dan abu	5,32

1. *Belt Conveyor* (J-111)

Pada waktu proses pengangkutan dari gudang bahan baku (F-111) menuju *jaw crusher* (C-111) tidak terjadi perubahan massa, sehingga massa bahan masuk sama dengan bahan keluar dari *belt conveyor* (J-111).

Tongkol jagung (dari Rotary dryer B-110) → *Belt Conveyor* (J-111) → Tongkol jagung (ke Tangki Impregnator R-110)

Perhitungan:

Komposisi tongkol jagung masuk 77,008 ton/hari bahan baku:

Air = 77.008 kg × 7,68% = 5.914,2144 kg

Selulosa = 77.008 kg × 32% = 24.642,5600 kg

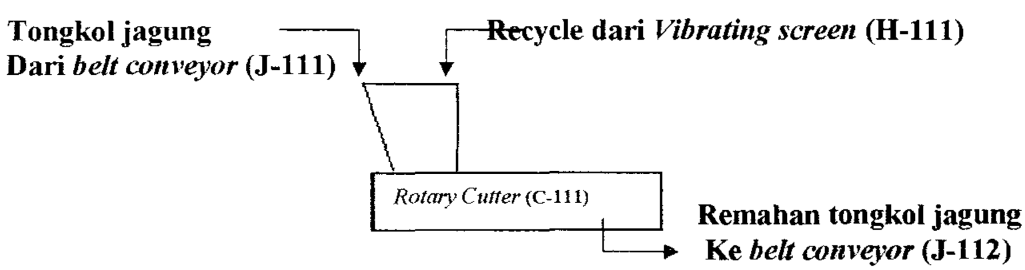
Hemiselulosa = 77.008 kg × 35% = 26.952,8000 kg

Lignin = 77.008 kg × 20% = 15.401,6000 kg

Protein dan abu = 77.008 kg × 5,32% = 4.096,8256 kg

Masuk		**Keluar**	
Komponen	**Jumlah (Kg)**	**Komponen**	**Jumlah (Kg)**
Dari gudang bahan baku (F-111):		**Ke *Jaw crusher* (C-111):**	
Tongkol jagung:		Tongkol jagung:	
Air	5.914,2144	Air	5.914,2144
Selulosa	24.642,5600	Selulosa	24.642,5600
Hemiselulosa	26.952,8000	Hemiselulosa	26.952,8000
Lignin	15.401,6000	Lignin	15.401,6000
Protein dan abu	4.096,8256	Protein dan abu	4.096,8256
Total	**77.008,0000**	**Total**	**77.008,0000**

2. *Rotary Cutter* (C-111)



Asumsi pada waktu proses penghancuran atau pengecilan ukuran tidak terjadi perubahan massa.

Perhitungan:

Komposisi Tongkol Jagung masuk 77,008 ton/hari bahan baku:

Air = 77.008 kg × 7,68% = 5.914,2144 kg

Selulosa = 77.008 kg × 32% = 24.642,5600 kg

Hemiselulosa = 77.008 kg × 35% = 26.952,8000 kg

Lignin = 77.008 kg × 20% = 15.401,6000 kg

Protein dan abu = 77.008 kg × 5,32% = 4.096,8256 kg

Masuk		Keluar	
Komponen	**Jumlah (Kg)**	**Komponen**	**Jumlah (Kg)**
Dari *Belt conveyor* (J-112):		**Ke *Belt conveyor* (J-112):**	
Remahan tongkol jagung:		Remahan tongkol jagung:	
Air	5.914,2144	Air	7.392,7684
Selulosa	24.642,5600	Selulosa	30.803,2000
Hemiselulosa	26.952,8000	Hemiselulosa	33.691,0000
Lignin	15.401,6000	Lignin	19.252,0000
Protein dan abu	4.096,8256	Protein dan abu	5.121,0320
Recycle dari *vibrating screen* (H-111):			
Air	1.478,5540		
Selulosa	6.160,6400		
Hemiselulosa	6.738,2000		
Lignin	3.850,4000		
Protein dan abu	1.024,2064		
Total	**96.260,0000**	**Total**	**96.260,0000**

3. *Vibrating screen* (H-120)

Remahan tongkol jagung
***Dari belt conveyor* (J-113)**

↓

Vibrating screen (H-121)

↓ ↓

Ke mesin pencuci (*Washer*) — **Recycle ke *Rotary cutter* (remahan yang tidak tersaring)**

Dalam saringan diasumsi bahan yang tertinggal adalah sebanyak 20 % berat.

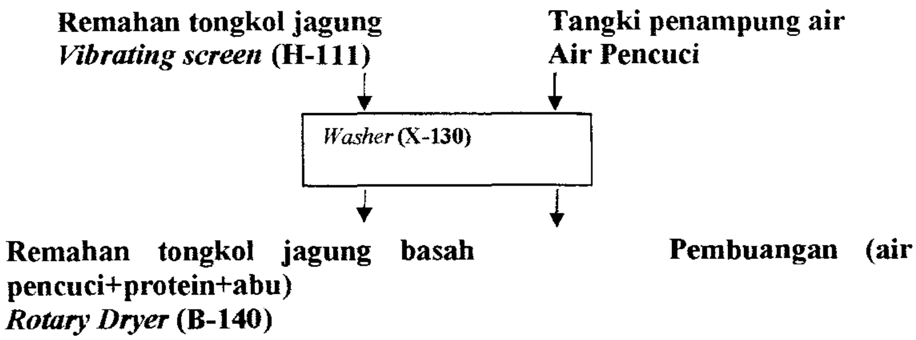
Perhitungan

Bahan menuju mesin pencuci/*washer*

Air	= 7.392,77 kg × 80%	= 5.914,21 kg
Selulosa	= 30.803,2 kg × 80%	= 24.642,56 kg
Hemiselulosa	= 33.691 kg × 80%	= 26.952,8 kg
Lignin	= 19.252 kg × 80%	= 15.401,6 kg
Protein dan abu	= 5.121,032 kg × 80%	= 4.096,83 kg

Masuk		**Keluar**	
Komponen	**Jumlah (Kg)**	**Komponen**	**Jumlah (Kg)**
Dari *Belt conveyor*		**Ke *Washer* (J-122):**	
(J-113):		Remahan tongkol jagung:	
Remahan tongkol		Air	5.914,2144
jagung:		Selulosa	24.642,5600
Air	7.392,7684	Hemiselulosa	26.952,8000
Selulosa	30.803,2000	Lignin	15.401,6000
Hemiselulosa	33.691,0000	Protein dan abu	4.096,8256
Lignin	19.252,0000	**Recycle ke *Rotary cutter***	
Protein dan abu	5.121,0320	**(C-111):**	
		Remahan tongkol jagung:	
		Air	1.478,5540
		Selulosa	6.160,6400
		Hemiselulosa	6.738,2000
		Lignin	3.850,4000
		Protein dan abu	1.024,2064
Total	**96.260,0000**	**Total**	**96.260,0000**

4. *Washer* (X-130)



Data :

a. Air pencuci ditambahkan dua kali berat bahan baku (asumsi)

b. Inti sel (protein dan abu) larut dalam air pencuci ke pembuangan (Daftar Komponen Bahan Makanan, Direktorat Gizi Depkes RI).

c. Kandungan air dalam bahan menuju tangki Hidrolisa adalah 40% (asumsi).

Perhitungan:

Air pencuci yang ditambahkan = 2 × 77.008 kg = 154.016 kg

Air yang terikut pada bahan baku yang keluar dari mesin pencuci (X)

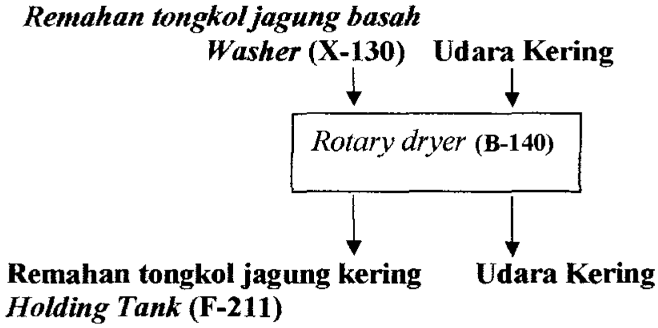
X = 40%×(massa selulosa+massa hemiselulosa+massa lignin+massa air dalam tongkol)

X = 40% × (24.642,56+26.952,8+15.401,6+5914,21) kg = 29.164,4680 kg

Air yang menuju ke pembuangan = 154.016 kg - 29.164,4680 kg = 124.851,5320 kg

Masuk		Keluar	
Komponen	**Jumlah (Kg)**	**Komponen**	**Jumlah (Kg)**
Dari *Vibrating screen* (H-111):		**Ke *Rotary dryer* (B-111):**	
Remahan tongkol jagung:		Remahan tongkol jagung basah:	
Air	5.914,2144		
Selulosa	24.642,5600	Air	5.914,2100
Hemiselulosa	26.952,8000	Selulosa	24.642,5600
Lignin	15.401,6000	Hemiselulosa	26.952,8000
Protein dan abu	4.096,8256	Lignin	15.401,6000
Dari tangki penampung air (F-113):		Air	29.164,4680
		Ke Pembuangan:	
Air untuk *washer*	154.016,0000	Air	124.851,5320
		Protein dan abu	4.096,8300
Total	**231.024,0000**	**Total**	**231.024,0000**

5. *Rotary dryer* (B-140)



Bahan masuk *rotary dryer* adalah berupa remahan tongkol jagung basah setelah keluar dari mesin pencucian, pada proses *drying* ini hanya kandungan air saja yang menguap dan kadar air yang diinginkan dalam remahan tongkol jagung kering hanya sebesar 5% saja sedangkan sisanya 95% akan menguap ke udara.

Perhitungan:

Air yang menguap = 95% × (5.914,2100+29.164,4680) kg = 33.324,7441 kg

Air yang menuju tangki impregnator = 5%×(5.914,2100+29.164,4680) kg = 1.753,9339 kg

Masuk		**Keluar**	
Komponen	**Jumlah (Kg)**	**Komponen**	**Jumlah (Kg)**
Dari *Washer* (X-111):		**Ke *Holding tank***	
Remahan tongkol jagung		**(F-112):**	
basah:		Remahan tongkol	
Air	5.914,2100	jagung kering:	
Selulosa	24.642,5600	Air	1.753,9339
Hemiselulosa	26.952,8000	Selulosa	24.642,5600
Air	15.401,6000	Hemiselulosa	26.952,8000
Lignin	29.164,4680	Lignin	15.401,6000
		Ke Pembuangan	
		Uap Air	33.324,7441
Total	**102.075,6400**	**Total**	**102.075,6400**

6. *Holding tank* (F-211)

Pada tangki penampung tidak terjadi perubahan massa sehingga pada tangki penampung massa bahan yang masuk sama dengan massa bahan yang keluar.

Remahan tongkol jagung basah (dari Rotary dryer B-140) → *Holding Tank* (F-211) → Remahan tongkol jagung kering (ke Tangki Impregnator R-210)

Masuk		Keluar	
Komponen	**Jumlah (Kg)**	**Komponen**	**Jumlah (Kg)**
Dari *Rotary dryer* (B-111):		***Rotary dryer* (B-111):**	
Remahan tongkol jagung kering:		Remahan tongkol jagung kering:	
Air	1.753,9339	Air	1.753,9339
Selulosa	24.642,5600	Selulosa	24.642,5600
Hemiselulosa	26.952,8000	Hemiselulosa	26.952,8000
Lignin	15.401,6000	Lignin	15.401,6000
Total	**68.750,8959**	**Total**	**68.750,8959**

7. **Tangki Impregnator (R-110)**

Remahan tongkol jagung kering
***Holding Tank* (F-211)**

H_2SO_4
Tangki penampung H_2SO_4 (F-212)

Impregnator **(R-210)**

Bubur tongkol jagung
Tangki Hidrolisis (R-210)

Untuk melunakkan tongkol jagung dibutuhkan H_2SO_4 dengan konsentrasi 85%.

Perhitungan:

H_2SO_4 98% yang ditambahkan = X kg

$$0{,}85 = \frac{0{,}98.x}{(x + 1.753{,}9339)}$$

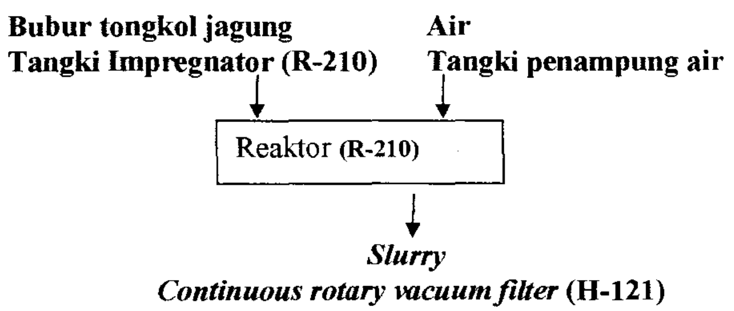
X = 11.468,0294 kg

H_2SO_4 murni = 0,98×11.468,0294 kg = 11.238,6688 kg

Air pada H_2SO_4 yang ditambahkan = 0,02×11.468,0294 kg = 229,3606 kg

Masuk		Keluar	
Komponen	**Jumlah (Kg)**	**Komponen**	**Jumlah (Kg)**
Dari *Holding tank*		**Ke Tangki Hidrolisa**	
(F-112):		**(R-110):**	
Remahan tongkol jagung:		Bubur/*slurry*:	
Air	1.753,9339	Air	1.983,2945
Selulosa	24.642,5600	Selulosa	24.642,5600
Hemiselulosa	26.952,8000	Hemiselulosa	26.952,8000
Lignin	15.401,6000	Lignin	15.401,6000
Bahan tanbahan:		H_2SO_4	11.238,6688
H_2SO_4	11.238,6688		
Air pada H_2SO_4	229,3606		
Total	**80.218,9233**	**Total**	**80.218,9233**

8. Reaktor (Tangki Hidrolisa) (R-210)



1. Data:

BM Selulosa : 6480 kg/kgmol $(C_6H_{10}O_5)_{40}$

Glukosa : 180 kg/kgmol $(C_6H_{12}O_6)$

Hemiselulosa : 9900kg/kgmol $(C_5H_8O_4)_{75}$

Xilosa : 150 kg/kgmol $(C_5H_{10}O_5)$

2. Reaksi yang terjadi

$(C_6H_{10}O_5)_{40}$ + $40H_2O$ → 40 $C_6H_{12}O_6$ Konversi 89%

$(C_5H_8O_4)_{75}$ + $75H_2O$ → 75 $C_5H_{10}O_5$ Konversi 94% [51]

Untuk reaksi I :

Massa $(C_6H_{10}O_5)_{40}$ masuk tangki hidrolisis = 24642,56 kg

Mol $(C_6H_{10}O_5)_4 = \dfrac{24642{,}5600\,kg}{6480\,kg/kgmol} = 3{,}8029$ kmol

Reaksi:	$(C_6H_{10}O_5)_{40}$ +	$40H_2O$	→	40 $C_6H_{12}O_6$	Konversi 89%
m:	3,8029 kmol	135,3840 kmol			
r :	3,3846 kmol	135,3840 kmol		135,3840 kmol	
s :	0,4183 kmol	-		135,3840 kmol	

selulosa yang bereaksi = 3,3846 kmol × 6480 kg/kmol = 21.932,2080 kg

selulosa yang bersisa = 24.642,5600 kg – 21.932,2080 kg = 2.710,3520 kg

air yang dibutuhkan = 135,3840 kmol × 18 kg/kmol = 2.436,9120 kg

glukosa yang terbentuk = 135, 3840 kmol × 180 kg/kmol = 24369,1200 kg

Untuk reaksi II :

Massa $(C_5H_8O_4)_{75}$ masuk tangki hidrolisis = 26952,8000 kg

Mol $(C_5H_8O_4)_{75} = \dfrac{26952{,}8000\,kg}{9900\,kg/kgmol} = 2{,}7225$ kmol

Reaksi:	$(C_5H_8O_4)_{75}$ +	$75H_2O$ →	75 $C_5H_{10}O_5$	Konversi94%
m:	2,7225 kmol	191,9400 kmol		
r :	2,5592 kmol	191,9400 kmol	191,9400 kmol	
s :	0,16335 kmol	-	191,9400 kmol	

hemiselulosa yang bereaksi = 2,5592 kmol × 9900 kg/kmol = 25336,0800 kg hemiselulosa yang bersisa = 26952,8000 kg - 25336,0800 kg = 1616,7200 kg

air yang dibutuhkan = 191,9400 kmol × 18 kg/kmol = 3454,9200 kg

xilosa yang terbentuk = 191,9400 kmol × 150 kg/kmol = 28790,4900 kg

massa air yang dibutuhkan dalam reaksi = 2.436,9120 kg + 3454,9200 kg

= 5891,8320 kg

Air yang ditambahkan = air yang dibutuhkan dalam reaksi - air dari bahan masuk

= 5891,8320 kg – 1.983,2945 kg = 3908,5375 kg

Air yang ditambahkan untuk mendapatkan larutan H_2SO_4 8% adalah:

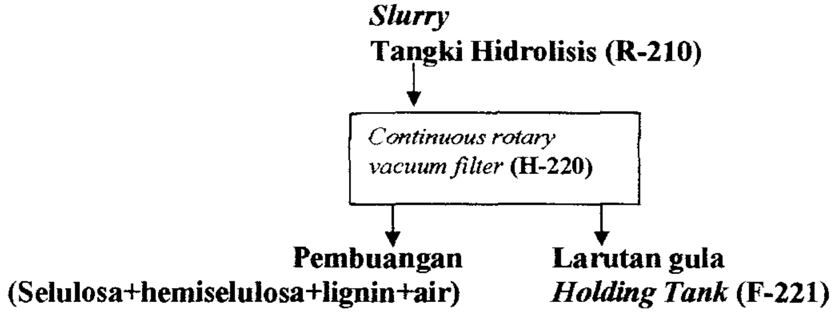
$$= \left(\frac{11.238{,}6688\ \text{kg}}{0{,}08}\right) - (1.983{,}2945\,\text{kg} - 11.238{,}6688\ \text{kg} + 5891{,}8320\,\text{kg})$$

= 143.846,9223 kg

Total air yang ditambahkan = 3908,5375 kg+143.846,9223 kg = 147.755,4598 kg

Masuk		Keluar	
Komponen	**Jumlah (Kg)**	**Komponen**	**Jumlah (Kg)**
Dari tangki impregnator (R-310):		**Ke *Continuous rotary filter* (H-220):**	
Bubur/*slurry*:		Bubur/*slurry*:	
Air	1.983,2945	H_2SO_4	11.238,6688
Selulosa	24.642,5600	Glukosa	24.369,1200
Hemiselulosa	26.952,8000	Xylosa	28.790,4900
Lignin	15.401,6000	Air	149.738,7543
H_2SO_4	11.238,6688	Selulosa	2.710,3520
Dari tangki penampung air:		Hemiselulosa	1616,7200
		Lignin	15.401,0000
Air	147.755,4598		
Total	**233.865,1051**	**Total**	**233.865,1051**

9. *Continues rotary vacuum Filter* (H-220)



Asumsi: ampas yang keluar mengandung 40% air.

Perhitungan:

Ampas yang terdapat dalam larutan adalah berupa : selulosa, hemiselulosa, dan lignin.

Ampas = selulosa+hemiselulosa+lignin

Ampas = 2.710,3520 kg+1616,7200 kg+15.401,0000 kg = 19.728,0700 kg

Air yang terikut dalam ampas= 40% × 149.738,7543 kg = 59.895,5017 kg

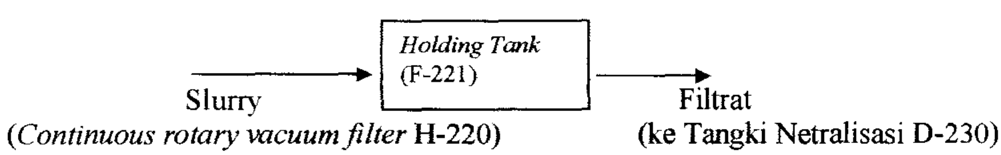
Air yang keluar dari *continuous rotary filter* menuju Tangki Netralisasi

= 60% × 149.738,7543 kg = 89.843,2526 kg

Masuk		Keluar	
Komponen	**Jumlah (Kg)**	**Komponen**	**Jumlah (Kg)**
Dari Tangki Hidrolisa (R-210):		**Ke *Holding Tank* (F-221):**	
Ampas/*cake*:		Filtrat:	
Selulosa	2.710,3520	H_2SO_4	11.238,6688
Hemiselulosa	1.616,7200	Glukosa	24.369,1200
Lignin	15.401,0000	Xylosa	28.790,4900
Larutan:		Air	89.843,2526
H_2SO_4	11.238,6688	**Ke pembuangan**	
Glukosa	24.369,1200	*cake*:	
Xylosa	28.790,4900	Selulosa	2.710,3520
Air	149.738,7543	Hemiselulosa	1.617,7200
		Air	59.895,5017
		Lignin	15.401,0000
Total	**233.865,1051**	**Total**	**233.865,1051**

10. *Holding tank* II (F-221)

Holding tank berfungsi hanya sebagai tempat penampung dan tidak terjadi perubahan massa didalamnya, sehingga massa komponen yang masuk sama dengan massa komponen yang keluar.



Masuk		Keluar	
Komponen	**Jumlah (Kg)**	**Komponen**	**Jumlah (Kg)**
Dari *rotary continuous rotary vacuum filter* (F-220):		**Ke Tangki Netralisasi (D-230):**	
Filtrat:		Filtrat:	
H_2SO_4	11.238,6688	H_2SO_4	11.238,6688
Glukosa	24.369,1200	Glukosa	24.369,1200
Xylosa	28.790,4900	Xylosa	28.790,4900
Air	89.843,2526	Air	89.843,2526
Total	**154.241,5314**	**Total**	**154.241,5314**

11. Tangki Netralisasi (D-230)

Larutan gula + H_2SO_4
***Holding Tank* (F-221)**

↓

Tangki netralisasi (D-230)

↓

Larutan gula + $CaSO_{4(S)}$
***Holding tank* (F-231)**

Massa H_2SO_4 = 11.238,6688 kg

$$\text{Mol } H_2SO_4 = \frac{11.238{,}6688 \text{ kg}}{98 \text{ kg/kmol}} = 114{,}6803 \text{ kmol}$$

Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

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

	$Ca(OH)_{2(s)}$	$H_2SO_{4(l)}$	$CaSO_{4(s)}$	$2H_2O_{(l)}$
m :	114,6803 kmol	114,6803 kmol		
r :	114,6803 kmol	114,6803 kmol	114,6803 kmol	229,3606 kmol
s :	-	-	114,6803 kmol	229,3606 kmol

Massa $Ca(OH)_2$ yang dibutuhkan = 114,6803 kmol × 74 = 8.481,8111 kg

Namun $Ca(OH)_2$ yang ditambahkan adalah 5% lebih banyak dari Massa $Ca(OH)_2$ yang dibutuhkan yaitu = 8.481,8111 kg + (8.481,8111 kg × 5%) = 8.905,9017 kg.

Massa $CaSO_4$ yang dihasilkan = 114,6803 kmol × 136 = 15.596,5199 kg

Massa H_2O yang dihasilkan = 229,3606 kmol × 18 × 2 = 4.128,4906 kg

Massa $Ca(OH)_2$ sisa yang tidak terkonversi adalah sebanyak = 424,0906 kg

Masuk		**Keluar**	
Komponen	**Jumlah (Kg)**	**Komponen**	**Jumlah (Kg)**
Dari *Holding Tank* (F-221):		**Ke *Holding tank* (F-231):**	
Filtrat:		Filtrat:	
H_2SO_4	11.238,6688	Glukosa	24.369,1200
Glukosa	24.369,1200	Xylosa	28.790,4900
Xylosa	28.790,4900	Air	89.843,2526
Air	89.843,2526	**Hasil reaksi berupa padatan:**	
Bahan kimia tambahan:			
$Ca(OH)_2$	8.905,9017	$CaSO_4$	15.596,5199
		Air	4.128,4906
		$Ca(OH)_2$	424,0906
Total	**162.723,3425**	**Total**	**162.723,3425**

12. *Holding Tank* (F-231)

Holding tank (F-231) berfungsi sebagai tempat penampung dan tidak terjadi perubahan massa didalamnya, sehingga massa komponen yang masuk sama dengan massa komponen yang keluar.

Slurry → *Holding Tank* (F-231) → Slurry

(Tangki netralisasi D-230) (ke *Continuous Rotary vacuum filter* H-240)

Masuk		Keluar	
Komponen	**Jumlah (Kg)**	**Komponen**	**Jumlah (Kg)**
Dari Tangki netralisasi (D-230):		**Ke *Filter press* (H-240):**	
Slurry:		*Slurry*:	
Glukosa	24.369,1200	Glukosa	24.369,1200
Xylosa	28.790,4900	Xylosa	28.790,4900
Air	89.843,2526	Air	89.843,2526
$CaSO_4$	15.596,5199	$CaSO_4$	15.596,5199
Air $CaSO_4$	4.128,4906	Air $CaSO_4$	4.128,4906
$Ca(OH)_2$	424,0906	$Ca(OH)_2$	424,0906
Total	**163.147,4331**	**Total**	**163.147,4331**

13. *Continues rotary vacuum Filter* (H-240)

Slurry
***Holding tank* (F-231)**
↓
Continuous rotary filter (H-240)
↓ ↓
Pembuangan (Padatan $Ca(SO)_4$+air) **Larutan gula *Holding tank* (F-250)**

Asumsi: ampas yang keluar mengandung 40% air.

Perhitungan:

Ampas yang terdapat dalam larutan adalah berupa : padatan $Ca(SO)_4$.

Ampas = padatan $Ca(SO)_4$

Ampas = 15.596,5199 kg

Air yang terikut ampas = 40% × (89.843,2526 kg + 4.128,4906 kg) = 37.588,6973 kg

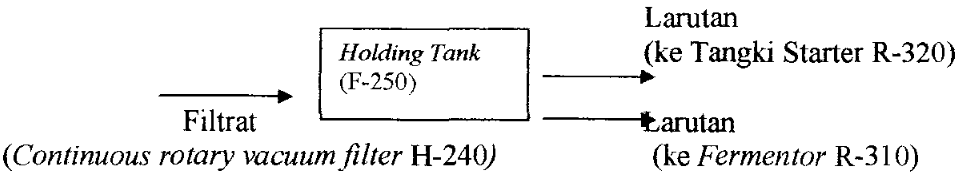
Air yang keluar dari *rotary vacuum filter* = 60%×(89.843,2526 kg+4.128,4906kg)

= 56.383,0459 kg

Masuk		Keluar	
Komponen	**Jumlah (Kg)**	**Komponen**	**Jumlah (Kg)**
Dari *holding tank*		**Ke *Holding tank***	
(F-231):		**(F-250):**	
Slurry:		Filtrat:	
Glukosa	24.369,1200	Glukosa	24.369,1200
Xylosa	28.790,4900	Xylosa	28.790,4900
Air	89.843,2526	Air	56.383,0459
$CaSO_4$	15.596,5199	**Ke pembuangan:**	
Air $CaSO_4$	4.128,4906	*Cake*:	
$Ca(OH)_2$	424,0906	$Ca(SO)_4$	15.596,5199
		Air	37.588,6973
		$Ca(OH)_2$	424,0906
Total	**163.147,4331**	**Total**	**163.147,4331**

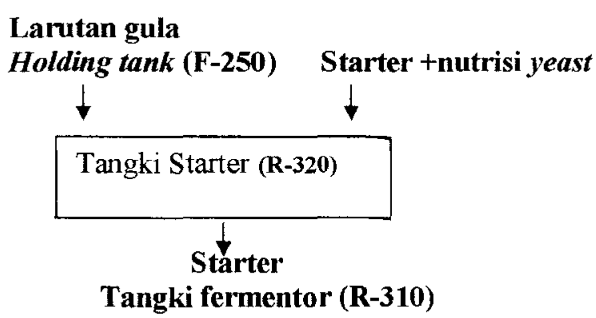
14. Tangki Pendingin (F-250)

Tangki Pendingin (F-250) berfungsi sebagai tempat penampung dan tidak terjadi perubahan massa didalamnya, sehingga massa komponen yang masuk sama dengan massa komponen yang keluar.



Masuk		**Keluar**	
Komponen	**Jumlah (Kg)**	**Komponen**	**Jumlah (Kg)**
Dari *Filter press*		**Ke Tangki starter**	
(H-122):		**(R-121):**	
Filtrat:		Larutan:	
Glukosa	24.369,1200	Glukosa	2.437,2452
Xylosa	28.790,4900	Xylosa	2.878,7810
Air	56.383,0459	Air	5.638,1605
		Ke Tangki Fermentor	
		(R-120):	
		Larutan:	
		Glukosa	21.931,8748
		Xylosa	25.911,7090
		Air	50.744,8854
Total	**109.542,6559**	**Total**	**109.542,6559**

15. Tangki Starter (R-320)



Tujuan dari tangki starter ini adalah untuk membiakkan *yeast* pada media yang akan digunakan dalam tangki fermentasi.

Volume Media:

Komponen	Massa	Fraksi(X)	s.g	s.g.X
$C_6H_{12}O_6$	24.369,1200	0,2225	1,544	0,3435
$C_5H_{10}O_5$	28.790,4900	0,2628	1,525	0,4008
H_2O	56.383,0459	0,5147	1	0,5147
Total	109.542,6559			1,259

Massa umpan masuk tangki starter = Glukosa + Xilosa + Air

= 2.437,2452 kg + 2.878,7810 kg + 5.638,1605 kg

= 10.954,2656 kg

$$\text{Volume starter} = \frac{10.954,2656}{1,259} = 8.700,7670 \text{ lt}$$

Yang menuju tangki starter

$C_6H_{12}O_6$ = 0,2225 × 10.954,2656 kg = 2.437,2452 kg

$C_5H_{10}O_5$ = 0,2628 × 10.954,2656 kg = 2.878,7810 kg

H_2O = 0,5147 × 10.954,2656 kg = 5.638,1605 kg

Penambahan Nutrient dan Yeast extract [51]

Yeast extract = 8,5 gr/lt × 8.700,7670 lt = 73.956,5195 gr = 73,9565 kg

Magnesium sulfate = 0,1 gr/lt × 8.700,7670 lt = 870,0767 gr = 0,8701 kg

Kalium chloride = 0,06gr/lt × 8.700,7670 lt = 522,0460 gr = 0,5220 kg

Antifoam = 33×10^{-6} gr/lt × 8.700,7670 lt = 0,2871 gr = $0,2871.10^{-3}$ kg

Asumsi: reaksi yang terjadi 100% untuk pembentukan *yeast*

Reaksi yang terjadi:

$$C_6H_{12}O_6 + 0,15NH_3 + 4,925O_2 \rightarrow CH_{1,66}N_{0,13}O_{0,49} + 5CO_2 + 5.35H_2O$$

M	13,5403	2,0310	66,6860			
R	13,5403	2,0310	66,6860	6,6347	67,7015	72,4406
S	-	-	-	6,6347	67,7015	72,4406

$C_6H_{12}O_6$ yang bereaksi = 2.437,2452 kg = 13,5403 kmol

O_2 yang bereaksi = 66,6860 kmol × 32 kg/kmol = 2.133,952 kg

NH_3 yang bereaksi = 2,0310 kmol × 17 kg/kmol = 34,527 kg

$CH_{1.703}N_{0.171}O_{0.469}$ yang terbentuk = 6,6347 kmol × 23,601 kg/kmol = 156,5856 kg

CO_2 yang terbentuk = 67,7015 kmol × 44 kg/kmol = 2.978,8660 kg

H_2O yang terbentuk = 72,4406 kmol × 18 kg/kmol = 1.303,9308 kg

- **Menghitung kebutuhan udara untuk mendapatkan O_2**

O_2 yang dibutuhkan dalam proses reaksi didapatkan dari udara steril, dimana udara terdiri dari: H_2O, O_2, dan N_2, dimana 21% O_2 dan 79% N_2 adalah udara kering tanpa air. Kebutuhan udara dapat dihitung sebagai berikut:

Relative humidity rata-rata di Indonesia = 70-90% (www.indonesia-ottawa.org)

Diambil relative humidity = H_R = 70 = 100.(Pa/Pas) .... (1)

Udara dengan suhu 30^0C & P = 101,325 kPa, maka Pas = 4,246 kPa (Geankoplis 3 ed, 2003, p.962)

Substitusi Pas = 4,246 kPa ke persamaan (1), sehingga didapatkan :

$$Pa = \frac{70}{100} \times 4{,}246 kPa = 2{,}9722 \text{ kPa}$$

Mencari humidity udara masuk dryer (Geankoplis 3 ed, 2003, p.565) :

$$H = \frac{18{,}02}{28{,}97} \times \frac{Pa}{P - Pa} = \frac{18{,}02}{28{,}97} \times \frac{2{,}9722}{101{,}325 - 2{,}9722}$$

$$= 0{,}01879 \text{ kg } H_2O/\text{kg udara kering}$$

Massa O_2 yang dibutuhkan adalah 2.133,952 kg/hari.

Udara kering terdiri dari 21% O_2 dan 79% N_2.

$$\text{Mol } O_2 = \frac{2.133{,}952 \text{ kg}}{32 \text{ kg/kmol}} = 66{,}686 \text{ kmol}$$

$$\text{Mol } N_2 = \frac{0{,}79}{0{,}21} \times \text{mol } O_2 = \frac{0{,}79}{0{,}21} \times 66{,}686 \text{ kmol} = 250{,}8664 \text{ kmol}$$

Massa N_2 = 250,8664 kmol × BM N_2

= 250,8664 kmol × 28 kg/kmol

= 7.024,2592 kg N_2

Udara kering = Massa O_2 + Massa N_2

= 2.133,952 kg + 7.024,2592 kg

= 9.158,2112 kg

Humidity udara adalah 0,01879 kg H_2O/kg udara kering, dimana udara keringnya adalah 3549,5906 kg, sehingga massa H_2O yang ada diudara dapat dihitung, yaitu:

Massa H_2O = 0,01879 × 9.158,2112 kg

= 172,0828 kg H_2O

Udara yang dibutuhkan untuk mendapatkan kebutuhan O_2 yang diingikan adalah:

Massa udara = Udara kering + Massa H_2O

= 9.158,2112 kg + 172,0828 kg

= 9.330,2940 kg udara/hari

- **Reaksi untuk pembentukan NH_3 dengan menggunakan NH_4OH**

Reaksi yang terjadi:

	NH_4OH	→	NH_3	+	H_2O
m :	2,0310 kmol				
r :	2,0310 kmol		2,0310 kmol		2,0310 kmol
s :	-		2,0310 kmol		2,0310 kmol

Jumlah mol NH_4OH yang terurai ialah sebanyak mol NH_3

Mol NH_3 = 2,0310 kmol

Massa NH_4OH yang terurai = 2,0310 kmol × 35 kg/kmol

= 71,0850 kg

Massa air hasil penguraian = 2,0310 kmol × 18 kg/kmol

= 36,5580 kg

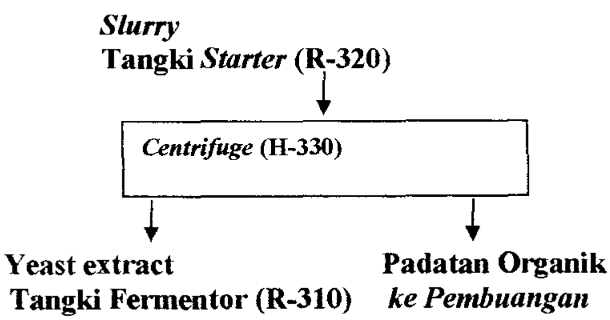
Asumsi semua nutrient yang dimasukkan terpakai semua untuk pertumbuhan *yeast*.

Dari Tangki Starter menuju ke tangki Fermentor.

Masuk		**Keluar**	
Komponen	**Jumlah (Kg)**	**Komponen**	**Jumlah (Kg)**
Dari Tangki pendingin (F-250)		**Ke centrifuge (H-330)**	
Glukosa	2.437,2452	Xilosa	2.878,7810
Xilosa	2.878,7810	Air	7.286,8108
Air	5.638,1605	Yeast	156,5856
Yeast	73,9565	NH_3	34,5270
Magnesium sulfat	0,8701	**Ke udara**	
Kalium chlorate	0,5220	CO_2	2.978,8660
Antifoam	$0{,}2871.10^{-3}$	N_2	7.024,2592
Amonium Hidroksida	71,0850		
Udara steril:			
O_2	2.133,9520		
N_2	7.024,2592		
Air	172,0828		
Total	20.359,8296	Total	20.359,8296

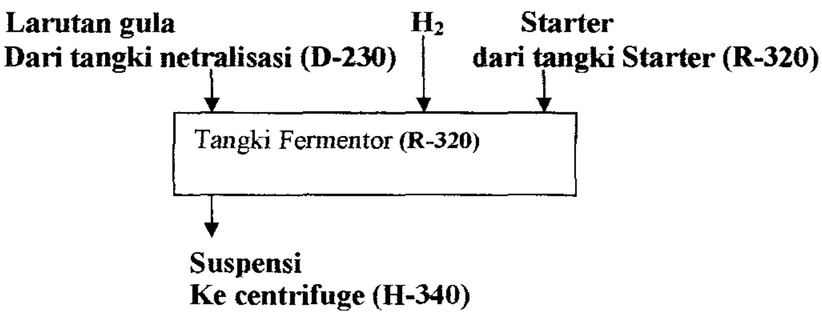
16. ***Centrifuge* (H-330)**

Centrifuge (H-330) ini berfungsi untuk memisahkan padatan *yeast* sehingga dapat dipisahkan dari larutannya. Semua *yeast* tertahan sebagai *cake* dalam *filter press*, sehingga larutan yang berupa filtrat ditampung dalam *holding tank*.



Masuk		Keluar	
Komponen	**Jumlah (Kg)**	**Komponen**	**Jumlah (Kg)**
Dari Tangki Starter		**Ke Pembuangan:**	
(R-320):		Filtrat:	
Suspensi:		Xilosa	2.878,7810
Xilosa	2.878,7810	Air	7.286,8108
Air	7.286,8108	NH_3	34,5270
Yeast	156,5856	**Endapan:**	
NH_3	34,5270	*Yeast* Extract	156,5856
Total	**10.356,7044**	**Total**	**10.356,7044**

17. Tangki Fermentor (R-310)



Bahan baku dari tangki netralisasi yang masuk tangki fermentor:

1.Glukosa = 21.931,8748 kg = 121,8456 kmol

2.Xylosa = 25.911,7090 kg = 172,7442 kmol

3.Air = 50.744,8854 kg

4.*Yeast* extract = 156,5856 kg

Reaksi yang terjadi:

I. $C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2\ C_2H_5OH + 2\ CO_2$ Konversi 100% [51]

m :	121,8437 kmol		
r :	121,8437 kmol	243,6875 kmol	243,6875 kmol
s :	-	243,6875 kmol	243,6875 kmol

Massa C_2H_5OH yang terbentuk = 243,6875 kmol × 46,1 = 11.233,9938 kg

Massa CO_2 yang terbentuk = 243,6875 kmol × 44 = 10.722,2500 kg

II. $C_5H_{10}O_5 + H_2 \rightarrow C_5H_{12}O_5$ Konversi 90%

m :	172,7442 kmol	155,4697 kmol	
r :	155,4697 kmol	155,4697 kmol	155,4697 kmol
s :	17,2745 kmol	-	155,4697 kmol

Massa $C_5H_{10}O_5$ yang terkonversi = 155,4697 kmol × 150 kg/kmol = 23.320,4550 kg

Massa $C_5H_{10}O_5$ sisa = 17,2745 kmol × 150 kg/kmol= 2.591,1750 kg

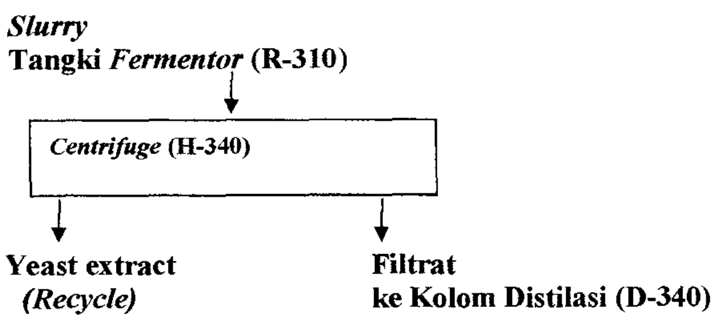
Massa H_2 yang bereaksi= 155,4697 kmol × 2 = 310,9394 kg

Massa $C_5H_{12}O_5$ yang terbentuk= 155,4697 kmol × 152 kg/kmol = 23.631,3944 kg

Masuk		Keluar	
Komponen	**Jumlah (Kg)**	**Komponen**	**Jumlah (Kg)**
Dari Tangki Netralisasi (D-230):		**Ke Centrifuge (H-340):**	
Larutan:		Suspensi:	
Glukosa	21.931,8748	Etanol	11.233,9938
Xylosa	25.911,6243	Xilosa	2.591,1750
Air	50.744,8854	Xilitol	23.320,4550
Dari Tangki sarter (R-320):		Air	50.744,8854
		Yeast Extract	156,5856
Yeast Extract	156,5856	**Gas buangan:**	
Dari Penyimpanan H_2:		CO_2	10.722,2500
H_2	310,9394		
Total	**99.055,9095**	**Total**	**99.055,9095**

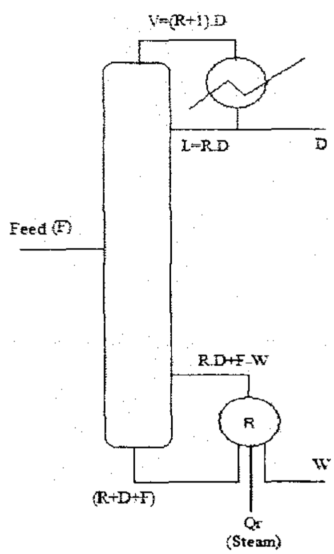
18. *Centrifuge* (H-340)

Alat *Centrifuge* (H-340) ini berfungsi untuk memisahkan padatan *yeast* sehingga dapat dipisahkan dari larutannya. Semua *yeast* tertahan sebagai *cake* dalam *filter press*, sehingga larutan yang berupa filtrat ditampung dalam *holding tank*.



Masuk		Keluar	
Komponen	**Jumlah (Kg)**	**Komponen**	**Jumlah (Kg)**
Dari Tangki fermentor (R-310):		**Ke Kolom distilasi (D-420):**	
Suspensi:		Filtrat:	
Etanol	11.233,9938	Etanol	11.233,9938
Xilosa	2.591,1750	Xilosa	2.591,1750
Xilitol	23.320,4550	Xilitol	23.320,4550
Air	50.744,8854	Air	50.744,8854
Yeast Extract	156,5856	**Endapan:**	
		Yeast Extract	156,5856
Total	**88.047,0986**	**Total**	**88.047,0986**

19. Kolom Destilasi (D-420)



Gambar. Skema Menara Distilasi

Destilat yang keluar berupa etanol(C_2H_5OH) berupa kandungan 95% berat.

Kemurnian Etanol didalam destilat adalah sebesar 95%.

Asumsi: etanol yang menuju distilat tidak 100% yang menuju distilat namun ada etanol sisa yang ikut keluar pada bagian *bottom* sebanyak 1%. Maka etanol yang menuju distilat hanya 99% = 0,99×11.233,9938 kg = 11.121,6539 kg

Etanol yang menuju *bottom* = 11.233,9938 kg - 11.121,6539 kg= 112,3399 kg.

Jumlah distilat total yang dihasilkan = $\frac{100}{95} \times 11.121{,}6539$ kg = 11707,0041 kg

Berdasarkan titik didihnya komponen yang ikut menguap selain etanol adalah air, sehingga jumlah air yang ikut dalam distilat:

Air dalam distilat = Total distilat – etanol dalam distilat

= 11707,0041 kg - 11.121,6539 kg = 585,3502 kg

Sedangkan sisanya akan keluar lewat *Bottom* karena tingginya titik didih dari komponen seperti $C_5H_{10}O_5$, $C_5H_{12}O_5$, dan *yeast ekstract* sehingga tidak ada yang ikut menuju distilat.

Masuk		**Keluar**	
Komponen	**Jumlah (Kg)**	**Komponen**	**Jumlah (Kg)**
Dari *Centrifuge* (H-131):		**Ke tangki penampung etanol; distilat:**	
Etanol	11.233,9938	Etanol	11.121,6539
Xilosa	2.591,1750	Air	585,3502
Xilitol	23.320,4550	**Ke pembuangan:**	
Air	50.744,8854	***Bottom:***	
		Etanol	112,3399
		Air	50.159,5352
		Xilosa	2.591,1750
		Xilitol	23.320,4550
Total	**87.890,5092**	**Total**	**87.890,5092**

APPENDIX B

NERACA PANAS

APPENDIX B

NERACA PANAS

Perhitungan Neraca Panas

Ketentuan umum perhitungan Data-data kapasitas jenis komponen:

1. Untuk senyawa yeast ($CH_{1.703}N_{0.171}O_{0.469}$), xylosa, dan xylitol pehitungan Cp menurut Hukum KOPP yaitu perhitungan Cp berdasarkan kapasitas panas tiap-tiap atom penyusun senyawa tersebut.
2. Untuk senyawa yang tidak mempunyai harga H_f dari tabel maka perhitungan H_f berdasarkan metode kontribusi gugus yang dikembangkan oleh Verma-Doraiswany [23] (Praustnitz table 7-6,p 262)

Data-data komponen:

1. **Yeast ($CH_{1.703}N_{0.171}O_{0.469}$)** [52]

Cp yeast $= (1\times1{,}8) + (1{,}703\times2{,}3) + (0{,}171\times6{,}2) + (0{,}469\times4) = 8{,}6131$ kal/mol °C.

$H_f = 0$

2. Selulosa ($C_6H_{10}O_5$)

Cp selulosa = 0,32 kal/g °C

= 0,32 kal/g °C × 4,184 J/kal × 1000 g/kg

= 1338,88 J/kg °C

```
  O   OH  OH  OH  OH
  ||   |   |   |   |
 - C - CH- CH- CH- CH- CH2-
```

Perhitungan H_f

4 (-CH-) = -1,29×4 = -5,16

4 (-OH sekunder) = -43,80×4= -175,2

O

1 (-C-) = -31,8×1 = -31,8

1 ($-CH_2-$) = -4,94×1= -4,94

= - 217,1kkal/mol

3. Hemiselulosa ($C_5H_8O_4$)

Cp Hemiselulosa = 0,299 kal/g °C

= 0,299 kal/g °C × 4,184 J/kal × 1000 g/kg

= 1251,016 J/kg °C

```
 O   OH  OH  OH
 ||   |   |   |
- C - CH- CH- CH- CH2-
```

Perhitungan H_f

3 (-CH-) = -1,29×3= -3,87

3 (-OH sekunder) = -43,80×3= -131,4

O

1 (-C-) = -31,80×1= -31,8

1 ($-CH_2-$) = -4,94×1= -4,94

= -172,01kkal/mol

4. Glukosa ($C_6H_{12}O_6$)

Cp Glukosa = 0,27 kal/ g°C

$$= 0{,}27 \text{ kal/g°C} \times \frac{\text{kcal}}{1000\,\text{cal}} \times 4{,}1840 \text{ kJ/kkal} \times 1000 \text{ g/kg}$$

$$= 1{,}12 \text{ kJ/kg °C}$$

```
   OH  OH  OH  OH  OH
   |   |   |   |   |
HOC- CH- CH- CH- CH- CH2
```

Perhitungan H_f

4 (-CH-) = -1,29×4 = -5,16

4 (-OH sekunder) = -43,80×4= -175,2

1 (-OH primer) = -41,20×1= -41,2

O

1 (-C-H) = -29,71×1= -29,71

1 ($-CH_2-$) = -4,94×1= -4,94

= -256,21kkal/mol

5. Xylosa ($C_5H_{10}O_5$)

Perhitungan cp $C_5H_{10}O_5$ = 5×1,8+2,3×10+ 4×5= 52 kal/mol°C.

$$= 52 \text{ kal/mol°C} \times \frac{\text{kcal}}{1000\,\text{cal}} \times \frac{4{,}1840.10^3 \text{ kJ/kg mol}}{\text{kcal/mol}}$$

$$= 217{,}568 \text{ kJ/kg mol °C}$$

$$= \frac{217{,}568 \text{ kJ/kg mol °C}}{150 kg/kgmol} = 1{,}45 \text{ kJ/kg°C}$$

```
  OH  OH  OH  OH
  |   |   |   |
HOC-CH- CH- CH- CH2-
```

Perhitungan H_f

3 (-CH-) = -1,29×3 = -3,87

3 (-OH sekunder) = -43,80×3= -131,4

1 (-OH primer) $= -41{,}20 \times 1 = -41{,}2$

O

1 (-C-H) $= -29{,}71 \times 1 = -29{,}71$

1 ($-CH_2-$) $= -4{,}94 \times 1 = -4{,}94$

$= -212{,}02$ kkal/mol

6. Xylitol ($C_5H_{12}O_5$)

Perhitungan cp $C_5H_{12}O_5$ $= 5 \times 1{,}8 + 2{,}3 \times 12 + 4 \times 5 = 56{,}6$ kal/mol°C.

$$= 56{,}6 \text{ kal/mol°C} \times \frac{\text{kcal}}{1000\text{ cal}} \times$$

$$\frac{4{,}1840.10^3 \text{ kJ/kg mol}}{\text{kcal/mol}}$$

$= 236{,}81$ kJ/kg mol °C

$$= \frac{236{,}81 \text{ kJ/kg mol °C}}{152\, kg\,/\,kgmol} = 1{,}56 \text{ kJ/kg°C}$$

```
OH   OH   OH   OH   OH
|    |    |    |    |
CH2-CH – CH –CH – CH2
```

Perhitungan H_f

3 (-CH-) $= -1{,}29 \times 3 = -3{,}87$

3 (-OH sekunder) $= -43{,}80 \times 3 = -131{,}4$

2 (-OH primer) $= -41{,}20 \times 2 = -82{,}4$

2 ($-C-H_2$) $= -4{,}94 \times 2 = -9{,}88$

$= -227{,}55$ kkal/mol

7. Lignin ($C_{11}H_{14}O_4$)

Perhitungan cp $C_{11}H_{14}O_4 = 11 \times 1{,}8 + 14 \times 2{,}3 + 4 \times 4$

$= 68$ kal/mol°C.

$$= \frac{68 \text{ cal/mol °C}}{210 \text{ gr/mol}} \times 4{,}184 \text{ J/kal} \times 1000 \text{ g/kg} = 1354{,}82$$

J/kg°C.

8. Beberapa komponen tertentu mempunyai harga yang dapat berubah, tergantung dengan suhu operasinya. Kapasitas itu merupakan suatu fungsi dari suhu, yang dapat dihitung dengan menggunakan rumus:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a+b(T_2-T_1)+c(T_2-T_1)^2+d(T_2-T_1)^3 \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots b1$$

Tabel A.1 [14]

Komponen	A	B . 10^2	C . 10^5	D . 10^9	Hf(Kj/mol)	λ(Kj/mol)
H_2O(liquid)	18,2964	47,212	-133,88	1314,2	-285,840	
H_2O(gas)	33,46	0,6880	0,7604	-3,593	-241,826	
NH_3	35,15	2,954	0,4421	-6,686	-67,20	
CO_2	36,11	4,233	-2,887	7,464	-393,51	
C_2H_5OH(l)	-325,137	0,041379	-1403,1	17035	-277,63	38.6
C_2H_5OH (g)	61,34	15,72	-8,749	19,83	-235,31	
H_2	28,84	0,00765	0,3288	-0,8698	0	
H_2SO_4	139,1	15,59	0	0	-811,32	
$Ca(OH)_2$	89,5					

Dasar Perhitungan :

Waktu : 1 hari

Suhu reference : 25°C

Satuan energi : kiloJoule (kJ)

Satuan massa : kg

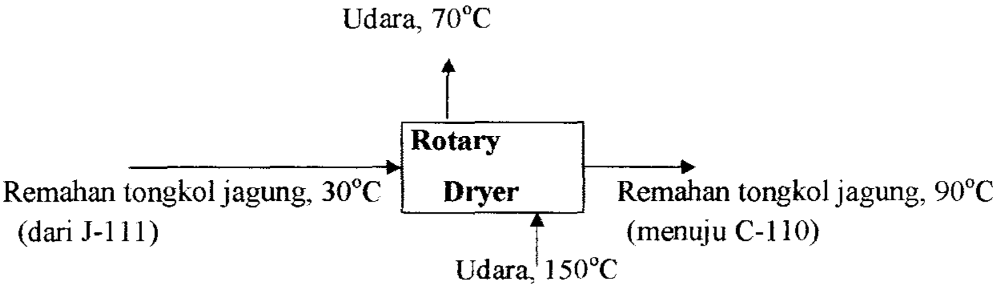
Sistem operasi : kontinyu

1. Rotary Dryer (B-140)

Suhu remahan tongkol jagung masuk = 30°C

Suhu remahan tongkol jagung keluar = 90°C

P operasi = 1 atm



Entalpi masuk

H remahan tongkol jagung (dari J-111), terdiri dari :

1) H Selulosa = m × cp × ΔT

= 24.642,5600 kg × 1.338,88 J/kg °C × (30-25)°C

= 164.967.153,7000 J = 164.967,1537 kJ

2) H Hemiselulosa = m × cp × ΔT

= 26.952,8000 kg × 1.251,016 J/kg °C × (30-25)°C

= 168.591.920,2000 J = 168.591,9202 kJ

3) H Lignin = m × cp × ΔT

= 15.401,6000 kg × 1.354,82 J/kg°C × (30-25)°C

= 104.331.978,6000 J = 104.331,9786 kJ

4) H Air = m × cp × ΔT

= (5.914,21+23.003,828) kg × 4,181 kJ/kg K × (303-298) K

= 604.531,5844 kJ

ΔH_{masuk} = H selulosa + H hemiselulosa + H Lignin + H air

ΔH_{masuk} = H selulosa + H hemiselulosa + H Lignin + H air

= (164.967,1537+168.591,9202+104.331,9786+604.531,5844) kJ

= 1.042.422,6370 kJ

Entalpi keluar

1) H Selulosa = m × cp × ΔT

= 24.642,5600 kg × 1.338,88 J/kg °C × (90-25)°C

= 2.144.572.998 J = 2.144.572,998 kJ

2) H Hemiselulosa = m × cp × ΔT

= 26.952,8000 kg × 1.251,016 J/kg °C × (90-25)°C

= 2.191.694.963 J = 2.191.694,963 kJ

3) H Lignin = m × cp × ΔT

= 15.401,6000 kg × 1354,82 J/kg°C × (90-25)°C

= 1.356.315.721 J = 1.356.315,721 kJ

4) H Air = m × cp × ΔT

= 1.753,9339 kg × 4,208 kJ/kg K × (363-298) K

= 479.736,0003 kJ

ΔH_{keluar} = Q selulosa + Q hemiselulosa + Q Lignin + Q air

ΔH_{keluar} = 6.172.319,9682 kJ

Relative humidity rata-rata di Indonesia = 70-90% (www.indonesia-ottawa.org)

Diambil *relative humidity* = H_R = 70 = 100.(Pa/Pas) ……. (1)

Udara dengan suhu 30^0C & P = 101,325 kPa, maka Pas = 4,246 kPa (Geankoplis 3 ed, 2003, p.962)

Substitusi Pas = 4,246 kPa ke persamaan (1), sehingga didapatkan :

$$Pa = \frac{80}{100} \times 4{,}246\,kPa = 3{,}3968\ kPa$$

Mencari humidity udara masuk dryer (Geankoplis 3 ed, 2003, p.565) :

$$H_1 = \frac{18{,}02}{28{,}97} \times \frac{Pa}{P - Pa} = \frac{18{,}02}{28{,}97} \times \frac{3{,}3968}{101{,}325 - 3{,}3968}$$

$= 0{,}02158$ kg H_2O/kg udara kering

Asumsi suhu udara masuk dryer = 150^0C

Enthalpy udara masuk dryer:

$H_{g1} = Cs.(T\text{-}To) + H_1.\lambda o$ ....(2)

Dimana : $Cs = 1{,}005 + 1{,}88.H_1$,

λo pada To = 25^0C, yaitu $H_V\text{-}H_L = 2547{,}2 - 104{,}89 = 2442{,}31$ kJ/kg

(Geankoplis 4 ed, 2003, p.963)

Persamaan (2) menjadi : $H_{g1} = (1{,}005 + 1{,}88.H_1).(T\text{-}To) + H_1.2442{,}31$

$= [1{,}005 + (1{,}88 \times 0{,}02158) \times (150-$

$25) + (0{,}02158 \times 2442{,}31)]$

$= 58{,}78$ kJ/kg udara kering

Asumsi: suhu udara keluar dryer = 70^oC

Enthalpy udara keluar dryer (menuju H-132):

$H_{g2} = (1{,}005 + 1{,}88.H_2).(T\text{-}To) + H_2.\lambda o$

$= (1{,}005 + 1{,}88.H_2).(70-25) + H_2.2442{,}31$

$= 45{,}225 + 2526{,}91.H_2$ kJ/kg udara kering

Neraca massa air $\rightarrow$ $G.H_1$ + air dari bahan masuk = $G.H_2$ + air dari bahan keluar

$G \times 0{,}02158 + 604.531{,}5844 = G \times H2 + 479.736{,}0003$

$$G = \frac{124.795{,}5841}{(H_2 - 0{,}02158)} \text{ kg/udara kering} \dots\dots\dots (3)$$

Neraca panas total :

H udara masuk + H bahan masuk = H udara keluar + H bahan keluar + Q loss

Asumsi Q loss = 10%.G.H_{g1}, maka neraca panas total menjadi :

G.H_{g1} + 1.042.422,637 kJ = G.H_{g2} + 6.172.319,9682 kJ + 10%.G.H_{g1}

90%×G×58,78 = G×(55,275 + 2545,71×H_2) + 5.129.897,331

52,902.G = 45,225.G + 2526,91.G.H_2 + 5.129.897,331

$$G = \frac{5.129.897{,}331}{(7{,}677 - 2526{,}9100 H_2)} \dots\dots\dots (4)$$

Dari persamaan (3) dan (4), didapat : H_2 = 0,0033 kg H_2O/kg udara kering.

H_{g2} = 45,2250 + 2526,91×0,0033= 53,5638 kJ/kg udara kering

$$G = \frac{124.795{,}5841}{(H_2 - 0{,}02158)} = 6.826.891{,}909 \text{ kg udara kering}$$

Q loss = 10%.G.H_{g1} = 40.128.470,64 kJ

Q udara keluar = GxH_{g2} = 365.674.272,8 kJ = H udara keluar

Massa udara masuk = (1+H_1)G = 6.974.216,236 kg udara kering

Massa udara keluar = (1+H_2)G = 6.849.420,652 kg udara kering

Panas masuk = Panas keluar

H input + Q (udara) masuk = H output + Q loss + Q udara keluar

1.042.422,6370 kJ + $Q_{udara\ masuk}$

=(6.172.319,9682+40.128.470,64+365.674.272,800) kJ

$Q_{udara\ masuk}$ = Q_{supply}= 410.932.640,8 kJ

Panas yang di*supply* adalah udara panas yang mengalami *pretreatment* yang dilakukan pada unit utilitas.

Masuk		Keluar	
Komponen	**Jumlah (kJ)**	**Komponen**	**Jumlah (kJ)**
Dari *Washer*		**Ke *Holding tank***	
(X-130):		**(F-211):**	
Remahan tongkol		Remahan tongkol	
jagung basah:		jagung kering:	
Selulosa	164.967,1537	Selulosa	2.144.572,9980
Hemiselulosa	168.591,9202	Hemiselulosa	2.191.694,9630
Lignin	104.331,9786	Lignin	1.356.315,7210
Air	604.531,5844	Air	479.736,0003
Dari pemanas:		**Q loss**	40.128.470,64
Udara panas	410.932.640,8000	**Q udara keluar**	365.674.272,8000
Total	411.975.063,4000	**Total**	411.975.063,4000

2. Holding Tank (F-211)

Rotary Dryer, 90°C (dari Rotary dryer D-140) → **Holding tank** → Tangki *Impregnator*, 86,75°C (ke continuous rotary filter H-220)

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

$Q_{in} = Q_{out} + (5\% \times Q_{in})$

$Q_{in} - (5\% \times Q_{in}) = Q_{out}$

Entalpi masuk

Suhu = 90°C

1) Selulosa $= m \times cp \times \Delta T$

$= 24.642,55 \text{ kg} \times 1,3388 \text{ kJ/kg°C} \times (90\text{-}25)\text{°C}$

$= 2.144.572,998 \text{ kJ}$

2) Hemiselulosa $= m \times cp \times \Delta T$

2) Hemiselulosa $= m \times cp \times \Delta T$

$= 26.952,80 \text{ kg} \times 1,250 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} \times (90\text{-}25)^\circ\text{C}$

$= 2.191.694,963 \text{ kJ}$

3) H Lignin $= m \times cp \times \Delta T$

$= 15.401,6000 \text{ kg} \times 1,250 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} \times (90\text{-}25)^\circ\text{C}$

$= 1.356.315,721 \text{ kJ}$

4) Cp air pada suhu 90°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a.(T_2 - T_1) + \frac{1}{2}.b.(T_2^{\,2} - T_1^{\,2}) + \frac{1}{3}.c.(T_2^{\,3} - T_1^{\,3}) + \frac{1}{4}.d.(T_2^{\,4} - T_1^{\,4})$$

$$\int_{25}^{90} Cp\,dT = 122,3534 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{H air} = m \times \int_{25}^{90} Cp\,dT$$

$= 1.753,9339 \text{ kg} \times 122,3534 \text{ kJ/kg}$

$= 214.599,8322 \text{ kJ}$

Entalpi total masuk = 5.907.183,514 kJ

Q loss = 5% × 5.907.183,514 kJ = 295.359,1757 kJ

Entalpi keluar

$Q_{in} - (5\% \times Q_{in}) = Q_{out}$

5.611.824,3383 kJ = H Selulosa + H Hemiselulosa + H Lignin + H air

$$5.611.824,3383 \text{ kJ} = (m\times cp\times\Delta T)+(m\times cp\times\Delta T)+(m\times cp\times\Delta T)+(m\times \int_{T1}^{T2} Cp)$$

$$5.611.824,3383 \text{ kJ} = (m\times cp\times(T_2\text{-}25^\circ\text{C}))+(m\times cp\times(T_2\text{-}25^\circ\text{C}))+(m\times cp\times(T_2\text{-}25^\circ\text{C}))$$

$$+(m\times \int_{25}^{T2} Cp))$$

Suhu keluar (T_2) didapatkan dengan menggunakan metode *goal seek* yaitu 86,75°C.

1) H Selulosa = m × cp × ΔT

= 24.642,55 kg × 1,3388 kJ/kg°C × (86,75-25)°C

= 2.037.372,208 kJ

2) H Hemiselulosa = m × cp × ΔT

= 26.952,80 kg × 1,250 kJ/kg°C × (86,75-25)°C

= 2.082.138,687 kJ

3) H Lignin = m × cp × ΔT

= 15.401,6000 kg × 1,250 kJ/kg°C × (86,75-25)°C

= 1.288.517,555 kJ

4) Cp air pada suhu 86,75°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,\mathrm{dT} = a.(T_2 - T_1) + \frac{1}{2}b.(T_2^{\,2} - T_1^{\,2}) + \frac{1}{3}c.(T_2^{\,3} - T_1^{\,3}) + \frac{1}{4}d.(T_2^{\,4} - T_1^{\,4})$$

$$\int_{25}^{86,75} Cp\,\mathrm{dT} = 122{,}3534 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{H air} = \text{m} \times \int_{25}^{86,75} Cp\,\mathrm{dT}$$

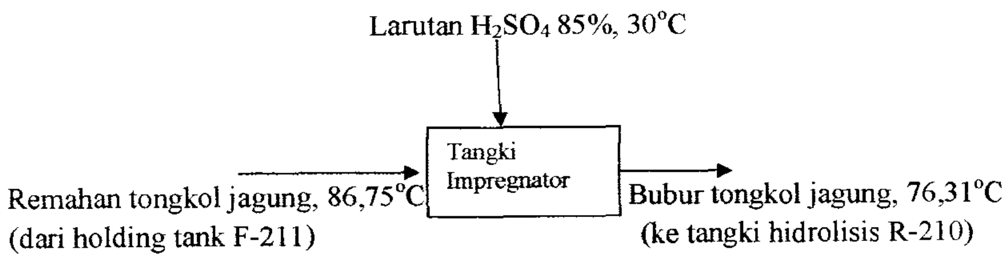
= 1.753,9339 kg × 116,194 kJ/kg

= 203.795,8879 kJ

Entalpi total keluar = 5.611.824,338 kJ

Masuk		Keluar	
Komponen	**Jumlah (kJ)**	**Komponen**	**Jumlah (kJ)**
Dari *Rotary dryer*		**Tangki *Impregnator***	
(B-140):		**(R-210)**	
Remahan tongkol		Remahan tongkol	
jagung kering:		jagung kering:	2.037.372,208
Selulosa	2.144.572,998	Selulosa	2.082.138,687
Hemiselulosa	2.191.694,963	Hemiselulosa	1.288.517,555
Lignin	1.356.315,721	Lignin	203.795,8879
Air	214.599,8322	Air	295.359,1757
		Q loss	
Total	5.907.183,514	**Total**	5.907.183,514

3. Tangki Impregnator (R-210)



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

$Q_{in} = Q_{out} + (5\% \times Q_{in})$

$Q_{in} - (5\% \times Q_{in}) = Q_{out}$

T masuk dari Rotary Dryer = 86,75 °C

- T masuk air dari rotary dryer = 86,75°C

  Cp H_2SO_4 pada 86,75°C menggunakan persamaan berikut ini sesuai dengan data di tabel A.1

$$\int_{T1}^{T2} Cp\, dT = a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3$$

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a.T+\frac{1}{2}b(T_2^2+T_1^2)+\frac{1}{3}c(T_2^3-T_1^3)+\frac{1}{4}d(T_2^4-T_1^4)$$

$$\int_{25}^{86,75} Cp\,dT = 116{,}1919 \text{ kJ/kg}$$

- T masuk berupa H_2SO_4 98% = 30°C

Cp H_2SO_4 pada 30°C menggunakan persamaan berikut ini sesuai dengan data di tabel A.1

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a+b(T)+c(T)^2+d(T)^3$$

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a.T+\frac{1}{2}b(T_2^2+T_1^2)+\frac{1}{3}c(T_2^3-T_1^3)+\frac{1}{4}d(T_2^4-T_1^4)$$

$$\int_{25}^{30} Cp\,dT = 139{,}1.(30-25)+\frac{1}{2}.15{,}59.10^{-2}.(30^2-25^2) = 716{,}936 \text{ J/mol}$$

$$\int_{25}^{30} Cp\,dT = \frac{716{,}936 \text{ J/mol}}{98{,}08 \text{ gr/mol}} = 7{,}3097 \text{ kJ/kg}$$

- T masuk air H_2SO_4dari holding tank = 30°C

Cp Air pada 30°C menggunakan persamaan berikut ini sesuai dengan data di tabel A.1

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a+b(T)+c(T)^2+d(T)^3$$

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a.T+\frac{1}{2}b(T_2^2+T_1^2)+\frac{1}{3}c(T_2^3-T_1^3)+\frac{1}{4}d(T_2^4-T_1^4)$$

$$\int_{25}^{30} Cp\,dT = 9{,}3486 \text{ kJ/kg}$$

Entalpi masuk

H remahan tongkol jagung, terdiri dari:

1) H selulosa $= m \times cp \times \Delta T$

$= 24.642{,}56 \text{ kg} \times 1338{,}88 \text{ J/kg °C} \times (86{,}75\text{-}25)\text{°C}$

$= 2.037.344.348 \text{ J} = 2.037.344{,}3480 \text{ kJ}$

2) H hemiselulosa $= m \times cp \times \Delta T$

$= 26.952{,}8 \text{ kg} \times 1251{,}016 \text{ J/kg °C} \times (86{,}75\text{-}25)\text{°C}$

$= 2.082.110.215 \text{ J} = 2.082.110{,}2150 \text{ kJ}$

3) H Lignin $= m \times cp \times \Delta T$

$= 15.401{,}6 \text{ kg} \times 1354{,}82 \text{ J/kg°C} \times (86{,}75\text{-}25)\text{°C}$

$= 1.288.449.739 \text{ J} = 1.288.449{,}7390 \text{ kJ}$

4) H air $= m \times \int_{25}^{86,75} Cp \, dT$

$= 1.753{,}9339 \text{ kg} \times 116{,}1919 \text{ kJ/kg}$

$= 203.793{,}0812 \text{ kJ}$

5) H H_2SO_4 $= m \times \int_{25}^{30} Cp \, dT$

$= 9.264{,}9 \text{ kg} \times 7{,}3097 \text{ kJ/kg}$

$= 67.723{,}7221 \text{ kJ}$

6) H air pada H_2SO_4 $= m \times \int_{25}^{30} Cp \, dT$

$= 189{,}08 \text{ kg} \times 9{,}3486 \text{ kJ/kg}$

$= 1.767{,}6294 \text{ kJ}$

Entalpi masuk total = 5.681.188,7340 kJ

Entalpi keluar

Q_{in} - (5% × Q_{in}) = Q_{out}

5.397.129,2980 kJ = H Selulosa + H Hemiselulosa + H Lignin + H air + H H_2SO_4

5.397.129,2980 kJ =

$$(m\times cp\times\Delta T)+(m\times cp\times\Delta T)+(m\times cp\times\Delta T)+(m\times\int_{T1}^{T2}Cp)+(m\times\int_{T1}^{T2}Cp)$$

5.397.129,2980 kJ = $(m\times cp\times(T_2\text{-}25°C))+(m\times cp\times(T_2\text{-}25°C))+(m\times cp\times(T_2\text{-}25°C))$

$$+(m\times\int_{25}^{T2}Cp))$$

Suhu keluar (T_2) didapatkan dengan menggunakan metode *goal seek* yaitu

76,31°C.

1) H selulosa = m × cp × ΔT

= 24.642,5600 kg × 1338,88 J/kg°C × (76,31-25)°C

= 1.692.831.442,7 J = 1.692.831,4427 kJ

2) H hemiselulosa = m × cp × ΔT

= 26.952,8000 kg × 1251,016 J/kg °C × (76,31-25)°C

= 1.730.027.446,1 J = 1.730.027,4461 kJ

3) H Lignin = m × cp × ΔT

= 15.401,6 kg × 1354,82 J/kg°C × (76,31-25)°C

= 1.070.574.168,3 J = 1.070.574,1683 kJ

4) H air $= m\times\int_{25}^{76,31}Cp\,dT$

= 1.983,2945 kg × 96,1029 kJ/kg

= 191.245,4060 kJ

$= 1.983,2945 \text{ kg} \times 96,1029 \text{ kJ/kg}$

$= 191.245,4060 \text{ kJ}$

5) H H_2SO_4 $= m \times \int_{25}^{76,31} Cp \, dT$

$= 9.264,9 \text{kg} \times 72,7611 \text{ kJ/kg}$

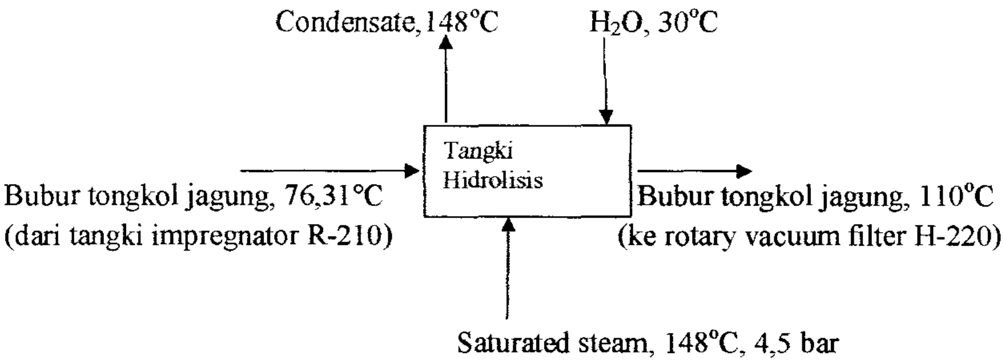
$= 712.450,8349 \text{ kJ}$

Entalpi keluar total $= 5.397.129,2980 \text{ kJ}$

Q loss = 5% × Entalpi masuk = 0,05 × 5.397.129,2980 kJ = 284.059,4367 kJ

Masuk		Keluar	
Komponen	**Jumlah (kJ)**	**Komponen**	**Jumlah (kJ)**
Dari *Holding tank* (F-211):		**Ke Tangki Hidrolisa (R-210):**	
Remahan tongkol jagung:		Bubur/*slurry*:	
Selulosa	2.037.344,3478	Selulosa	1.604.054,4427
Hemiselulosa	2.082.110,2148	Hemiselulosa	1.730.027,4461
Lignin	1.288.449,7391	Lignin	1.070.574,1683
Air	203.793,0812	Air	191.245,4060
Bahan tambahan:		H_2SO_4	712.450,8349
H_2SO_4	67.723,7221	**Q loss**	284.059,4367
Air pada H_2SO_4	1.767,6294		
Q Pengenceran H_2SO_4	-498		
Total	5.681.188,7343	**Total**	5.681.188,7343

4. Tangki Hidrolisa (R-210)



Data

1. BM Selulose : 6480 kg/kgmol $(C_6H_{10}O_5)_{40}$

   Glukosa : 180 kg/kgmol $(C_6H_{12}O_6)$

   Hemiselulosa : 9900kg/kgmol $(C_5H_8O_4)_{75}$

   Xylose : 150 kg/kgmol $(C_5H_{10}O_5)$

2. Reaksi yang terjadi adalah

   $(C_6H_{10}O_5)_{40} + 40H_2O \rightarrow 40C_6H_{12}O_6$ Konversi 89%

   $(C_5H_8O_4)_{75} + 75H_2O \rightarrow 75C_5H_{10}O_5$ Konversi 94%

3. Tmasuk 73,62°C

4. Tmasuk air yang ditambahkan 30°C

5. Tkeluar 110°C

6. Digunakan saturated steam 148°C, 4,5 bar.

Panas Pengenceran larutan $H_2SO_4.8H_2O$

Heat of solution = $-(75{,}697\times10^3)/242 = -312{,}80$ kJ/kg (eksotermis)

Entalpi Masuk

Suhu udara masuk = 76,31°C

1) H selulosa $= m \times cp \times \Delta T$

$= 24.642,5600 \text{ kg} \times 1338,88 \text{ J/kg°C} \times (76,31-25)\text{°C}$

$= 1.692.831.442,7 \text{ J} = 1.692.831,4427 \text{ kJ}$

2) H hemiselulosa $= m \times cp \times \Delta T$

$= 26.952,8000 \text{ kg} \times 1251,016 \text{ J/kg °C} \times (76,31-25)\text{°C}$

$= 1.730.027.446,1 \text{ J} = 1.730.027,4461 \text{ kJ}$

3) H Lignin $= m \times cp \times \Delta T$

$= 15.401,6 \text{ kg} \times 1354,82 \text{ J/kg°C} \times (76,31-25)\text{°C}$

$= 1.070.574.168,3 \text{ J} = 1.070.574,1683 \text{ kJ}$

4) H air $= m \times \int_{25}^{76,31} Cp \, dT$

$= 1.983,2945 \text{ kg} \times 96,1029 \text{ kJ/kg}$

$= 191.245,4060 \text{ kJ}$

5) H H_2SO_4 $= m \times \int_{25}^{76,31} Cp \, dT$

$= 9.264,9 \text{kg} \times 72,7611 \text{ kJ/kg}$

$= 712.450,8349 \text{ kJ}$

6) Air yang ditambahkan bersuhu 30°C

H air pada H_2SO_4 $= m \times \int_{25}^{30} Cp \, dT$

$= 147.755,4598 \text{ kg} \times 9,3486 \text{ kJ/kg}$

$= 1.381.303,624 \text{ kJ}$

ΔH total = H selulosa + H hemiselulosa + H Lignin + H air + H H_2SO_4 + H air

yang ditambahkan

ΔH masuk total = 6.778.432,9220 kJ

Panas Reaksi

ΔH_f selulosa = - 217.1 kJ/mol = $\dfrac{-217{,}1\, kJ/mol}{162\, g/mol} \times \dfrac{1000\, g}{kg}$ = -1340,12 kJ/kg

ΔH_f hemiselulosa = 172.01 kJ/mol = $\dfrac{-172{,}01\, kJ/mol}{132\, g/mol} \times \dfrac{1000\, g}{kg}$ = -1303,11 kJ/kg

ΔH_f glukosa = -256.21 kJ/mol = $\dfrac{-256{,}21\, kJ/mol}{180\, g/mol} \times \dfrac{1000\, g}{kg}$ = -1423,39 kJ/kg

ΔH_f xylosa = - 212,02 kJ/mol = $\dfrac{-212{,}02\, kJ/mol}{150\, g/mol} \times \dfrac{1000\, g}{kg}$ = -1413,47 kJ/kg

ΔH_f H_2O = -285,840 kJ/mol = $\dfrac{-285{,}840\, kJ/mol}{18\, g/mol} \times \dfrac{1000\, g}{kg}$ = -15880 kJ/kg

$(C_6H_{10}O_5)_{40}$ + $40H_2O$ $\rightarrow$ $40C_6H_{12}O_6$ Konversi 89%

ΔH_{rx} = ΔH_f glukosa – (ΔH_f selulosa+ ΔH_f air)

$= 0{,}89 \times -1423{,}39\ kJ/kg \times \dfrac{24.642{,}56\, kg}{162\, kg/mol} \times 180\ kg/mol - (-1340{,}12\ kJ/kg \times$

$24642{,}56\ kg) - (15880\ kJ/kg \times \dfrac{24.642{,}56\, kg}{162\, kg/mol} \times 18\ kg/mol)$

= -34.686.240,44 kJ + 33.023.987,51 kJ – 43.480.428,09 kJ

= -45.142.681,53 kJ

$(C_5H_8O_4)_{75}$ + $75H_2O$ → 75 $C_5H_{10}O_5$ Konversi 94%

ΔH_{rx} = ΔH_f glukosa – (ΔH_f selulosa+ ΔH_f air)

$$= 0{,}94 \times -1413{,}47 \text{ kJ/kg} \times \frac{26.952{,}8 \text{ kg}}{132 \text{ kg/mol}} \times 150 \text{ kg/mol} - (-1303{,}11 \text{ kJ/kg} \times$$

$$26.952{,}8 \text{ kg} - 15880 \text{ kJ/kg} \times \frac{26.952{,}8 \text{ kg}}{132 \text{ kg/mol}} \times 18 \text{ kg/mol}$$

= -40694495,19 kJ + 35122463,21 kJ + 58365063,27 kJ =

= 52.793.031,29 kJ

$\Delta H_{rx\ total}$ = -45.142.681,53 kJ + 52.793.031,29 kJ

= 7.650.349,76 kJ (endotermis)

Entalpi Keluar

1) H selulosa = m × cp × ΔT

= 2.710,68 kg × 1.338,88 J/kg °C × (110-25)°C

= 308.488.395,3 J = 308.488,3953 kJ

2) H hemiselulosa = m × cp × ΔT

= 1.617,17 kg × 1.251,016 J/kg °C × (110-25)°C

= 171.963.971,3 J = 171.963,9713 kJ

3) H Lignin = m × cp × ΔT

= 15.401,6 kg × 1.354,82 J/kg°C × (110-25)°C

= 1.773.574.540 J = 1.773.574,54 kJ

4) H H_2SO_4 $= m \times \int_{25}^{110} Cp\, dT$

$= 9.264{,}9 kg \times 129{,}6694$ kJ/kg

$= 1201374{,}166$ kJ

5) **Cp air pada 110°C**

Dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\, dT = a.(T_2 - T_1) + \frac{1}{2}.b.(T_2^{\ 2} - T_1^{\ 2}) + \frac{1}{3}.c.(T_2^{\ 3} - T_1^{\ 3}) + \frac{1}{4}.d.(T_2^{\ 4} - T_1^{\ 4})$$

$$\int_{T1}^{T2} Cp\, dT = 160{,}3491$$

H air $= m \times \int_{T1}^{T2} Cp\, dT$

$= 149.738{,}7543$ kg $\times 160{,}3491$ kJ/kg

$= 24.010.480{,}6$ kJ

6) H Glukosa $= m \times cp \times \Delta T$

$= 24.368{,}75 \times 1{,}12$ kJ/kg °C $\times$ (110-25) °C

$= 2319905$ kJ

7) H Xylosa $= m \times cp \times \Delta T$

$= 9.264{,}9$ kg $\times 1{,}45$ kJ/kg °C $\times$ (110-25) °C

$= 3548427{,}893$ kJ

ΔH total = H selulosa + H hemiselulosa +H Lignin + H H_2SO_4 + H air total + H glukosa + H xylosa

ΔH keluar total $= 33.334.214{,}56$ kJ

Q loss $= 5\% \times \Delta H$ masuk

$= 0{,}05 \times 6.778.432{,}9220$ kJ

= 338.921,6461 kJ

Qin bahan = Q out bahan

ΔH bahan masuk+ Q supply = ΔH bahan keluar+Q loss+ΔH rx total

6.778.432,9220 kJ+Q supply=33.334.214,56 kJ+338.921,6461 kJ+7.650.349,76kJ

Q supply = 34.545.053,04 kJ

Q supply = 34.545.053,04 kJ

Pada suhu 148°C entalpi saturated steam adalah λ = 2.120,448 kJ/kg

Q supply = m × λ

$$m_{steam} = \frac{Q_{supply}}{\lambda} = \frac{34.545.053{,}04 \text{ kJ}}{2120{,}448 \text{ kJ/kg}} = 16.291{,}3936 \text{ kg}$$

Masuk		**Keluar**	
Komponen	**Jumlah (kJ)**	**Komponen**	**Jumlah (kJ)**
Dari tangki impregnator (R-210):		**Ke *Rotary vacuum filter* (H-220):**	
Bubur/*slurry*:		Bubur/*slurry*:	
Selulosa	1.604.054,4427	Selulosa	308.488,3953
Hemiselulosa	1.730.027,4461	Hemiselulosa	171.963,9713
Lignin	1.070.574,1683	Lignin	1.773.574,5397
Air	191.245,4060	Air	24.010.480,6006
H_2SO_4	712.450,8349	H_2SO_4	1.201.374,1660
Dari tangki penampung air (F-113):		Glukosa	2.319.905,0000
		Xylosa	3.548.427,8930
Air	1.381.303,624	**Panas reaksi total**	7.650.349,7600
Q pengenceran H_2SO_4	-312,80	**Q loss**	338.921,6461
Q supply	34.545.053,04		
Total	41.323.485,9100	**Total**	41.323.485,9100

4. *Continues rotary vacuum Filter* (H-220)

Slurry
Tangki Hidrolisis (R-210)

↓

Rotary vacuum filter
(H-220)

↓ ↓

Pembuangan
(Selulosa+hemiselulosa+lignin+air)

Larutan gula (Glukosa, Xilosa, air)
***Holding Tank* (F-221)**

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

$Q_{in} = Q_{out} + (10\% \times Q_{in})$

$Q_{in} - (10\% \times Q_{in}) = Q_{out}$

Entalpi masuk

1) H selulosa $= m \times cp \times \Delta T$

$= 2.710,68 \text{ kg} \times 1.338,88 \text{ J/kg °C} \times (110\text{-}25)\text{°C}$

$= 308.488.395,3 \text{ J} = 308.488,3953 \text{ kJ}$

2) H hemiselulosa $= m \times cp \times \Delta T$

$= 1.617,17 \text{ kg} \times 1.251,016 \text{ J/kg °C} \times (110\text{-}25)\text{°C}$

$= 171.963.971,3 \text{ J} = 171.963,9713 \text{ kJ}$

3) H Lignin $= m \times cp \times \Delta T$

$= 15.401,6 \text{ kg} \times 1.354,82 \text{ J/kg°C} \times (110\text{-}25)\text{°C}$

$= 1.773.574.540 \text{ J} = 1.773.574,54 \text{ kJ}$

4) H H_2SO_4 $= m \times \int_{25}^{110} Cp \, dT$

$= 9.264,9 \text{kg} \times 129,6694 \text{ kJ/kg}$

$= 1201374,166 \text{ kJ}$

5) **Cp air pada 110°C**

Dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a.(T_2 - T_1) + \frac{1}{2}b.(T_2^{\,2} - T_1^{\,2}) + \frac{1}{3}c.(T_2^{\,3} - T_1^{\,3}) + \frac{1}{4}d.(T_2^{\,4} - T_1^{\,4})$$

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = 160{,}3491$$

H air $= m \times \int_{T1}^{T2} Cp\,dT$

= 149.738,7543 kg × 160,3491 kJ/kg

= 24.010.480,6 kJ

6) H Glukosa = m × cp × ΔT

= 24.368,75 × 1,12 kJ/kg °C × (110-25) °C

= 2319905 kJ

7) H Xylosa = m × cp × ΔT

= 9.264,9 kg × 1,45 kJ/kg °C × (110-25) °C

= 3548427,893 kJ

ΔH total = H selulosa + H hemiselulosa +H Lignin + H H_2SO_4 + H air total + H glukosa + H xylosa

ΔH keluar total = 33.334.214,5649 kJ

Qloss = 10% × 33.334.214,5649 kJ = 3.333.421,4565 kJ

Entalpi keluar

Q_{in} - (5% × Q_{in}) = Q_{out}

30.000.793,1084 kJ = H Air+H Selulosa+Hemiselulosa+H Lignin+ H H_2SO_4 +H air di filtrat+H Glukosa+H Xilosa

$$30.000.793{,}1084 \text{ kJ} = (m\times \int_{T1}^{T2} Cp) + (m\times cp\times \Delta T) + (m\times cp\times \Delta T) + (m\times cp\times \Delta T)$$

$$+ (m\times \int_{T1}^{T2} Cp) + (m\times \int_{T1}^{T2} Cp) + (m\times cp\times \Delta T) + (m\times cp\times \Delta T)$$

$$30.000.793{,}1084 \text{ kJ} = (m\times \int_{25}^{T2} Cp) + (m\times cp\times (T_2-25^{\circ}C)) + (m\times cp\times (T_2-25^{\circ}C))$$

$$+ (m\times cp\times (T_2-25^{\circ}C)) + (m\times \int_{25}^{T2} Cp) + (m\times \int_{25}^{T2} Cp)$$

$$+ (m\times cp\times (T_2-25^{\circ}C)) + (m\times cp\times (T_2-25^{\circ}C))$$

Suhu keluar (T_2) didapatkan dengan menggunakan metode *goal seek* yaitu 101,6°C.

1) Air yang menuju pembuangan bersama cake

Cp air pada 101,6°C

Dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\, dT = a.(T_2 - T_1) + \frac{1}{2}.b.(T_2^2 - T_1^2) + \frac{1}{3}.c.(T_2^3 - T_1^3) + \frac{1}{4}.d.(T_2^4 - T_1^4)$$

$$\int_{25}^{101,6} Cp\, dT = 144{,}3637 \text{ kJ/kg}$$

H air $= m \times \int_{25}^{101,6} Cp\, dT$

= 59.895,5017 kg × 144,3637 kJ/kg

= 8.646.736,2390 kJ

2) H selulosa = m × cp × ΔT

= 2.710,68 kg × 1338,88 J/kg °C × **(101,6**-25)°C

= 269.188.696,1 J = 269.169,2450 kJ

3) H hemiselulosa = m × cp × ΔT

= 1.617,17 kg × 1251,016 J/kg °C × (**101,6**-25)°C

= 150.045.718,9 J = 150.045,7189 kJ

4) H Lignin = m × cp × ΔT

= 15.401,6 kg × 1354,82 J/kg°C × (**101,6**-25)°C

= 1.598.328.598,8 J = 1.598.328,5988 kJ

5) H H_2SO_4 $= m \times \int_{25}^{101,6} Cp\, dT$

= 9.264,9 kg × 116,3455 kJ/kg

= 1.077.929,7504 kJ

6) Air yang menuju bersama filtrat adalah:

Cp air pada suhu 101,6°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\, dT = a.(T_2 - T_1) + \frac{1}{2}.b.(T_2^{\,2} - T_1^{\,2}) + \frac{1}{3}.c.(T_2^{\,3} - T_1^{\,3}) + \frac{1}{4}.d.(T_2^{\,4} - T_1^{\,4})$$

$$\int_{25}^{101,61} Cp\, dT = 144,3637 \text{ kJ/kg}$$

H air $= m \times \int_{25}^{101,6} Cp\, dT$

= 89.843,2526 kg × 144,3637 kJ/kg

= 12.970.100,2248 kJ

7) H Glukosa = m × cp × ΔT

= 24.368,75 × 1,12 kJ/kg °C × (101,6-25) °C

= 2.090.676,4418 kJ

8) H Xylosa = m × cp × ΔT

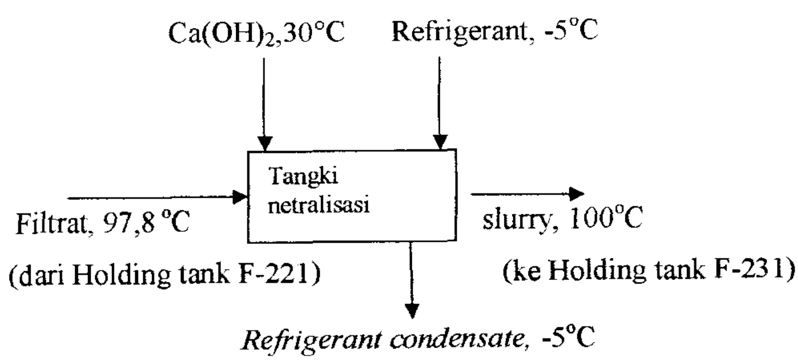
= 9.264,9 kg × 1,45 kJ/kg °C × (101,6-25) °C

= 3.197.809,6519 kJ

Entalpi keluar total = 30.000.793,1100 kJ

Masuk		Keluar	
Komponen	**Jumlah (kJ)**	**Komponen**	**Jumlah (kJ)**
Dari Tangki Hidrolisa (R-210):		**Ke *Holding Tank* (F-221):**	
Ampas/*cake*:		Filtrat:	
Selulosa	308.488,3953	Air	12.970.100,2248
Hemiselulosa	171.963,9713	H_2SO_4	1.077.929,7504
Lignin	1.773.574,5397	Glukosa	2.090.676,4418
Larutan:		Xylosa	3.197.809,6519
Air	24.010.480,6006	**Ke pembuangan**	
H_2SO_4	1.201.374,1660	Cake:	
Glukosa	2.319.905,0000	Selulosa	269.169,2450
Xylosa	3.548.427,8930	Hemiselulosa	150.045,7189
		Lignin	1.598.328,5988
		Air	8.646.736,2390
		Q loss	3.333.421,4565
Total	33.334.214,5649	**Total**	33.334.214,5649

6. Tangki Netralisasi (D-230)



Data:

1.Reaksi yang terjadi: $Ca(OH)_2 + H_2SO_4 \rightarrow CaSO_4 + 2H_2O$

2.Tmasuk dari Tangki hidrolisis 97,8°C

3.Tmasuk penambahan $Ca(OH)_2$ 30°C

Entalpi Masuk

Suhu masuk dari holding tank 97,8 °C

1) H H_2SO_4 $= m \times \int_{25}^{97,8} Cp\, dT$

$= 9.264{,}9 \text{kg} \times 110{,}3533 \text{ kJ/kg}$

$= 1.022.412{,}1970 \text{ kJ}$

2) Cp air pada suhu 97,8°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\, dT = a.(T_2 - T_1) + \frac{1}{2}.b.(T_2^2 - T_1^2) + \frac{1}{3}.c.(T_2^3 - T_1^3) + \frac{1}{4}.d.(T_2^4 - T_1^4)$$

$$\int_{25}^{97,8} Cp\, dT = 137{,}1408 \text{ kJ/kg}$$

H air $= m \times \int_{25}^{97,8} Cp\, dT$

$= 89.843{,}2526 \text{ kg} \times 144{,}3637 \text{ kJ/kg}$

$= 12.321.174{,}2719 \text{ kJ}$

3) H Glukosa $= m \times cp \times \Delta T$

$= 24.368{,}75 \times 1{,}12 \text{ kJ/kg °C} \times (97{,}8-25) \text{ °C}$

$= 1.986.949{,}8787 \text{ kJ}$

4) H Xylosa $= m \times cp \times \Delta T$

$= 9.264{,}9 \text{ kg} \times 1{,}45 \text{ kJ/kg °C} \times (97{,}8-25) \text{ °C}$

$= 3.039.153{,}9183 \text{ kJ}$

5) T masuk berupa $Ca(OH)_2$ = 30°C

Cp $Ca(OH)_2$ pada 30°C menggunakan persamaan berikut ini sesuai dengan data di tabel A.1

$$\int_{T1}^{T2} Cp\, dT = a+b(T)+c(T)^2+d(T)^3$$

$$\int_{T1}^{T2} Cp\, dT = a.T+\frac{1}{2}b(T_2^2+T_1^2)+\frac{1}{3}c(T_2^3-T_1^3)+\frac{1}{4}d(T_2^4-T_1^4)$$

$$\int_{25}^{30} Cp\, dT = 89{,}5.(303\text{-}298)K = 447{,}5 \text{ J/mol}$$

$$\int_{25}^{30} Cp\, dT = \frac{447{,}5 \text{ J/mol}}{74{,}1\text{gr/mol}} = 6{,}039 \text{ kJ/kg}$$

H $Ca(OH)_2$ $= m \times \int_{25}^{30} Cp\, dT$

= 8.905,9017 kg × 6,039 kJ/kg

= 53.783,9543 kJ

Entalpi masuk total = 18.423.474,2197 kJ

Panas Reaksi

$Ca(OH)_2+H_2SO_4 \rightarrow CaSO_4+2H_2O$

ΔH_f $Ca(OH)_2$ = -986,56 kJ/g mol = $\dfrac{-986{,}56\ ^{kJ}/_{mol}}{74{,}1\ ^{g}/_{mol}} \times \dfrac{1000g}{kg}$ = -13313,9 kJ/kg

= -13313,9 kJ/kg × 6.995,94 kg

= -93143245,57 kJ

ΔH_f H_2SO_4 = -811,32 kJ/mol = $\dfrac{-811{,}32\ ^{kJ}/_{mol}}{98{,}08\ ^{g}/_{mol}} \times \dfrac{1000g}{kg}$ = -8272,02 kJ/kg

= -8272,02 kJ/kg × 9.264,9 kg

= -76639438,1 kJ

ΔH_f $CaSO_4$ = -1432,7 kJ/g mol = $\dfrac{-1432{,}7 \, {}^{kJ}\!/\!_{mol}}{136{,}15 \, {}^{g}\!/\!_{mol}} \times \dfrac{1000\,g}{kg}$ = -10522 kJ/kg

= -10522 kJ/kg × $\dfrac{6.995{,}94\,\text{kg}}{74{,}1\,kg/kgmol}$ × 136,15 kg/kgmol

= -135252036 kJ

ΔH_f H_2O = -285,840 kJ/mol = $\dfrac{-285{,}840 \, {}^{kJ}\!/\!_{mol}}{18 \, {}^{g}\!/\!_{mol}} \times \dfrac{1000\,g}{kg}$ = -15880 kJ/kg

= -15880 kJ/kg × $\dfrac{6.995{,}94\,\text{kg}}{74{,}1\,kg/kgmol}$ × 18 kg/kgmol

= -26986767,74 kJ

ΔHrx = (-135252036 kJ)+(2× -26986767,74 kJ)+(-93143245,57 kJ)+(-

76639438,1kJ)

= -359008255,2 kJ (eksotermis)

Panas Total = 14842222,61 kJ +359008255,2 kJ

= 373850477,8 kJ

Entalpi Keluar

Suhu keluar = 100°C

1) Cp air pada suhu 100°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,\mathrm{dT} = a.(T_2 - T_1) + \frac{1}{2}.b.(T_2^{\,2} - T_1^{\,2}) + \frac{1}{3}.c.(T_2^{\,3} - T_1^{\,3}) + \frac{1}{4}.d.(T_2^{\,4} - T_1^{\,4})$$

$$\int_{25}^{100} Cp\,\mathrm{dT} = 141{,}3198 \text{ kJ/kg}$$

H air $= m \times \int_{25}^{100} Cp\, dT$

$= 89.843,2526$ kg × 141,3198 kJ/kg

$= 12.696.626,6842$ kJ

2) H Glukosa = m × cp × ΔT

= 24.368,75 kg × 1,12 kJ/kg °C × (100-25) °C

= 2.046.975 kJ

3) H Xylosa = m × cp × ΔT

= 28.790,49 kg × 1,45 kJ/kg °C × (100-25) °C

= 3.130.965,7875 kJ

4) T keluar berupa $Ca(SO)_4$ = 100°C

Cp $Ca(SO)_4$ = 33,1 kkal/kg°C

$= 33,1 \text{ kkal/kg°C} \times 4,184 \frac{kJ}{kcal} = 138,49 \text{ kJ/kg°C}$

H $CaSO_4$ = m × cp × ΔT

= 12857,41 kg × 138,49 kJ/kg°C × (100-25) °C

= 133.546.703,3175 kJ

5) Cp air pada suhu 100°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\, dT = a.(T_2 - T_1) + \frac{1}{2}.b.(T_2^2 - T_1^2) + \frac{1}{3}.c.(T_2^3 - T_1^3) + \frac{1}{4}.d.(T_2^4 - T_1^4)$$

$$\int_{25}^{100} Cp\, dT = 141,3198 \text{ kJ/kg}$$

H air $= m \times \int_{25}^{100} Cp\, dT$

= 4.128,4906 kg × 141,3198 kJ/kg

= 583.437,2911 kJ

6) T keluar $Ca(OH)_2$ = 100°C = 373K

Cp $Ca(OH)_2$ pada 100°C menggunakan persamaan berikut ini sesuai dengan data di tabel A.1

$$\int_{T1}^{T2} Cp\, dT = a+b(T)+c(T)^2+d(T)^3$$

$$\int_{T1}^{T2} Cp\, dT = a\,T+\frac{1}{2}b(T_2^2+T_1^2)+\frac{1}{3}c(T_2^3-T_1^3)+\frac{1}{4}d(T_2^4-T_1^4)$$

$$\int_{25}^{373} Cp\, dT = 90{,}5870 \text{ kJ/kg}$$

$$H\ Ca(OH)_2 = m \times \int_{25}^{30} Cp\, dT$$

= 8.905,9017 kg × 90,5870 kJ/kg

= 38.417,1141 kJ

Entalpi keluar total = 153.036.937,0162 kJ

Q loss = 5% × Entalpi masuk total

= 0,05 × 18.423.474,2197 kJ

= 921.173,7110 kJ

Qin bahan = Q out bahan

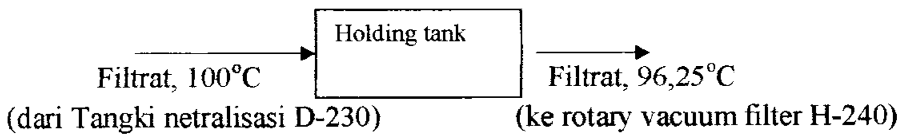
H bahan masuk+ΔH rx total = H bahan keluar+Q loss+ Q supply (eksotermis)

18.423.474,2197 kJ + 359008255,2 kJ = 153.036.937,0162 kJ +921.173,7110 kJ + Q yang harus dihilangkan

Q yang harus dihilangkan = 224.467.430,5144 kJ

Masuk		**Keluar**	
Komponen	**Jumlah (kJ)**	**Komponen**	**Jumlah (kJ)**
Dari *Holding Tank* (F-221):		**Ke *Holding tank* (F-231):**	
Filtrat:		Filtrat:	
Glukosa	1.986.949,8787	Glukosa	2.046.975,0000
Xylosa	3.039.153,9183	Xylosa	3.130.965,7875
Air	12.321.174,2719	Air	12.696.626,6842
H_2SO_4	1.022.412,1970	**Hasil reaksi berupa padatan:**	
Bahan kimia tambahan:		$CaSO_4$	133.546.703,3175
$Ca(OH)_2$	53.783,9543	Air dalam $CaSO_4$	583.437,2911
Panas reaksi total	**359008255,2**	$Ca(OH)_2$	38.417,1141
		Q loss/Panas yang harus dihilangkan	225.209.541,6447
Total	377.431.729,4202	**Total**	377.431.729,4202

7) **Holding Tank (F-231)**



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

$Q_{in} = Q_{out} + (5\% \times Q_{in})$

$Q_{in} - (5\% \times Q_{in}) = Q_{out}$

Entalpi Masuk

Suhu masuk = 100°C

1) Cp air pada suhu 100°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,\mathrm{dT} = a.(T_2 - T_1) + \frac{1}{2}.b.(T_2^{\,2} - T_1^{\,2}) + \frac{1}{3}.c.(T_2^{\,3} - T_1^{\,3}) + \frac{1}{4}.d.(T_2^{\,4} - T_1^{\,4})$$

$$\int_{25}^{100} Cp\,\mathrm{dT} = 141{,}3198 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{H air} = \text{m} \times \int_{25}^{100} Cp\,\mathrm{dT}$$

$$= 89.843{,}2526 \text{ kg} \times 141{,}3198 \text{ kJ/kg}$$

$$= 12.696.626{,}6842 \text{ kJ}$$

2) H Glukosa = m × cp × ΔT

= 24.368,75 kg × 1,12 kJ/kg °C × (100-25) °C

= 2.046.975 kJ

3) H Xylosa = m × cp × ΔT

= 28.790,49 kg × 1,45 kJ/kg °C × (100-25) °C

= 3.130.965,7875 kJ

4) T keluar berupa $Ca(SO)_4$ = 100°C

Cp $Ca(SO)_4$ = 33,1 kkal/kg°C

$$= 33{,}1 \text{ kkal/kg°C} \times 4{,}184 \frac{kJ}{kcal} = 138{,}49 \text{ kJ/kg°C}$$

H $CaSO_4$ = m × cp × ΔT

= 12857,41 kg × 138,49 kJ/kg°C × (100-25) °C

= 133.546.703,3175 kJ

5) Cp air pada suhu 100°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,\mathrm{dT} = a.(T_2 - T_1) + \frac{1}{2}.b.(T_2^{\,2} - T_1^{\,2}) + \frac{1}{3}.c.(T_2^{\,3} - T_1^{\,3}) + \frac{1}{4}.d.(T_2^{\,4} - T_1^{\,4})$$

$$\int_{25}^{100} Cp\, dT = 141{,}3198 \text{ kJ/kg}$$

$$H \text{ air} = m \times \int_{25}^{100} Cp\, dT$$

$$= 4.128{,}4906 \text{ kg} \times 141{,}3198 \text{ kJ/kg}$$

$$= 583.437{,}2911 \text{ kJ}$$

6) T masuk $Ca(OH)_2$ = 100°C = 373K

Cp $Ca(OH)_2$ pada 100°C menggunakan persamaan berikut ini sesuai dengan data di tabel A.1

$$\int_{T1}^{T2} Cp\, dT = a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3$$

$$\int_{T1}^{T2} Cp\, dT = a\,T + \frac{1}{2} b(T_2^2 + T_1^2) + \frac{1}{3} c(T_2^3 - T_1^3) + \frac{1}{4} d(T_2^4 - T_1^4)$$

$$\int_{25}^{100} Cp\, dT = 90{,}5870 \text{ kJ/kg}$$

$$H\ Ca(OH)_2 = m \times \int_{25}^{100} Cp\, dT$$

$$= 8.905{,}9017 \text{ kg} \times 90{,}5870 \text{ kJ/kg}$$

$$= 38.417{,}1141 \text{ kJ}$$

Entalpi masuk total = 152.043.1943 kJ

Entalpi keluar

$Q_{in} - (5\% \times Q_{in}) = Q_{out}$

153.036.937,0162 kJ = H Air + H Glukosa + H Xylosa + H $Ca(SO)_4$ + H Air + H $Ca(OH)_2$

$$153.036.937{,}0162 \text{ kJ} = (\text{m}\times \int_{T1}^{T2} Cp) + (\text{m}\times \text{cp}\times \Delta\text{T}) + (\text{m}\times \text{cp}\times \Delta\text{T}) + (\text{m}\times \int_{T1}^{T2} Cp)$$

$$+(\text{m}\times \int_{T1}^{T2} Cp) + (\text{m}\times \int_{T1}^{T2} Cp)$$

$$153.036.937{,}0162 \text{ kJ} = (\text{m}\times \int_{25}^{T2} Cp) + (\text{m}\times \text{cp}\times \Delta\text{T}) + (\text{m}\times \text{cp}\times \Delta\text{T}) + (\text{m}\times \int_{25}^{T2} Cp)$$

$$+(\text{m}\times \int_{25}^{T2} Cp) + (\text{m}\times \int_{25}^{T2} Cp)$$

Suhu keluar (T_2) didapatkan dengan menggunakan metode *goal seek* yaitu

96,25°C.

1) Cp air pada suhu 96,25°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,\text{dT} = a.(T_2 - T_1) + \frac{1}{2}.b.(T_2^2 - T_1^2) + \frac{1}{3}.c.(T_2^3 - T_1^3) + \frac{1}{4}.d.(T_2^4 - T_1^4)$$

$$\int_{25}^{96,25} Cp\,\text{dT} = 134{,}1955 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{H air} = \text{m} \times \int_{25}^{96,25} Cp\,\text{dT}$$

= 89.843,2526 kg × 134,1955 kJ/kg

= 12.056.561,9025 kJ

2) H Glukosa = m × cp × ΔT

= 24.368,75 × 1,12 kJ/kg.°C × (96,25-25)°C

= 1.944.706,9992 kJ

3) H Xylosa = m × cp × ΔT

= 28.790,49 kg × 1,45 kJ/kg. °C × (96,25-25)°C

= 2.974.541,0087 kJ

4) H $Ca(SO)_4$ = m × cp × ΔT

= 12.857,41 kg × 138,49 kJ/kg.°C × (96,25-25)°C

= 126.874.636,3120 kJ

5) Cp air pada suhu 96,25°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,\mathrm{dT} = a.(T_2 - T_1) + \frac{1}{2}b.(T_2^2 - T_1^2) + \frac{1}{3}c.(T_2^3 - T_1^3) + \frac{1}{4}d.(T_2^4 - T_1^4)$$

$$\int_{25}^{96,25} Cp\,\mathrm{dT} = 144{,}2266 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{H air} = \text{m} \times \int_{25}^{96,25} Cp\,\mathrm{dT}$$

= 4.128,4906 kg × 144,2651 kJ/kg

= 554.024.9384 kJ

6) T keluar $Ca(OH)_2$ = 96,25°C

Cp $Ca(OH)_2$ pada 96,25°C menggunakan persamaan berikut ini sesuai dengan data di tabel A.1

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,\mathrm{dT} = \mathrm{a+b(T)+c(T)^2+d(T)^3}$$

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,\mathrm{dT} = \mathrm{a.T} + \frac{1}{2}\mathrm{b}(T_2^2 + T_1^2) + \frac{1}{3}\mathrm{c}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{1}{4}\mathrm{d}(T_2^4 - T_1^4)$$

$$\int_{25}^{96,25} Cp\,\mathrm{dT} = 86{,}061 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{H } Ca(OH)_2 = \text{m} \times \int_{25}^{30} Cp\,\mathrm{dT}$$

= 8.905,9017 kg × 86,061 kJ/kg

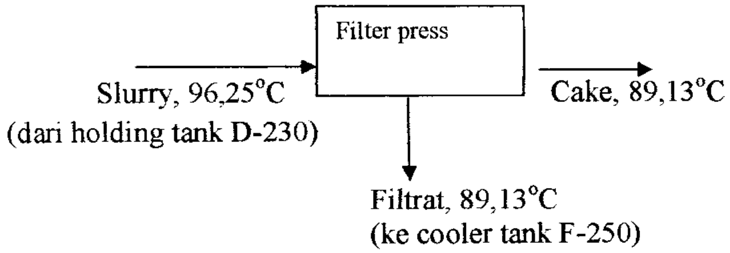
= 36.497,6524 kJ

Entalpi keluar total = 152.043.125,1943 kJ

Q loss = 10% × 153.036.937,0162 kJ = 7.651.846,8508 kJ

Masuk		Keluar	
Komponen	**Jumlah (kJ)**	**Komponen**	**Jumlah (kJ)**
Dari Tangki netralisasi (D-230):		**Ke *Rotary vacuum filter* (H-240):**	
Slurry:		*Slurry*:	
Air	13.646.777,0539	Air	12.957.789,1957
Glukosa	2.046.975,0000	Glukosa	1.944.700,5254
Xylosa	3.130.965,7875	Xylosa	2.974.531,1066
$Ca(SO)_4$	133.546.703,3175	$Ca(SO)_4$	126.874.213,9538
Air	627.098,7432	Air	595.438,2699
$Ca(OH)_2$	38.417,1141	$Ca(OH)_2$	36.497,6524
		Q loss	7.651.846,8508
Total	153.036.937,0162	**Total**	153.036.937,0162

8) ***Continues rotary vacuum Filter* (H-240)**



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

$Q_{in} = Q_{out} + (5\% \times Q_{in})$

$Q_{in} - (10\% \times Q_{in}) = Q_{out}$

Entalpi Masuk

Dari trial didapatkan suhu bahan masuk adalah: 96,25°C

1) Cp air pada suhu 96,25°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,\mathrm{dT} = a.(T_2 - T_1) + \frac{1}{2}.b.(T_2^{\,2} - T_1^{\,2}) + \frac{1}{3}.c.(T_2^{\,3} - T_1^{\,3}) + \frac{1}{4}.d.(T_2^{\,4} - T_1^{\,4})$$

$$\int_{25}^{96,25} Cp\,\mathrm{dT} = 144{,}2266 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{H air} = \text{m} \times \int_{25}^{96,25} Cp\,\mathrm{dT}$$

$= 89.843{,}2526 \text{ kg} \times 144{,}2651 \text{ kJ/kg}$

$= 12.957.789{,}1957 \text{ kJ}$

2) H Glukosa $= \text{m} \times \text{cp} \times \Delta\text{T}$

$= 24.368{,}75 \times 1{,}12 \text{ kJ/kg.°C} \times (96{,}25\text{-}25)\text{°C}$

$= 1.944.700{,}5254 \text{ kJ}$

3) H Xylosa $= \text{m} \times \text{cp} \times \Delta\text{T}$

$= 28.790{,}49 \text{ kg} \times 1{,}45 \text{ kJ/kg.°C} \times (96{,}25\text{-}25)\text{°C}$

$= 2.974.531{,}1066 \text{ kJ}$

4) H $Ca(SO)_4$ $= \text{m} \times \text{cp} \times \Delta\text{T}$

$= 12.857{,}41 \text{ kg} \times 138{,}49 \text{ kJ/kg. °C} \times (96{,}25\text{-}25)\text{°C}$

$= 126.874.213{,}9538 \text{ kJ}$

5) Cp air pada suhu 96,25°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,\mathrm{dT} = a.(T_2 - T_1) + \frac{1}{2}.b.(T_2^{\,2} - T_1^{\,2}) + \frac{1}{3}.c.(T_2^{\,3} - T_1^{\,3}) + \frac{1}{4}.d.(T_2^{\,4} - T_1^{\,4})$$

$$\int_{25}^{96,25} Cp\,\mathrm{dT} = 144{,}2266 \text{ kJ/kg}$$

$$H\ air = m \times \int_{25}^{96,25} Cp\, dT$$

$$= 4.128{,}4906\ kg \times 144{,}2651\ kJ/kg$$

$$= 595.438{,}2699\ kJ$$

6) T keluar $Ca(OH)_2$ = 96,25°C

Cp $Ca(OH)_2$ pada 96,25°C menggunakan persamaan berikut ini sesuai dengan data di tabel A.1

$$\int_{T1}^{T2} Cp\, dT = a+b(T)+c(T)^2+d(T)^3$$

$$\int_{T1}^{T2} Cp\, dT = a.T+\frac{1}{2}b(T_2^2+T_1^2)+\frac{1}{3}c(T_2^3-T_1^3)+\frac{1}{4}d(T_2^4-T_1^4)$$

$$\int_{25}^{96,25} Cp\, dT = 86{,}061\ kJ/kg$$

$$H\ Ca(OH)_2 = m \times \int_{25}^{30} Cp\, dT$$

$$= 8.905{,}9017\ kg \times 86{,}061\ kJ/kg$$

$$= 36.497{,}6524\ kJ$$

Entalpi masuk total = 145.383.170,7038 kJ

Q loss = 10% × 145.383.170,7038 kJ = 14.538.317,0704 kJ

Entalpi keluar

$Q_{in} - (5\% \times Q_{in}) = Q_{out}$

145.383.170,7038 kJ = H Air + H Glukosa + H Xylosa + H $Ca(SO)_4$ + H Air + H $Ca(OH)_2$

$$145.383.170{,}7038 \text{ kJ} = (m\times\int_{T1}^{T2} Cp) + (m\times cp\times\Delta T) + (m\times cp\times\Delta T) + (m\times\int_{T1}^{T2} Cp)$$

$$+(m\times\int_{T1}^{T2} Cp) + (m\times\int_{T1}^{T2} Cp)$$

$$145.383.170{,}7038 \text{ kJ} = (m\times\int_{25}^{T2} Cp) + (m\times cp\times\Delta T) + (m\times cp\times\Delta T) + (m\times\int_{25}^{T2} Cp)$$

$$+(m\times\int_{25}^{T2} Cp) + (m\times\int_{25}^{T2} Cp)$$

Suhu keluar (T_2) didapatkan dengan menggunakan metode *goal seek* yaitu

89,13°C.

1) Cp air pada suhu 89,13°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a.(T_2 - T_1) + \frac{1}{2}b.(T_2^2 - T_1^2) + \frac{1}{3}c.(T_2^3 - T_1^3) + \frac{1}{4}d.(T_2^4 - T_1^4)$$

$$\int_{25}^{89,13} Cp\,dT = 129{,}681 \text{ kJ/kg}$$

$$H\ air = m \times \int_{25}^{89,13} Cp\,dT$$

= 56.383,0459 kg × 129,681 kJ/kg

= 7.311.808,5134 kJ

2) H Glukosa = m × cp × ΔT

= 24.368,75 × 1,12 kJ/kg.°C × (89,13-25)°C

= 1.750.400,9598 kJ

3) H Xylosa = m × cp × ΔT

= 28.790,49 kg × 1,45 kJ/kg.°C × (89,13-25)°C

= 2.677.338,7655 kJ

4) H $Ca(SO)_4$ $= m \times cp \times \Delta T$

$= 12.857,41 \text{ kg} \times 138,49 \text{ kJ/kg.°C} \times (89,13\text{-}25)\text{°C}$

$= 114.197.915,2948 \text{ kJ}$

5) Cp air pada suhu 89,13°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a.(T_2 - T_1) + \frac{1}{2}b.(T_2^{\,2} - T_1^{\,2}) + \frac{1}{3}c.(T_2^{\,3} - T_1^{\,3}) + \frac{1}{4}d.(T_2^{\,4} - T_1^{\,4})$$

$$\int_{25}^{89,13} Cp\,dT = 129,681 \text{ kJ/kg}$$

H air $= m \times \int_{25}^{89,13} Cp\,dT$

$= 37.588,6973 \text{ kg} \times 129,681 \text{ kJ/kg}$

$= 4.874.539,0132 \text{ kJ}$

6) T keluar $Ca(OH)_2$ = 89,13°C

Cp $Ca(OH)_2$ pada 89,13°C menggunakan persamaan berikut ini sesuai dengan data di tabel A.1

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3$$

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a.T + \frac{1}{2}b(T_2^{\,2} + T_1^{\,2}) + \frac{1}{3}c(T_2^{\,3} - T_1^{\,3}) + \frac{1}{4}d(T_2^{\,4} - T_1^{\,4})$$

$$\int_{25}^{89,13} Cp\,dT = 77,4624 \text{ kJ/kg}$$

H $Ca(OH)_2$ $= m \times \int_{25}^{89,13} Cp\,dT$

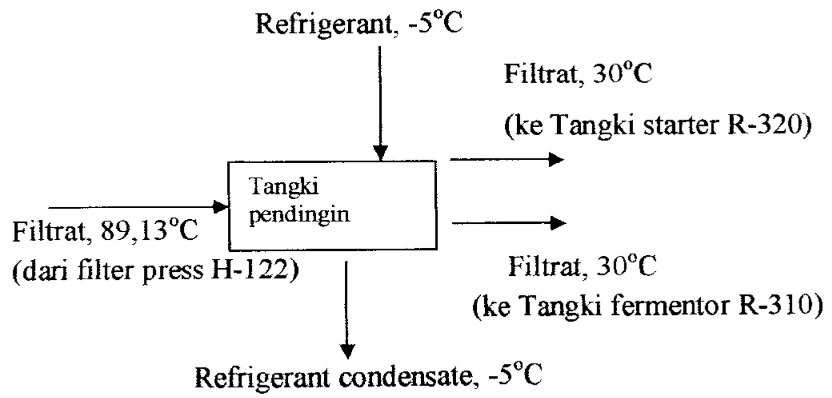
$= 424,0906 \text{ kg} \times 77,4624 \text{ kJ/kg}$

$= 32.851,0868 \text{ kJ}$

Entalpi keluar total = 130.844.853,6334 kJ

Masuk		Keluar	
Komponen	**Jumlah (kJ)**	**Komponen**	**Jumlah (kJ)**
Dari *holding tank*		**Ke Tangki Pendingin**	
(F-231):		**(F-250):**	
Slurry:		Filtrat:	
Air	12.957.789,1957	Air	7.311.808,5134
Glukosa	1.944.700,5254	Glukosa	1.750.400,9598
Xylosa	2.974.531,1066	Xylosa	2.677.338,7655
$Ca(SO)_4$	126.874.213,9538	**Ke pembuangan:**	
Air	595.438,2699	*Cake*:	
$Ca(OH)_2$	36.497,6524	$Ca(SO)_4$	114.197.915,2948
		Air	4.874.539,0132
		$Ca(OH)_2$	32.851,0868
		Q loss	14.538.317,0704
Total	145.383.170,7038	**Total**	145.383.170,7038

9) Tangki Pendingin (F-250)



Suhu bahan masuk adalah: 89,13°C

1) Cp air pada suhu 89,13°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a.(T_2 - T_1) + \frac{1}{2}.b.(T_2^2 - T_1^2) + \frac{1}{3}.c.(T_2^3 - T_1^3) + \frac{1}{4}.d.(T_2^4 - T_1^4)$$

$$\int_{25}^{89,13} Cp\, dT = 129,681 \text{ kJ/kg}$$

H air $= m \times \int_{25}^{89,13} Cp\, dT$

$= 56.383,0459$ kg × 129,681 kJ/kg

$= 7.311.808,5134$ kJ

2) H Glukosa $= m \times cp \times \Delta T$

$= 24.368,75 \times 1,12$ kJ/kg.°C × (89,13-25)°C

$= 1.750.400,9598$ kJ

3) H Xylosa $= m \times cp \times \Delta T$

$= 28.790,49$ kg × 1,45 kJ/kg.°C × (89,13-25)°C

$= 2.677.338,7655$ kJ

Entalpi total masuk = 11.739.548,2386 kJ

Q loss = 10% × 11.739.548,2386 = 1.173.954,8239

Entalpi keluar

1) Cp air pada suhu 30°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\, dT = a.(T_2 - T_1) + \frac{1}{2}.b.(T_2^{\,2} - T_1^{\,2}) + \frac{1}{3}.c.(T_2^{\,3} - T_1^{\,3}) + \frac{1}{4}.d.(T_2^{\,4} - T_1^{\,4})$$

$$\int_{25}^{30} Cp\, dT = 116,6717 \text{ kJ/kg}$$

H air $= m \times \int_{25}^{30} Cp\, dT$

$= 56.383,0459$ kg × 9,3480 kJ/kg

$= 527.066,1032$ kJ

2) H Glukosa $= m \times cp \times \Delta T$

$= 24.368,75 \times 1,12$ kJ/kg.°C $\times$ (30-25)°C

$= 136.465,0000$ kJ

3) H Xylosa $= m \times cp \times \Delta T$

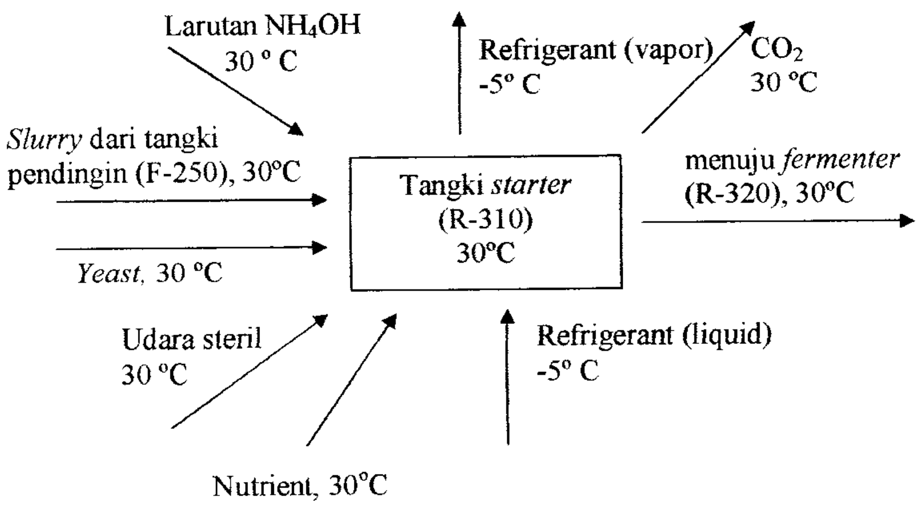
$= 28.790,49$ kg $\times 1,45$ kJ/kg.°C $\times$ (30-25)°C

$= 208.\ 731,0525$ kJ

Entalpi keluar total = 872.262,1557 kJ

Masuk		Keluar	
Komponen	**Jumlah (kJ)**	**Komponen**	**Jumlah (kJ)**
Dari *Filter press*		**Filtrat:**	
(H-122):		Air	527.066,1032
Filtrat:		Glukosa	136.465,0000
Air	7.311.808,5134	Xylosa	208. 731,0525
Glukosa	1.750.400,9598	**Panas yang diserap**	9.693.331,2590
Xylosa	2.677.338,7655		
Total	11.739.548,2386	**Total**	11.739.548,2386

10) Tangki Starter (R-310)



Data:

1. Reaksi yang terjadi:

   a. $0.6682\ C_6H_{12}O_6 + 1.2755\ O_2 + 0.171\ NH_3 \rightarrow CH_{1.703}N_{0.171}O_{0.469} + 3.0092\ CO_2 + 0.0731\ H_2O$

   b. $NH_4OH \rightarrow NH_3 + H_2O$

2. Penambahan yeast extract, Magnesium sulfat, Kalium chloride, antifoam dan urea pada suhu 30°C

3. T keluar = 30°C

Yang menuju tangki starter

$C_6H_{12}O_6$ = 0,2225 × 10.954,2656 kg = 2.437,2452 kg

$C_5H_{10}O_5$ = 0,2628 × 10.954,2656 kg = 2.878,7810 kg

H_2O = 0,5147 × 10.954,2656 kg = 5.638,1605 kg

Entalpi Masuk

❖ H Glukosa = m × cp × ΔT

= 2.437,2452 kg × 1,12 kJ/kg °C × (30-25) °C

= 13646,5000 kJ

❖ H Xylosa = m × cp × ΔT

= 2.878,7810 kg × 1,45 kJ/kg °C × (30-25) °C

= 20873,1050 kJ

❖ H H_2O $= m \times \int_{25}^{30} Cp\, dT$

= 5.638,1605 kg × 9,348 kJ/kg

= 52.705,5244 kJ

Entalpi masuk total = 176.619,28 kJ

1. Panas reaktan

1. H yeast extract $= m \times cp \times \Delta T$

$= \dfrac{73{,}9565 kg}{23{,}601 kg/kgmol} \times 8{,}6131$ kkal/kmol °C×(30-25)°C

= 134,9508 kkal × 4,184 kJ/kkal

= 564,6341 kJ

2. H Magnesium sulfat $= m \times cp \times \Delta T$

= 0,8701 kg × 0,2212 kkal/kg °C × (30-25) °C

= 0,9623 kkal × 4,184 kJ/kkal

= 4,0264 kJ

3. H Kalium klorida $= m \times cp \times \Delta T$

= 0,5220 × 0,164 kkal/kg °C × (30-25) °C

= 0,4280 kkal × 4,184 kJ/kkal

= 1,7909 kJ

4. H antifoam $= m \times cp \times \Delta T$

$= 0{,}2871.10^{-3}$ kg × 0.588 kkal/kg °C × (30-25) °C

$= 8{,}4407.10^{-4}$ kkal × 4,184 kJ/kkal

$= 3{,}5316.10^{-3}$ kJ

5. H Amonium Hidroksida $= m \times cp \times \Delta T$

= 71,0850 kg × 0,32 kkal/kg °C × (30-25) °C

= 113,7360 kkal × 4,184 kJ/kkal

= 475,8714 kJ

6. Udara steril:

- O2 $= m \times \int_{25}^{30} Cp\, dT$

$= 2.133,9520 \text{ kg} \times 4,5959 \text{ kJ/kg}$

$= 9.807,4299 \text{ kJ}$

- N2 $= m \times \int_{25}^{30} Cp \, dT$

$= 7.024,2592 \text{ kg} \times 5,1901 \text{ kJ/kg}$

$= 36.456,6077 \text{ kJ}$

- Air $= m \times \int_{25}^{30} Cp \, dT$

$= 172,0828 \text{ kg} \times 9,348 \text{ kJ/kg}$

$= 1.608,6300 \text{ kJ}$

Total panas reaktan $= 48.918,9939 \text{ kJ}$

3. Panas reaksi

3.1. Reaksi pembentukan biomassa

$0.6682\ C_6H_{12}O_6 + 1.2755\ O_2 + 0.171\ NH_3 \rightarrow CH_{1.703}N_{0.171}O_{0.469} + 3.0092\ CO_2 + 0.0731\ H_2O$

Panas yang dihasilkan dari pembentukan biomassa dapat dihitung sebagai berikut:

$H_{c,S} + H_{c,A} = H_{c,C} + Q_{ox}$, masing-masing dengan koefisien stoikiometrinya [8] dimana,

$H_{c,S}$ = panas pembakaran sumber karbon (glukosa)

$H_{c,A}$ = panas pembakaran sumber ammonia (NH_3)

$H_{c,C}$ = panas pembakaran biomassa, dapat dicari dengan menggunakan rumus RL (*reduction level*)

$$RL = \frac{2\ nC + 0,5\ nH - nO}{2\ nC}, \qquad \text{dan} \qquad H_{c,C} = RL \times 460 \times nC$$

nC = jumlah atom karbon pada satu molekul biomassa

nH = jumlah atom hidrogen pada satu molekul biomassa

nO = jumlah atom oksigen pada satu molekul biomassa

sehingga

$$RL = \frac{2\,nC + 0{,}5\,nH - nO}{2\,nC} = \frac{2 \times 1 + 0{,}5 \times 1{,}703 - 0{,}5}{2 \times 1} = 1{,}176$$

$H_{c,C} = 1{,}176 \times 460 \times 1 = 541$ kJ/mol

$H_{c,S} + 0{,}15\ H_{c,A} = H_{c,C} + Q_{ox}$

$Q_{ox} = -2{,}805 + 0{,}15 \times -382{,}6 - 541$

$Q_{ox} = -601{,}20$ kJ/mol (eksotermis)

= -601,20 kJ/mol × 0,60174 kmol

= -361.766,088 kJ

3.2. Reaksi penguraian NH_4OH

$NH_4OH \rightarrow NH_3 + H_2O$

NH_3 = 2,0310 kmol = 34,527 kg

Massa NH_4OH yang terurai = 2,0310 kmol × 35 kg/kmol

= 71,0850 kg

Massa air hasil penguraian = 2,0310 kmol × 18 kg/kmol

= 36,5580 kg

$\Delta Hf\ NH_3$ = -2911,7647 kJ/kg

$\Delta Hf\ H_2O$ = -15880 kJ/kg

$\Delta Hf\ NH_4OH$ = -10320 kJ/kg

$\Delta H_{rx} = \Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan}$

$= \Delta H\ (NH_3 + H_2O) - \Delta H\ NH_4OH$

= (-2.911,7647 kJ/kg ×34,527 kg + -15.880 kJ/kg × 36,5580 kg) –

(-10.320 kJ/kg × 71,0850kg)

= 52.521,6602 kJ (endotermis)

Total Panas Reaksi = -361.766,088 kJ + 52.521,6602 kJ

= -309.244,4278 kJ (eksotermis)

Entalpi keluar

1. H Xylosa = m × cp × ΔT

= 2.879,049 kg × 1,45 kJ/kg °C × (30-25) °C

= 20.873,105 kJ

2. H Air $= m \times \int_{25}^{30} Cp\,dT$

= 7.286,8108 kg × 9,348 kJ/kg

= 68.117,1074 kJ

3. H yeast extract = m × cp × ΔT

= 6,6347 kmol×8,6131 kkal/kmol°C × (30-25)°C

= 57.1453 kkal × 4,184 kJ/kkal

= 239,0961 kJ

4. H CO_2 $= m \times \int_{25}^{30} Cp\,dT$

= 2.978,8660 kg × 5,2756 kJ/kg

= 15.715,3055 kJ

5. H N_2 $= m \times \int_{25}^{30} Cp\,dT$

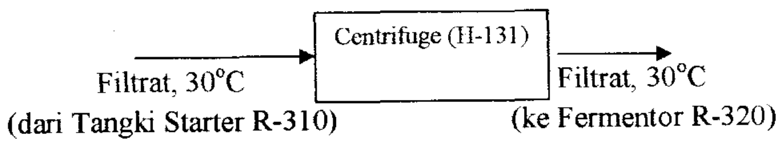
= 7.024,2592 kg × 5,1901 kJ/kg

= 36.456,6077 kJ

Entalpi keluar total = 141.401,2217 kJ

Masuk		Keluar	
Komponen	**Jumlah (kJ)**	**Komponen**	**Jumlah (kJ)**
Dari Tangki pendingin		**Ke *centrifuge***	
(F-250):		**(H-330):**	
Filtrat:		**Larutan:**	
Glukosa	13.646,5000	Xilosa	20.873,1050
Xilosa	20.873,1050	Air	68.117,1074
Air	52.705,5244	Yeast extract	239,0961
Yeast extract	564,6341	**Ke udara:**	
Nutrient:		CO_2	15.715,3055
Magnesium sulfat	4,0264	N_2	36.456,6077
Kalium chloride	1,7909		
Antifoam	0,0035	**Q serap**	**303.987,3294**
Amonium Hidroksida	475,8714		
Udara steril:			
O_2	9.807,4299		
N_2	36.456,6077		
Air	1.608,6300		
Panas reaksi total	309.244,4278		
Total	445.388,5511	**Total**	445.388,5511

11) Centrifuge (H-330)



Pada alat *Centrifuge* (H-131) ini tidak terjadi perubahan suhu karena suhu yang masuk sama dengan suhu keluar bahan dari alat *Centrifuge* (H-131) ini, yaitu 30°C.

1. Entalpi larutan masuk

1. Air $= m \times \int_{25}^{30} Cp \, dT$

$= 7.286{,}8108 \text{ kg} \times 9{,}348 \text{ kJ/kg}$

$= 68.117{,}1074 \text{ kJ}$

2. H Xilosa $= m \times cp \times \Delta T$

$= 2.878{,}7810 \text{ kg} \times 1{,}45 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} \times (30\text{-}25)^\circ\text{C}$

$= 20.871{,}1623 \text{ kJ}$

3. H yeast extract $= m \times cp \times \Delta T$

$= 6{,}6347 \text{ kmol} \times 8{,}6131 \text{ kkal/kmol}^\circ\text{C} \times (30\text{-}25)^\circ\text{C}$

$= 57.1453 \text{ kkal} \times 4{,}184 \text{ kJ/kkal}$

$= 239{,}0961 \text{ kJ}$

4. H NH_3 $= m \times \int_{25}^{30} Cp \, dT$

$= 34{,}5270 \text{ kg} \times 12{,}8850 \text{ kJ/kg}$

$= 444{,}8804 \text{ kJ}$

Entalpi larutan total masuk = 89.672,2462 kJ

2. Entalpi larutan masuk

1. Air $= m \times \int_{25}^{30} Cp \, dT$

$= 7.286{,}8108 \text{ kg} \times 9{,}348 \text{ kJ/kg}$

$= 68.117{,}1074 \text{ kJ}$

2. H Xilosa $= m \times cp \times \Delta T$

$= 2.878{,}7810 \text{ kg} \times 1{,}45 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C} \times (30\text{-}25)^\circ\text{C}$

$= 20.871{,}1623 \text{ kJ}$

3. H yeast extract $= m \times cp \times \Delta T$

$= 6{,}6347 \text{ kmol} \times 8{,}6131 \text{ kkal/kmol°C} \times (30\text{-}25)\text{°C}$

$= 57.1453 \text{ kkal} \times 4{,}184 \text{ kJ/kkal}$

$= 239{,}0961 \text{ kJ}$

4. H NH_3 $= m \times \int_{25}^{30} Cp \, dT$

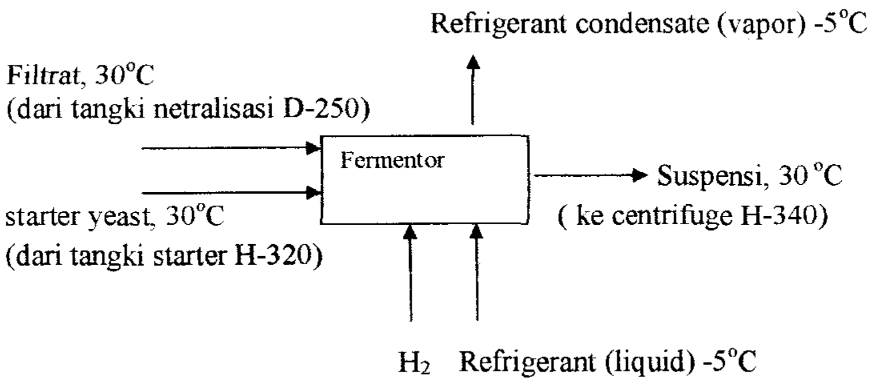
$= 34{,}5270 \text{ kg} \times 12{,}8850 \text{ kJ/kg}$

$= 444{,}8804 \text{ kJ}$

Entalpi larutan total masuk = 89.672,2462 kJ

MASUK		**KELUAR**	
Komponen	**Jumlah (kJ)**	**Komponen**	**Jumlah (kJ)**
Dari tangki Starter (R-121):		**Ke Tangki Fermentor (R-120):**	
Suspensi		**Larutan:**	
Xilosa	20.871,1623	Xilosa	20.871,1623
Air	68.117,1074	Air	68.117,1074
NH_3	444,8804	NH_3	444,8804
Yeast Extract	239,0961	**Endapan:**	
		Yeast Extract	239,0961
Total	**89.672,2462**	**Total**	**89.672,2462**

13. Tangki Fermentor (R-120)



Data:

1. Reaksi yang terjadi:

I. $C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_2H_5OH + 2\ CO_2$

II. $C_5H_{10}O_5 + H_2 \rightarrow C_5H_{12}O_5$

2. T_{masuk} yeast dari tangki starter = 30°C

Entalpi masuk

Suhu bahan masuk = 30°C

1) Cp air pada suhu 30°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a.(T_2 - T_1) + \frac{1}{2}.b.(T_2^{\,2} - T_1^{\,2}) + \frac{1}{3}.c.(T_2^{\,3} - T_1^{\,3}) + \frac{1}{4}.d.(T_2^{\,4} - T_1^{\,4})$$

$$\int_{25}^{30} Cp\,dT = 9{,}348\ \text{kJ/kg}$$

$$\text{H air} = m \times \int_{25}^{30} Cp\,dT$$

= 61.274,73 kg × 9,348 kJ/kg

= 572.796,1760 kJ

2) H Glukosa = m × cp × ΔT

= 21.931,8748 × 1,12 kJ/kg °C × (30-25) °C

= 122.818,4989 kJ

3) H Xylosa = m × cp × ΔT

= 25.911,6243 kg × 1,45 kJ/kg °C × (30-25) °C

= 187.859,2762 kJ

4) H *yeast extract* = m × cp × ΔT

= 6,6347×8,6131 kkal/kgmol°C × (30-25)°C

= 285,7267 kkal × 4,184 kJ/kkal

= 1.195,4804 kJ

5) T masuk berupa H_2 = 30°C

Cp H_2 pada 30°C menggunakan persamaan berikut ini sesuai dengan data di tabel A.1

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a+b(T)+c(T)^2+d(T)^3$$

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a.T+\frac{1}{2}b(T_2^2+T_1^2)+\frac{1}{3}c(T_2^3-T_1^3)+\frac{1}{4}d(T_2^4-T_1^4)$$

$$\int_{25}^{30} Cp\,dT = 28{,}84.(30-25)+\frac{1}{2}.0{,}00765.10^{-2}.(30^2+25^2)+\frac{1}{3}.0{,}3288.10^{-5}.(30^3-25^3)$$

$$+\frac{1}{4}.-0{,}8698.10^{-9}.(30^4-25^4)$$

= 144,2 + 0,011 + 0,0125 – 9,12.10^{-5}

= 144,224 J/mol

= 144,224 kJ/kmol

$$H\ H_2 = m \times \int_{25}^{30} Cp\,dT$$

$$= \frac{310{,}9394\text{ kg}}{2\text{ kg/kgmol}} \times 144{,}224\text{ kJ/kmol}$$

= 22.422,4620 kJ

Q input total = 907.091,8935 kJ

Reaksi Pertama

$C_6H_{12}O_6$ → $2C_2H_5OH + 2\ CO_2$

$\Delta H_f\ C_6H_{12}O_6$ $= -256{,}21$ kJ/g mol $= \dfrac{-256{,}21\ {}^{kJ}\!/_{mol}}{180\ {}^{g}\!/_{mol}} \times \dfrac{1000\,g}{kg} = -1423{,}39$ kJ/kg

$= -1423{,}39$ kJ/kg $\times$ 21931,875 kg

$= -31217611{,}56$ kJ

$\Delta H_f\ C_2H_5OH$ $= -277{,}63$ kJ/g mol $= \dfrac{-277{,}63\ {}^{kJ}\!/_{mol}}{46{,}1\ {}^{g}\!/_{mol}} \times \dfrac{1000\,g}{kg} = -6022{,}34$ kJ/kg

$= -6022{,}34$ kJ/kg $\times \dfrac{21931{,}875\,\text{kg}}{180\,kg\,/\,kgmol} \times 46{,}1$ kg/kgmol

$= -33827464{,}96$ kJ

$\Delta H_f\ CO_2$ $= -393{,}51$ kJ/g mol $= \dfrac{-393{,}51\ {}^{kJ}\!/_{mol}}{44\ {}^{g}\!/_{mol}} \times \dfrac{1000\,g}{kg} = -8943{,}41$ kJ/kg

$= -8943{,}41$ kJ/kg $\times \dfrac{21931{,}875\,\text{kg}}{180\,kg\,/\,kgmol} \times 44$ kg/kgmol

$= -47946738{,}94$ kJ

Panas Reaksi I $= -31217611{,}56$ kJ + $-33827464{,}96$ kJ + $-47946738{,}94$ kJ

$= -112991815{,}5$ kJ

Reaksi kedua

$C_5H_{10}O_5 + H_2 \rightarrow C_5H_{12}O_5$

$\Delta H_f\ C_5H_{12}O_5$ $= -227{,}55$ kkal/g mol $= -227{,}55$ kkal/g mol $\times$ 4,184 kJ/kkal

$= -952{,}07$ kJ/gmol

$= \dfrac{-952{,}07\ {}^{kJ}\!/_{mol}}{160\ {}^{g}\!/_{mol}} \times \dfrac{1000\,g}{kg} = -6347{,}13$ kJ/kg

$= -6347{,}13$ kJ/kg $\times$ 25911,44 kg

$= -164463278{,}2$ kJ

ΔH_f H_2 = -0,12 kJ/mol

$$= \frac{-0{,}12\,{}^{kJ}\!/_{mol}}{2\,{}^{g}\!/_{mol}} \times \frac{1000\,g}{kg} = -60 \text{ kJ/kg}$$

= -60 kJ/kg × 345,49 kg

= -20729,4 kJ

ΔH_f $C_5H_{10}O_5$ = -212,02 kkal/g mol = -212,02 kkal /g mol × 4,184 kJ/kkal

= -887,092 kJ/gmol

$$= \frac{-887{,}092\,{}^{kJ}\!/_{mol}}{150\,{}^{g}\!/_{mol}} \times \frac{1000\,g}{kg} = -5913{,}95 \text{ kJ/kg}$$

= -5913,95 kJ/kg × 25911,44 kg

= -153238960,6 kJ

Panas reaksi II = -182737078,8 kJ + -20729,4 kJ + -153238960,6 kJ

= -335996768,8 kJ

Panas Reaksi Total = -112991815,5 kJ + -335996768,8 kJ

= -448.988.584,3 kJ (eksotermis)

3. Entalpi larutan keluar

T keluar berupa Etanol 95% = 30°C

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a+b(T)+c(T)^2+d(T)^3$$

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a.T+\frac{1}{2}b(T_2^2+T_1^2)+\frac{1}{3}c(T_2^3-T_1^3)+\frac{1}{4}d(T_2^4-T_1^4)$$

$$\int_{25}^{30} Cp\,dT = 7{,}1147 \text{ kJ/kg}$$

1. H etanol $= m \times \int_{T1}^{T2} Cp\,dT$

= 11.209,625 kg × 7,1147 kJ/kg

= 79.753,1190 kJ

2. Air $= m \times \int_{25}^{30} Cp\, dT$

= 50.744,8854 kg × 9,348 kJ/kg

= 474.363,1887 kJ

3. H Xilosa = m × cp × ΔT

= 2591,1750 kg × 1,45 kJ/kg°C × (30-25)°C

= 18.786,0188 kJ

4. H Xilitol = m × cp × ΔT

= 23.320,4550 kg × 1,56 kJ/kg°C × (30-25)°C

= 181.899,5490 kJ

5. H *yeast extract* = m × cp × ΔT

= 6,6347×8,6131 kkal/kgmol°C × (30-25)°C

= 285,7267 kkal × 4,184 kJ/kkal

= 1.195,4804 kJ

Total Entalpi larutan keluar = 755.997,3559 kJ

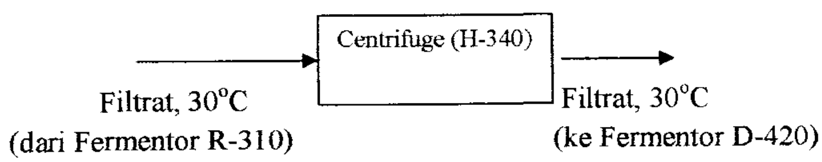
Q serap = ΔH masuk + ΔH reaksi – ΔH keluar

= 907.091,8935 + 448.988.584,3 – 755.997,3559

= 449.139.678,8 kJ

MASUK		**KELUAR**	
Komponen	**Jumlah (kJ)**	**Komponen**	**Jumlah (kJ)**
Dari tangki pendingin (F-123):		**Ke *Centrifuge* (H-131):**	
Filtrat:		**Suspensi:**	
		Etanol	79.753,1190
Air	572.796,1760	Air	474.363,1887
Glukosa	122.818,4989	Xilosa	18.786,0188
Xilosa	187.859,2762	Xilitol	181.899,5490
Dari tangki starter (R-121):		Yeast Extract	3.651,2622
Yeast Extract	1.195,4804	**Q serap**	449.139.678,8000
Dari tangki H_2:			
H_2	22.422,4620		
Panas Reaksi	448.988.584,3000		
Total	**449.895.676,2000**	**Total**	**449.895.676,2000**

14. Centrifuge (H-340)



Pada alat *Centrifuge* (H-131) ini tidak terjadi perubahan suhu karena suhu yang masuk sama dengan suhu keluar bahan dari alat *Centrifuge* (H-131) ini, yaitu 30°C.

1. Entalpi larutan masuk

T keluar berupa Etanol 95% = 30°C

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a+b(T)+c(T)^2+d(T)^3$$

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a.T+\frac{1}{2}b(T_2^2+T_1^2)+\frac{1}{3}c(T_2^3-T_1^3)+\frac{1}{4}d(T_2^4-T_1^4)$$

$$\int_{25}^{30} Cp\,dT = 7{,}1147 \text{ kJ/kg}$$

1. H etanol $= m \times \int_{T1}^{T2} Cp\,dT$

   $= 11.209{,}625 \text{ kg} \times 7{,}1147 \text{ kJ/kg}$

   $= 79.753{,}1190 \text{ kJ}$

2. Air $= m \times \int_{25}^{30} Cp\,dT$

   $= 50.744{,}8854 \text{ kg} \times 9{,}348 \text{ kJ/kg}$

   $= 474.363{,}1887 \text{ kJ}$

3. H Xilosa $= m \times cp \times \Delta T$

   $= 2591{,}1750 \text{ kg} \times 1{,}45 \text{ kJ/kg°C} \times (30\text{-}25)\text{°C}$

   $= 18.786{,}0188 \text{ kJ}$

4. H Xilitol $= m \times cp \times \Delta T$

   $= 23.320{,}4550 \text{ kg} \times 1{,}56 \text{ kJ/kg°C} \times (30\text{-}25)\text{°C}$

   $= 181.899{,}5490 \text{ kJ}$

5. H yeast extract $= m \times cp \times \Delta T$

   $= \dfrac{478{,}2470\text{kg}}{23{,}601\text{ kg/kgmol}} \times 8{,}6131 \text{ kkal/kgmol°C} \times (30\text{-}25)\text{°C}$

   $= 872{,}6726 \text{ kkal} \times 4{,}184 \text{ kJ/kkal}$

   $= 3.651{,}2622 \text{ kJ}$

Entalpi larutan total masuk = 758.453.1377 kJ

2. Entalpi larutan keluar

T keluar berupa Etanol 95% = 30°C

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a+b(T)+c(T)^2+d(T)^3$$

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a.T+\frac{1}{2}b(T_2^2+T_1^2)+\frac{1}{3}c(T_2^3-T_1^3)+\frac{1}{4}d(T_2^4-T_1^4)$$

$$\int_{25}^{30} Cp\,dT = 7{,}1147 \text{ kJ/kg}$$

1. H etanol $= m \times \int_{T1}^{T2} Cp\,dT$

   = 11.209,625 kg × 7,1147 kJ/kg

   = 79.753,1190 kJ

2. Air $= m \times \int_{25}^{30} Cp\,dT$

   = 50.744,8854 kg × 9,348 kJ/kg

   = 474.363,1887 kJ

3. H Xilosa = m × cp × ΔT

   = 2591,1750 kg × 1,45 kJ/kg°C × (30-25)°C

   = 18.786,0188 kJ

4. H Xilitol = m × cp × ΔT

   = 23.320,4550 kg × 1,56 kJ/kg°C × (30-25)°C

   = 181.899,5490 kJ

5. H yeast extract = m × cp × ΔT

   $= \frac{478{,}2470\text{kg}}{23{,}601\text{ kg/kgmol}} \times 8{,}6131 \text{ kkal/kgmol°C} \times (30-25)\text{°C}$

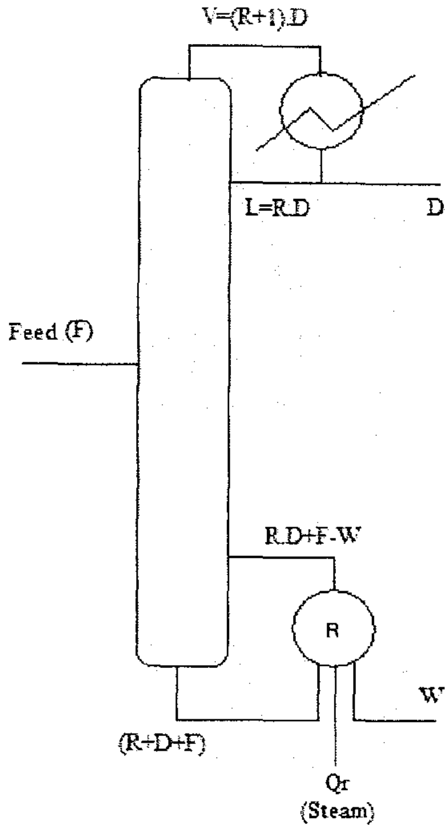
= 872,6726 kkal × 4,184 kJ/kkal

= 3.651,2622 kJ

Entalpi larutan keluar total = 758.453.1377 kJ

MASUK		KELUAR	
Komponen	**Jumlah (kJ)**	**Komponen**	**Jumlah (kJ)**
Dari tangki Fermentor (R-310):		**Ke Menara Distilasi (D-420):**	
Suspensi		**Larutan:**	
Etanol	79.753,1190	Etanol	79.753,1190
Air	474.363,1887	Air	474.363,1887
Xilosa	18.786,0188	Xilosa	18.786,0188
Xilitol	181.899,5490	Xilitol	181.899,5490
Yeast Extract	3.651,2622	**Endapan:**	
		Yeast Extract	3.651,2622
Total	**758.453.1377**	**Total**	**758.453.1377**

15. Menara Distilasi (D-420)



Gambar. Skema Menara Distilasi

Komponen masuk menara distilasi dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

Komponen	**Kg**	**Kmol**	X_A
C_2H_5OH	11.209,625	243,16	0,063
$C_5H_{10}O_5$	2591,144	17,27	$4,494\times10^{-3}$
$C_5H_{12}O_5$	23665,786	155,70	0,041
H_2O	61274,73	3404,15	0,886
Total	**98.741,285**	**3820,28**	1

Menghitung kondisi operasi pada bagian distilat

Komponen	Kg	BM (Kg/kmol)	Kmol	Fraksi mol
Etanol	11097,53	46,1	240,73	0,8812
Air	584,08	18	32,45	0,1188
Total	11681,61		273,18	1

❖ **Menghitung Dew Point dan Bubble Point pada produk atas**

Mencari tekanan uap dari Etanol dan Air menggunakan persamaan Antoine

$$\text{Ln } P^{sat} = A - \frac{B}{(C+T)}$$ [14]

Dimana: P^{sat} dalam mmHg

A, B,dan C merupakan konstanta, dan

T merupakan suhu dalam K

Konstanta-konstanta etanol adalah sebagai berikut:

A=18,5242

B= 3578,91

C=-50,50

Trial and error T didapatkan dengan metode *goal and seek* maka didapatkan:

T = 84,57°C = 357,57 K

$$\text{Ln } P^{sat} = A - \frac{B}{(C+T)}$$

$$= (18{,}5242 - \frac{3578{,}91}{(357{,}57 + (-50{,}50))})$$

$$P^{sat} = 962{,}0433 \text{ mmHg}$$

$$P^{sat} = 962{,}0433 \text{ mmHg} \times \frac{1\text{atm}}{760\text{mmHg}} = 1{,}2658 \text{ atm}$$

Sedangkan untuk air

A=18,3036

B=3816,44

C=-46,13

Maka:

$$\text{Ln } P^{sat} = A - \frac{B}{(C+T)}$$

$$= 18{,}3036 - \frac{3816{,}44}{(357{,}57 + (-46{,}13))}$$

P^{sat} = 423,8209 mmHg

$$P^{sat} = 423{,}8209 \text{ mmHg} \times \frac{1 \text{atm}}{760 \text{mmHg}} = 0{,}5577 \text{ atm}$$

Dengan menggunakan trial dan error maka didapatkan *dew point* 84,57°C

Komponen	Trial T°C	Y_D	P^{sat} (atm)	$K=\frac{P^{sat}}{P}$	$X=\frac{y}{K}$
Etanol	84,57	0,8812	1,2658	1,1508	0,7657
Air	84,57	0,1188	0,5577	0,507	0,2343
					1

Menentukan *bubble point* pada bagian produk atas:

Dengan menggunakan trial dan error didapatkan *bubble point* 82,69°C.

Komponen	Trial T°C	X	P^{sat} (atm)	$K=\frac{P^{sat}}{P}$	$Y=K \times X$
Etanol	82,69	0,8812	1,085	1,1784	0,95
Air	82,69	0,1188	0,475	0,5178	0,05
					1

Menghitung critical properties dari komponen di produk bawah:

Data ΔTc dan ΔPc didapat dari tabel 2-1 (*Ambrose group contribution for critical constants*), dan data ΔTb didapat dari tabel 2-2, Reid 1988.

Grup	Δ			Jumlah Grup	
	Tc (K)	Pc (bar)	Tb (K)	Xilosa	Xilitol
-CH-	0,0164	0,0020	21,74	3	3
-OH	0,0741	0,0112	92,88	4	5
$-CH_2-$	0,0189	0	22,88	1	2
CHO	0,0379	0,0030	72,24	1	-

❖ **Xilosa ($C_5H_{10}O_5$)**

Mencari titik didih xylose

Perhitungan Σb:

3 (-CH-) = 21,74×3 = 86,96

4 (-OH) = 92,88×4 = 371,52

1 ($-CH_2-$)= 22,88×1 = 22,88

1 (CHO)= 72,24×1 = 72,24

Σb = 531,86

Tb =198+Σb

=198+531,86= 729,86 K

Mencari Tc xylose

Perhitungan Σt

3 (-CH-) = 0,0164×3 =0,0492

4 (-OH) = 0,0741×4 =0,2964

1 ($-CH_2-$)= 0,0189×1 =0,0189

1 (CHO)= 0,0379×1 =0,0379

Σt =0,4024

Tc =Tb× (0,584+0,965×Σt-(Σt)^2)^-1

=729,86× (0,584+0,965×0,4024-(0,4024)^2)^-1

= 900,6278 K

Mencari Pc xylose

Perhitungan Σp

3 (-CH-) = 0,0020×3 =0,0060

4 (-OH) = 0,0112×4 =0,0448

1 ($-CH_2-$)= 0 ×1 =0

1 (CHO)= 0,0030×1 =0,0030

Σp =0,0538

Pc=(0,113+0,0032×na-Σp)^-2

=(0,113+0,0032×20-0,0538)^-2

=65,8837 bar

Trial T = 104,22°C = 377,22 K

$$Tr = \frac{T}{Tc} = \frac{377,28}{900,6278} = 0,4188$$

$$Tbr = \frac{Tb}{Tc} = \frac{729,86}{900,6278} = 0,8104$$

$$h = Tbr \times \frac{\ln(\frac{Pc}{1,01325})}{1 - Tbr}$$

$$h = 0,8104 \times \frac{\ln(\frac{65,8837}{1,01325})}{1 - 0,8104} = 17,844$$

$$\text{Ln } P_{VPR} = h \times 1 - \left(\frac{1}{Tr}\right)$$

$$\text{Ln } P_{VPR} = 17{,}844 \times \left(1 - \frac{1}{0{,}4188}\right)$$

P_{VPR} $= 1{,}7794 \times 10^{-11}$ bar $= 1{,}0677 \times 10^{-11}$ atm

❖ **Xilitol ($C_5H_{12}O_5$)**

Titik didih = 126°C = 379 K

Mencari Tc xylitol

Perhitungan Σt

3 (-CH-) = 0,0164×3=0,0492

5 (-OH) = 0,0741×5=0,3705

2 (-C-H_2) = 0,0189×2=0,0378

Σt = 0,4575

Tc = Tb[0,584 + 0,965×ΣT– (ΣT)^2]$^{-1}$

= 126+273× (0,584+0,965×0,4575-(0,4575)^2)^-1

= 488,862 K

Mencari Pc xylitol

Perhitungan Σp

3 (-CH-) = 0,0020×3=0,0060

5 (-OH) = 0,0112×5=0,0560

2 (-C-H_2) = 0,0 ×2=0

Σp = 0,0620

Pc =(0,113+0,0032×na-Σp)^-2

=(0,113+0,0032×12-0,0620)^-2

=125,1194 bar

Trial T = 104,22°C = 377,22 K

$$Tr = \frac{T}{Tc} = \frac{377{,}28}{488{,}862} = 0{,}7717$$

$$Tbr = \frac{Tb}{Tc} = \frac{379}{488{,}862} = 0{,}7753$$

$$h = Tbr \times \frac{\ln(\frac{Pc}{1{,}01325})}{1 - Tbr}$$

$$h = 0{,}775 \times \frac{\ln(\frac{125{,}1194}{1{,}01325})}{1 - 0{,}7753} = 16{,}6145$$

$$\text{Ln } P_{VPR} = h \times 1 - \left(\frac{1}{Tr}\right)$$

$$\text{Ln } P_{VPR} = 16{,}6145 \times \left(1 - \frac{1}{0{,}7717}\right)$$

P_{VPR} = 0,0073 bar = 0,0072 atm

Menara destilasi beroperasi pada tekanan 1bar

Komponen	$P_{operasi}$	P_{sat}	K	Y = K×X
Etanol	$1{,}1 \text{ atm} + \frac{5 \text{ psia}}{14{,}7} = 1{,}44 \text{ atm}$	2,5519	2,3199	0,0016
Air		1,1542	1,0493	0,9968
Xilosa		$1{,}068 \times 10^{-11}$	$1{,}618 \times 10^{-11}$	$7{,}975 \times 10^{-14}$
Xilitol		0,0073	0,0066	$2{,}9 \times 10^{-4}$
Jumlah				1

❖ **Menghitung rasio reflux minimum pada distilasi kolom**

Tekanan operasi = 1,22 atm

Suhu dari umpan masuk adalah pada titik didih

Light key = Etanol

Heavy key = Water

Overhead product = Etanol, water

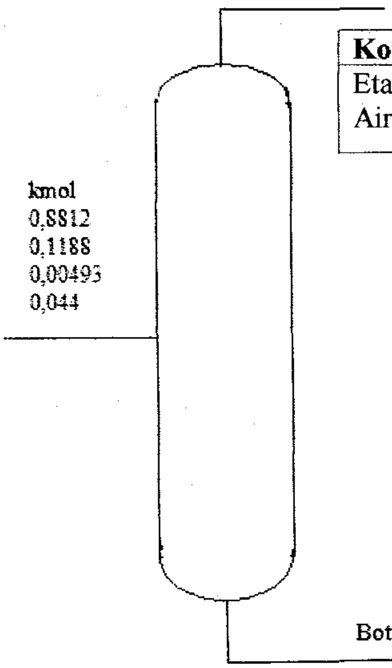
Bottom Product = Xilosa dan xilitol

Distilat

Komponen	Kmol	Fraksi mol
Etanol	240,73	0,8812
Air	32,45	0,1188

Feed:

Komponen	kmol
Etanol	0,8812
Air	0,1188
Xilosa	0,00493
Xilitol	0,044



Bottom Product

Komponen	Kmol	Fraksi mol
Etanol	2,43	0,000694
Air	3326,703	0,95
Xilosa	17,27	0,00493
Xilitol	155,70	0,044

Perhitungan:

- Suhu pada bagian atas = 84,57°C

  Pada suhu 84,57°C dan tekanan 1,1 atm (dari tabel) :

$$K_{etanol} = \frac{1,2658}{1,1\ \text{atm}} = 1,1508$$

$$K_{air} = \frac{0,5577}{1,1\ \text{atm}} = 0,507$$

$$(\alpha_{ij})_{bottom} = \frac{K_i}{K_j} = \frac{K_{etanol}}{K_{air}} = \frac{1,1508}{0,507} = 2,2698$$

- Suhu pada bagian bottom = 104,28°C

Pada suhu 104,28°C dan tekanan 1,44 atm (dari tabel) :

$$K_{etanol} = \frac{2,3199}{1,1 \text{ atm}} = 2,109$$

$$K_{air} = \frac{1,0493}{1,1 \text{ atm}} = 0,9539$$

$$K_{xilosa} = \frac{1,618.10^{-11}}{1,1 \text{ atm}} = 1,4709.10^{-11}$$

$$K_{xilitol} = \frac{0,0066}{1,1 \text{ atm}} = 0,006$$

$$(\alpha_{ij})_{etanol} = \frac{K_i}{K_j} = \frac{K_{etanol}}{K_{air}} = \frac{2,109}{0,9539} = 2,2109$$

$$(\alpha_{ij})_{air} = \frac{K_i}{K_j} = \frac{K_{air}}{K_{air}} = \frac{0,9539}{0,9539} = 1$$

$$(\alpha_{ij})_{xilosa} = \frac{K_i}{K_j} = \frac{K_{xilosa}}{K_{air}} = \frac{1,4709.10^{-11}}{0,9539} = 1,542.10^{-11}$$

$$(\alpha_{ij})_{air} = \frac{K_i}{K_j} = \frac{K_{xilitol}}{K_{air}} = \frac{0,0066}{0,9539} = 0,00692$$

$$\alpha_m = \sqrt{2,2698 \times 2,2109} = 2,24$$

$$N_{min} = \frac{\log\left[\left(\frac{d_i}{d_j}\right)\left(\frac{b_j}{b_i}\right)\right]}{\log \alpha_m}$$

$$N_{min} = \frac{\log\left[\left(\frac{240,73}{32,45}\right)\left(\frac{3326,703}{2,43}\right)\right]}{\log 2,24}$$

$= 11{,}439$

Cek suhu bagian atas

$$\sum \frac{x_{di}}{\alpha_{ij}} \propto K_j$$

$$\sum \frac{x_{di}}{\alpha_{ij}} = \frac{0{,}8812}{2{,}2698} + \frac{0{,}1188}{1} = 0{,}507$$

$K_j = 0{,}507$ (sesuai)

Cek suhu bagian atas

$$\sum \alpha_{ij}.x_{Bi} \propto K_j$$

$\sum \alpha_{ij}.x_{Bi} = (2{,}2109 \times 0{,}000694) + (1 \times 0{,}95) + (1{,}542.10^{-11} \times 0{,}00493) + ($

$0{,}00692 \times 0{,}044)$

$= 0{,}952$

$K_j = 0{,}95$ (sesuai)

Estimate Rmin

Pada suhu rata-rata dan tekanan rata-rata yaitu 94,4°C dan 1,27 atm.

Komponen	Xif	Xid	Ki (94,4°C)	αi (94,4°C)
Etanol	0,063	0,8812	1,7357	2,23
Air	$4{,}494 \times 10^{-3}$	0,1188	0,7783	1
Xilosa	0,041	0	$5{,}15.10^{-12}$	$6{,}617.10^{-12}$
Xilitol	0,886	0	$3{,}57.10^{-3}$	$4{,}5869.10^{-3}$

Untuk menentukan harga Rm dapat menggunakan persamaan dalam buku geankoplis 4th edition, yaitu sebagai berikut.

$$1-q=\sum\frac{\alpha_i . x_{if}}{\alpha_i-\theta} \qquad \text{(eq 11.7-19)}$$

1-q= 1–0= 1

$$=\frac{2{,}23(0{,}063)}{2{,}23-\theta}+\frac{1(4{,}494.10^{-3})}{1-\theta}+\frac{6{,}617.10^{-12}(0{,}041)}{6{,}617.10^{-12}-\theta}+\frac{4{,}5869.10^{-3}(0{,}886)}{4{,}5869.10^{-3}-\theta}$$

$$1=\frac{0{,}1405}{2{,}23-\theta}+\frac{4{,}494.10^{-3}}{1-\theta}+\frac{2{,}713.10^{-13}}{6{,}617.10^{-12}-\theta}+\frac{4{,}064.10^{-3}}{4{,}5869.10^{-3}-\theta}$$

Dengan menggunakan trial dan error digunakan θ antara 1 dan 2,23 sehingga ditrial $\theta = 2{,}09$

θ **(trial)**	$\frac{0{,}1405}{2{,}23-\theta}$	$\frac{4{,}494.10^{-3}}{1-\theta}$	$\frac{2{,}713.10^{-13}}{6{,}617.10^{-12}-\theta}$	$\frac{4{,}064.10^{-3}}{4{,}5869.10^{-3}-\theta}$	**∑(jumlah)**
2,09	1,0036	-4,1229E-3	-1,2981E-13	-1,9445E-3	0,9994

Nilai θ = 2,09 disubstitusikan ke dalam persamaan Eq (11,7-20), sebagai berikut:

$$(Rm + 1) \qquad = \sum\frac{\alpha_{i.} x_{iD}}{\alpha_{i.}-\theta}$$

(Rm + 1) =

$$\frac{2{,}23(0{,}8812)}{2{,}23-2{,}09}+\frac{1(0{,}1188)}{1-2{,}09}+\frac{6{,}617.10^{-12}(0)}{6{,}617.10^{-12}-2{,}09}+\frac{4{,}5869.10^{-3}(0)}{4{,}5869.10^{-3}-2{,}09}$$

(Rm + 1) = 14,0363 – 0,1089 + 0 + 0

Rm = 12,9274

$$R = 1{,}5 \times 12{,}9274 = 19{,}3911 = \frac{L}{D}$$

Neraca Energi pada Heater

Data:

1.T masuk heater= 303 K

2.T keluar heater= 351,5 K

T keluar berupa Etanol 95% = 78,5°C

Cp etanol diambil dari buku himmelblauw 1982, dan λ etanol pada suhu 78,5°C diambil dari buku Perry edisi 5.

Entalpi uap etanol pada suhu 78,5 =240,73 kmol×1533,9837 $\frac{\text{kkal}}{\text{kmol}}$ = 369.275,8961 kkal

=

1.545.050,349 kJ

Entalpi air didapatkan pada appendix A.2-9 Geankoplis = 205.516,82 kJ

1. H etanol $= m \times \int_{T1}^{T2} Cp\, dT$

   $= 1.545.050{,}349$ kJ

2. Air $= m \times \int_{30}^{78{,}5} Cp\, dT$

   = 61274,73 kg × 108,0109 kJ/kg

   = 6.618.338,735 kJ

3. H Xilosa = m × cp × ΔT

   = 2591,1750 kg × 1,45 kJ/kg°C × (78,5-30)°C

   = 182.224,3819 kJ

4. H Xilitol = m × cp × ΔT

   = 23.320,4550 kg × 1,56 kJ/kg°C × (78,5-30)°C

   = 1.764.425,625 kJ

Entalpi larutan keluar total = 10.110.039.09 kJ

Heat balance in heater

Panas masuk = Panas Keluar

Panas pada feed 30°C + Panas steam 140°C = Panas pada produk atas 84,57°C + Panas steam 140°C

754.801,8755 kJ + m × 2.144,77 kJ/kg = 1.925.259,73 kJ + m × 589,13 kJ/kg

1.170.457,855 kJ = 1.555,64 kJ/kg × m

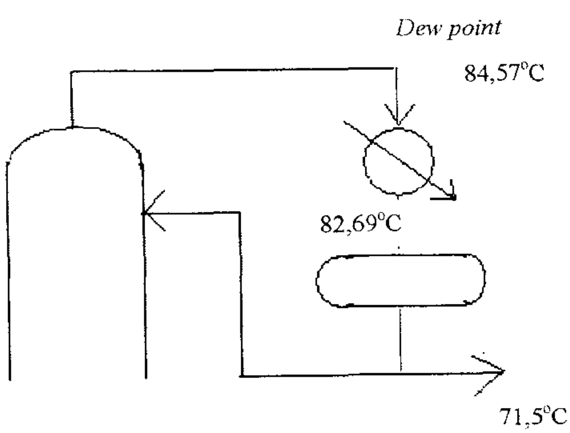
$$m = \frac{1.170.457{,}855\ \text{kJ}}{1.555{,}64\ \text{kJ/kg}} = 752{,}3963\ \text{kg}$$

Panas di heater

Qc = 4.115.542,015 kJ - 752,3963 kg × 482,48 kJ/kg

= 3.752.525,848 kJ

Menghitung Neraca Panas di Kondenser



$$R = \frac{L}{D}$$

L = R×D

$L = 19{,}3911 \times 273{,}18$ kmol = 5.297,2607 kmol

Produk atas (D) meliputi:

H_2O : 32,45 kmol

Etanol : 240,73 kmol +

273,18 kmol

$X_{etanol} = 0{,}8812$ $X_{H2O} = 0{,}1188$

$V = L + D$

$V = 5.297{,}2607$ kmol + 273,18 kmol

$V = 5.570{,}4407$ kmol

Total kondenser:

H_2O = 0,1188 × 273,18 kmol = 32,45 kmol = 584,1 kg

Etanol = 0,8812 × 273,18 kmol = 240,73 kmol = 11097,653 kg

Heat Balance in kondenser:

Entalpi uap etanol pada suhu 84,57°C masuk kondenser

Hv etanol pada suhu 84,57°C $= Cp.\Delta T + \lambda$

$$= 28{,}58722\ \frac{\text{kcal}}{\text{kmol°C}}.(84{,}57\text{-}25)°\text{C} + 4{,}4839\ \frac{\text{kcal}}{\text{kmol}}$$

$$= 1707{,}425\ \frac{\text{kcal}}{\text{kmol}}$$

Cp etanol diambil dari buku himmelblauw 1982, dan λ etanol pada suhu 84,57°C diambil dari buku Perry edisi 5.

Entalpi uap etanol pada suhu 84,57 = 240,73 kmol × 1707,425 $\frac{\text{kcal}}{\text{kmol}}$ = 411028,42 kkal

=

1.719.742,91 kJ

Komponen	m (kmol)	Hv (kkal/kmol)	m.Hv (kJ)
Etanol	240,73	1707,425	1.719.742,91
Air	32,45	1518,7861	205.516,82
Total			1.925.259,73

Entalpi air didapatkan pada appendix A.2-9 Geankoplis

Entalpi air pada 30°C = m.H_L = m.125,79 kJ/kg

Entalpi air pada 49°C = m.H_L = m.197,74 kJ/kg

Entalpi etanol keluar kondenser:

Entalpi uap etanol = *bubble point* = 82,69°C masuk kondenser

Hv etanol pada suhu 82,69°C $= Cp \times \Delta T$

$$= 27{,}258 \ \frac{\text{kcal}}{\text{kmol}^\circ\text{C}} \times (82{,}69\text{-}25)^\circ\text{C}$$

$$= 1572{,}5140 \ \frac{\text{kcal}}{\text{kmol}}$$

Entalpi air pada suhu 82,69°C $= Cp.\Delta T = 17{,}94 \frac{\text{kcal}}{\text{kmol}^\circ\text{C}} \times (82{,}69\text{-}25)^\circ\text{C}$

$$= 1034{,}9586 \frac{\text{kcal}}{\text{kmol}}$$

Komponen	M (kmol)	Hv (kkal/kmol)	m.Hv (kJ)
Etanol	240,73	1.572,5140	1.583.858,6190
Air	32,45	1.034,9586	140.517,1571
Total			1.724.375,7761

Neraca Panas pada kondenser:

Panas Masuk = Panas Keluar

Panas uap etanol 84,57°C + Panas air 30°C = Panas etanol 82,69°C + Panas air 49°C

1.925.259,73 kJ + m.125,79 kJ/kg = 1.583.858,6190 kJ + m.205,154 kJ/kg

341.401,1113 = m.79,364

m = 4.301,7125 kg

Heat loss = 1.925.259,73 kJ - 1.583.858,6190 kJ = 341.401,1113 kJ

Cp air pada suhu 30°C = 4,181 kJ/kg.K

Panas di kondenser

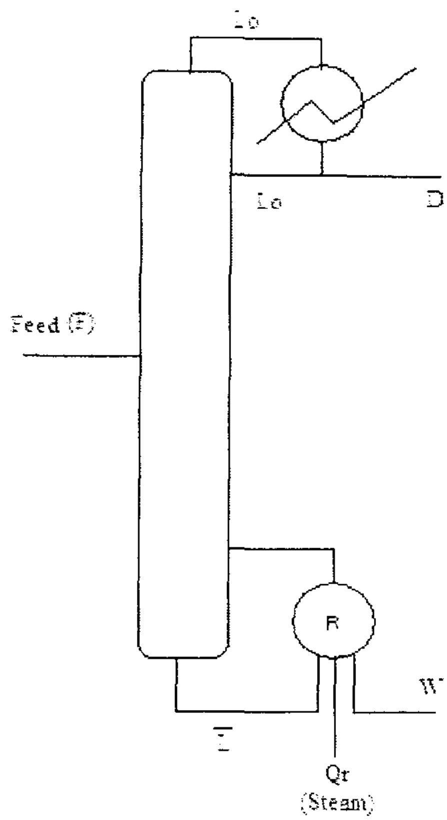
Qc = m.cp.ΔT

= 4.301,7125 kg . 4,181 kJ/kg.K . (303-298) K

= 89.927,2998 kJ/hari

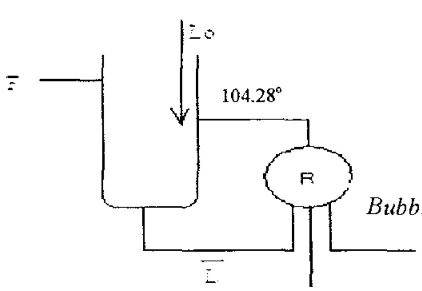
Masuk		**Keluar**	
Panas uap etanol	1.925.259,73	**Panas etanol**	1.583.858,6190
		Q loss	341.401,1113
	1.925.259,73		1.925.259,73

Perhitungan Neraca Panas pada Reboiler



Gambar. Menara distilasi

Suhu pada bagian bawah = 104,28°C



Komponen	Kmol	Fraksi mol
Etanol	2,43	0,000694
Air	3326,703	0,95
Xilosa	17,27	0,00493
Xilitol	155,70	0,044
Total	3502,103	1

Bubble point

Suhu masuk reboiler = suhu rata-rata $\dfrac{71,5 + 78,5}{2} = 75^{\circ}$ C

Lo = 3502,103 kmol, X_{etanol} = 0,8812 dan X air = 0,1188

In the Lo, ethanol : 0,8812 × 3502,103 kmol = 3086,053 kmol

Water : 0,1188 × 3502,103 kmol = 416,05 kmol

L = F + Lo

Komponen	F (kmol)	Lo (kmol)	L (kmol)	L (kg)	H (kJ)
Etanol	243,1600	3.086,053	3.329,2130	153.476,7193	11.480.181,3900
Air	3.404,1500	416,05	3.820,2000	68.763,6000	6.459.927,6380
Xilosa	17,2700	0	17,2700	2.590,5000	187.811,2500
Xilitol	155,7000	0	155,7000	23.666,4000	1.845.979,2000
Total	**3820,28**				19.973.899,4780

1. Etanol

Cp etanol pada suhu 75°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a+b(T)+c(T)^2+d(T)^3$$

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a.T+\frac{1}{2}b(T_2^2+T_1^2)+\frac{1}{3}c(T_2^3-T_1^3)+\frac{1}{4}d(T_2^4-T_1^4)$$

$$\int_{25}^{75} Cp\,dT = 74{,}8008 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{H etanol} = \int_{25}^{75} Cp\,dT \times L$$

$$= 74{,}8008 \text{ kJ/kg} \times 153.476{,}7193 \text{ kg} = 11.480.181{,}3900 \text{ kJ}$$

2. Air

Cp air pada suhu 75°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a.(T_2-T_1)+\frac{1}{2}.b.(T_2^2-T_1^2)+\frac{1}{3}.c.(T_2^3-T_1^3)+\frac{1}{4}.d.(T_2^4-T_1^4)$$

$$\int_{25}^{75} Cp\,dT = 93{,}9440 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{H air} = \int_{25}^{75} Cp\,dT \times L$$

= 93,9440 kJ/kg × 68.763,6000 kg = 6.459.927,6380 kJ

3. Xilitol

H xilosa = L × Cp × ΔT

= 2.590,5000 kg × 1,45 kJ/kg.°C × (75-25)°C

= 187.811,2500 kJ

4. Xilitol

H xilosa = L × Cp × ΔT

= 23.666,4000 kg × 1,56 kJ/kg°C × (75-25)°C

= 1.845.979,2000 kJ

Suhu keluar reboiler = 104,28°C

Lo = 3502,103 kmol, X_{etanol} = 0,8812 dan X air = 0,1188

Pada Lo, etanol : 0,8812 × 3502,103 kmol = 3086,053 kmol

air : 0,1188 × 3502,103 kmol = 416,05 kmol

Produk Bawah (W)

Komponen	Kmol	W (Kg)	H (kJ)
Etanol	2,4300	112,0230	13.697,0186
Air	3.326,7030	59.880,6540	8.949.684,7020
Xilosa	17,2700	2.590,5000	297.793,5180
Xilitol	155,7000	23.666,4000	2.926.984,6200
Total	3.502,1030		12.188.159,8586

1. Etanol

Cp etanol pada suhu 104,28°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\, dT = a+b(T)+c(T)^2+d(T)^3$$

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a.T + \frac{1}{2}b(T_2^2+T_1^2) + \frac{1}{3}c(T_2^3-T_1^3) + \frac{1}{4}d(T_2^4-T_1^4)$$

$$\int_{25}^{104,28} Cp\,dT = 122{,}2697 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{H etanol} = \int_{25}^{104,28} Cp\,dT \times W$$

$$= 122{,}2697 \text{ kJ/kg} \times 112{,}0230 \text{ kg} = 13.697{,}0186 \text{ kJ}$$

2. Air

Cp air pada suhu 104,28°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,dT = a.(T_2 - T_1) + \frac{1}{2}.b.(T_2^2 - T_1^2) + \frac{1}{3}.c.(T_2^3 - T_1^3) + \frac{1}{4}.d.(T_2^4 - T_1^4)$$

$$\int_{25}^{75} Cp\,dT = 93{,}9440 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{H air} = \int_{25}^{104,28} Cp\,dT \times W$$

$$= 149{,}4587 \text{ kJ/kg} \times 59.880{,}6540 \text{ kg} = 8.949.684{,}7020 \text{ kJ}$$

3. Xilitol

H xilosa = W × Cp × ΔT

= 2.590,5000 kg × 1,45 kJ/kg.°C × (104,28-25)°C

= 297.793,5180 kJ

4. Xilitol

H xilosa = W × Cp × ΔT

= 23.666,4000 kg × 1,56 kJ/kg°C × (104,28-25)°C

= 2.926.984,6200 kJ

V = L – W

Komponen	L (Kg)	W (Kg)	V (Kg)	H (kJ)
Etanol	153.476,7193	112,0230	153.364,6963	18.751.855,4100
Air	68.763,6000	59.880,6540	8.882,9460	1.327.633,5610
Xilosa	2.590,5000	2.590,5000	0	
Xilitol	23.666,4000	23.666,4000	0	
Total				20.079.488,9710

1. Etanol

Cp etanol pada suhu 104,28°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,\mathrm{dT} = a+b(T)+c(T)^2+d(T)^3$$

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,\mathrm{dT} = a.T+\frac{1}{2}b(T_2^2+T_1^2)+\frac{1}{3}c(T_2^3-T_1^3)+\frac{1}{4}d(T_2^4-T_1^4)$$

$$\int_{25}^{104,28} Cp\,\mathrm{dT} = 122,2697 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{H etanol} = \int_{25}^{104,28} Cp\,\mathrm{dT} \times \text{W}$$

$$= 122,2697 \text{ kJ/kg} \times 153.364,6963 \text{ kg} = 18.751.855,4100 \text{ kJ}$$

2. Air

Cp air pada suhu 104,28°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,\mathrm{dT} = a.(T_2-T_1)+\frac{1}{2}b.(T_2^2-T_1^2)+\frac{1}{3}c.(T_2^3-T_1^3)+\frac{1}{4}d.(T_2^4-T_1^4)$$

$$\int_{25}^{104,28} Cp\,\mathrm{dT} = 93,9440 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{H air} = \int_{25}^{104,28} Cp\,\mathrm{dT} \times \text{W}$$

$$= 149,4587 \text{ kJ/kg} \times 8.882,9460 \text{ kg} = 1.327.633,5610 \text{ kJ}$$

Neraca Energi pada reboiler:

Panas masuk = Panas Keluar

Panas pada L + Panas steam 148°C = Panas pada V + Panas pada W (bottom) + Panas air 148°C + Q loss (5%×Panas steam 148°C)

19.973.899,4780 kJ + m×2.120,448 kJ/kg = 20.079.488,9710 kJ + 12.188.159,8586 kJ + m×632,20 kJ/kg + 0,05×m×2.120,448 kJ/kg

m×2.120,448 kJ/kg - m×632,20 kJ/kg - 0,05×m×2.120,448 kJ/kg = 12.293.749,3500 kJ

1.382,2256 kJ/kg×m = 12.293.749,3500 kJ

$$m = \frac{12.293.749{,}3500\ \text{kJ}}{1.382{,}2256\ \text{kJ/kg}} = 8.894{,}1699\ \text{kg}$$

Untuk supply panas yang dibutuhkan, menggunakan saturated steam pada tekanan 198,53 kPa, 148°C, H_v = 2.744,02 kJ/kg

Panas steam pada suhu 148°C = m × $\lambda_{148^\circ C}$

= 8.894,1699 kg × 2.120,448 kJ/kg

= 18.859.624,78 kJ

Panas air pada suhu 148°C = m × $H_{L148^\circ C}$

= 8.894,1699 kg × 632,20 kJ/kg

= 5.622.894,211 kJ

Heat loss steam = 5% × (m × $\lambda_{148^\circ C}$)

= 0,05 × (8.894,1699 kg × 2.120,448 kJ/kg)

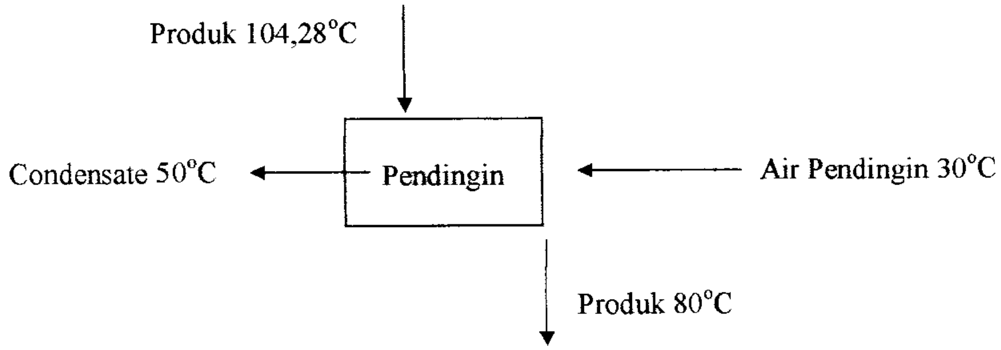
= 942.980,9207 kJ

Q reboiler = 24.405.771,86 kJ - 5.622.892,314 kJ

= 18.782.879,55 kJ

Masuk		Keluar	
Komponen	**Jumlah (kJ)**	**Komponen**	**Jumlah (kJ)**
Panas pada L	19.973.899,4780	Panas pada V	20.079.488,9710
Panas steam pada 148°C	18.859.624,7800	Panas pada W (bottom)	12.188.159,8586
		Panas air pada 148°C	5.622.892,3140
		Heat loss	942.980,9207
Total	38.833.524,2580	**Total**	38.833.524,2580

Pendingin Produk



Panas masuk pendingin (produk bottom) = 12.188.159,8586 kJ

Produk masuk pendingin pada suhu 135°C dan keluar pendingin pada suhu 80°C.

Panas keluar dari pendingin pada suhu 80°C:

Komponen	M (kmol)	Massa (Kg)	H (kJ)
Etanol	2,43	112,0230	9.266,4529
H_2O	3326,703	59.880,6540	6.191.473,9940
Xilosa	17,27	2.590,5000	206.592,3750
Xilitol	155,70	23.666,4000	2.030.577,1200
			8.437.909,9419

1. Etanol

Cp etanol pada suhu 80°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,\mathrm{dT} = \mathrm{a+b(T)+c(T)^2+d(T)^3}$$

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,\mathrm{dT} = \mathrm{a.T} + \frac{1}{2}\mathrm{b(T_2^2+T_1^2)} + \frac{1}{3}\mathrm{c(T_2^3-T_1^3)} + \frac{1}{4}\mathrm{d(T_2^4-T_1^4)}$$

$$\int_{25}^{80} Cp\,\mathrm{dT} = 82{,}7192\ \mathrm{kJ/kg}$$

$$\text{H etanol} = \int_{25}^{80} Cp\,\mathrm{dT} \times \mathrm{W}$$

$$= 82{,}7192\ \mathrm{kJ/kg} \times 112{,}0230\ \mathrm{kg} = 9.266{,}4529\ \mathrm{kJ}$$

2. Air

Cp air pada suhu 104,28°C dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$\int_{T1}^{T2} Cp\,\mathrm{dT} = a.(T_2 - T_1) + \frac{1}{2}.b.(T_2^{\,2} - T_1^{\,2}) + \frac{1}{3}.c.(T_2^{\,3} - T_1^{\,3}) + \frac{1}{4}.d.(T_2^{\,4} - T_1^{\,4})$$

$$\int_{25}^{80} Cp\,\mathrm{dT} = 103{,}3969\ \mathrm{kJ/kg}$$

$$\text{H air} = \int_{25}^{80} Cp\,\mathrm{dT} \times \mathrm{W}$$

$$= 103{,}3969\ \mathrm{kJ/kg} \times 59.880{,}6540\ \mathrm{kg} = 6.191.473{,}9940\ \mathrm{kJ}$$

3. Xilitol

H xilosa $= \mathrm{W \times Cp \times \Delta T}$

$= 2.590{,}5000\ \mathrm{kg} \times 1{,}45\ \mathrm{kJ/kg.^{\circ}C} \times (80\text{-}25)^{\circ}\mathrm{C}$

$= 206.592{,}375$ Kj

4. Xilitol

H xilosa $= W \times Cp \times \Delta T$

$= 23.666{,}4000$ kg $\times$ 1,56 kJ/kg°C $\times$ (80-25)°C

$= 2.030.577{,}12$ kJ

Entalpi H_2O pada suhu 30°C = m × $H_{L30°C}$ = m × 125,79 kJ/kg

Entalpi H_2O pada suhu 50°C = m × $H_{L49°C}$ = m × 209,33 kJ/kg

($H_{L30°C}$ and $H_{L50°C}$ dari Geankoplis appendix A.2-9)

Neraca panas pada pendingin:

Panas masuk = Panas keluar

Panas produk 104,28°C + panas air 30°C = panas produk 80°C + Panas pada air 50°C

12.188.159,8586 kJ + m × 125,79 kJ/kg = 8.437.909,9419 kJ + m × 209,33 kJ/kg

3.750.249,9090 kJ = 83,54 kJ/kg × m

$$m = \frac{3.750.249{,}9090\ \text{kJ}}{83{,}54\ \text{kJ/kg}} = 44.891{,}6676\ \text{kg}$$

Entalpi H_2O pada suhu 30°C = m × $H_{L30°C}$

= 44.891,6676 kg × 125,79 kJ/kg

= 5.646.922,867 kJ

Entalpi H_2O pada suhu 50°C = m × $H_{L49°C}$

= m × 209,33 kkal/kg

= 44.891,6676 kg × 209,33 kJ/kg

= 9.397.172,7790 kJ

Masuk		Keluar	
Komponen	**Jumlah (kJ)**	**Komponen**	**Jumlah (kJ)**
Panas produk bawah		Panas produk bawah 80°C	
104,28°C	12.188.159,8586	Panas air pada 50°C	8.437.909,9419
Panas air pada 30°C	5.646.922,867		9.397.172,7790
Total	17.835.082,7256	**Total**	17.835.082,7256

APPENDIX C

SPESIFIKASI ALAT

APPENDIX C

SPESIFIKASI ALAT

1. Tempat Penyimpan Tongkol Jagung dan $Ca(OH)_2$ (F-110)

Fungsi : Menampung tongkol jagung dan padatan $Ca(OH)_2$

Tipe : Gedung dengan konstruksi beton

Dasar Pemilihan : Cocok untuk menampung padatan dengan kapasitas besar

Kondisi operasi : T = 30°C, P = 1 atm

Lama penyimpanan : 3 hari untuk tongkol jagung, dan 30 hari untuk $Ca(OH)_2$

Densitas tongkol jagung : 560 kg/m^3 (Bulk density tongkol jagung)

Densitas Kalsium Hidroksida : 2211 kg/m^3

(http://en.wikipedia.org/wiki/Calcium_hydroxide)

Perhitungan :

Bulk density dari tongkol jagung diketahui sebesar 560 kg/m^3, sehingga volume tongkol jagung telah diperhitungkan fraksi ruang kosong.

Volume tongkol jagung $= \dfrac{77.008\ kg/hari \times 7\ hari}{560 kg/m^3} = 962{,}6\ m^3/3hari$

Panjang tumpukan tongkol jagung dalam warehouse = 22 m

Lebar tumpukan tongkol jagung dalam *warehouse* = 14 m

Asumsi: tinggi *warehouse* adalah 2 meter ~ 5 m

Tinggi tumpukan tongkol jagung $= \dfrac{volume\ tongkol\ jagung}{panjang \times lebar}$

$= \dfrac{962{,}6\ m3/7hari}{22m \times 14m}$

= 3,1253 m

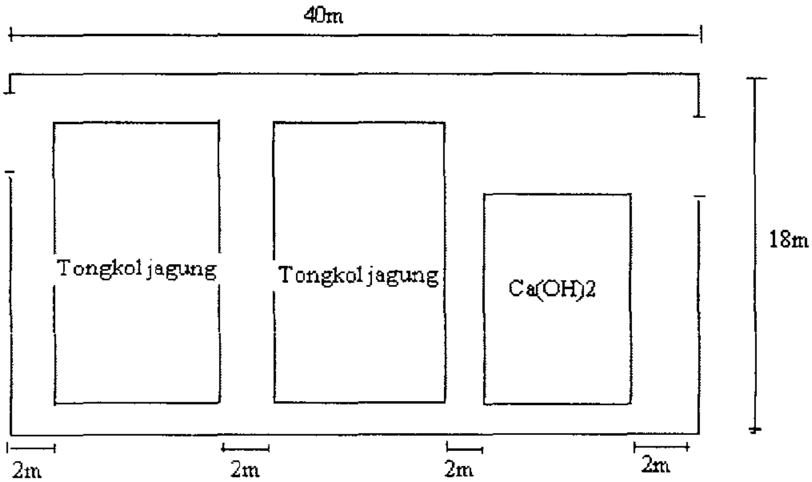
Sehingga tinggi *warehouse* diambil 5 meter.

Volume $Ca(OH)_2$ $= \dfrac{8.905{,}9017\ kg/hari \times 30\ hari}{2.211 kg/m^3} =$ 120,8399 m^3/3 hari

Panjang tumpukan $Ca(OH)_2$ dalam warehouse = 10 m

Lebar tumpukan tongkol jagung dalam *warehouse* = 5 m

Untuk jalan, transportasi, dan lain-lain maka panjang dari *warehouse* ditambah 2 m dan lebar *warehouse* ditambah 6 m. Untuk panjang dan lebar dari *warehouse* merupakan dibuat berdasarkan kebutuhan dan kapasitas penyimpanan untuk tongkol jagung dan $Ca(OH)_2$.



Gambar C1. ***Extended Warehouse***

l	= 40 m
p	= 18 m
t	= 5 m
luas	= p x l = 40 m x 18 m = 720 m^2

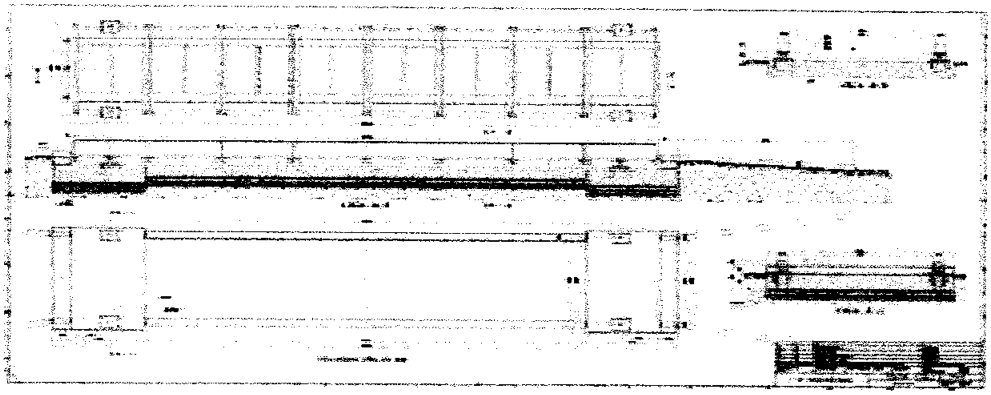
Spesifikasi tempat penyimpanan tongkol jagung (F-110) :

1. Kapasitas tongkol jagung : 539.056 kg/7hari
2. Kapasitas $Ca(OH)_2$: 267.177,051 kg/30 hari
3. Panjang bangunan : 40 m
4. Lebar bangunan : 18 m
5. Lama Penyimpanan : 7 hari untuk tongkol jagung dan 30 hari untuk $Ca(OH)_2$
6. Tinggi bangunan : 5 m
7. Luas Bangunan : 720 m^2

2. Truck Weigh Bridge (A-111).

Fungsi : Untuk menimbang dengan tepat berat bahan yang keluar dan masuk pabrik yang diangkut dengan kendaraan / *truck*.

Dasar pemilihan : Timbangan sesuai untuk menimbang bahan yang diangkut dengan truck



Gambar C2. ***Truck Weigh Bridge***

Perhitungan :

Jumlah bahan maksimum yang diangkut oleh truck : 30 ton

Allowance 30 % maka besar table = 1,3 x 30 ton = 39 ton

Maka digunakan timbangan dengan kapasitas 40 ton

Spesifikasi *Truck Weigh Bridge* (A-111) :

Type : Load Cell Type

Kapasitas : 40 ton

Design : Sistem modul baut.

Dimensi :800x3400x12024mm.

Platform :1500x12000

Highfrom ground : 320 mm.

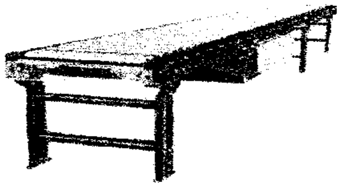
LoadCell :25Ton"PT"HPC = 2 Unit

JunctionBox :4 Way PT100SB = 1 Unit.

Indicator : Unipulse F741R2 = 1 Unit.

(http://taoengineering.indonetwork.5/pitless-weighbridge- jembatan-timbang.htm)

3. Belt Conveyor (J-111)



Gambar C3. *Automated Roller Conveyor*

Fungsi : Mengangkut tongkol jagung menuju ke *rotary cutter*

Tipe : Belt konveyor dengan sudut elevasi 0°

Dasar pemilihan : Ekonomis dan cocok untuk kapasitas besar

Kapasitas : 77.008 kg/hari = 3.208,6667 kg/jam = 3,209 ton/jam

Densitas : 560 kg/m^3

Perhitungan :

Panjang belt conveyor = 40 ft

Berdasarkan Perry edisi 7 (Tabel 21-7) didapatkan :

Jenis belt = Belt Conveyor

Lebar belt = 14 in

Belt plies = 4-6 rpm

Kecepatan belt = 100 ft/mnt

Kapasitas = 32 ton/jam

Hp/10 ft = 0,34

Spesifikasi diatas berdasarkan material dengan density 100 lb/ft^3=1601,85 kg/m^3.

Untuk material dengan densitas 560 kg/m^3 dan kapasitas = 3,209 ton/jam, diperoleh :

$$\text{Kecepatan screw belt} = \frac{3{,}209 \text{ ton/jam}}{32 \text{ ton/jam}} \text{x} \frac{1601{,}85 kg/m^3}{560 kg/m^3} \text{x } 100 \text{ ft/mnt}$$

$$= 28{,}6819 \text{ ft/mnt} = 8{,}7423 \text{ m/mnt}$$

Untuk kapasitas 3,209 ton/jam :

$$\text{Kecepatan belt} : \frac{3{,}209 \text{ ton/jam}}{32 \text{ ton/jam}} \text{x } 100 \quad \text{ft/menit} = 10{,}0281 \text{ ft/menit}$$

Total tenaga penggerak belt = 0,34 hp/10ft x 32,81 ft = 1,1 hp

Effisiensi motor = 80 % (Peters & Timmerhaus, 1991, Fig. 14-38)

$$\text{Tenaga motor penggerak belt} = \frac{100}{80} x 1{,}1hp = 1{,}5 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Belt Conveyor (J-111) :

1. Tipe : Belt konveyor dengan sudut elevasi 0°
2. Kapasitas : 3,209 ton/jam
3. Lebar belt : 14 in = 0,35 m

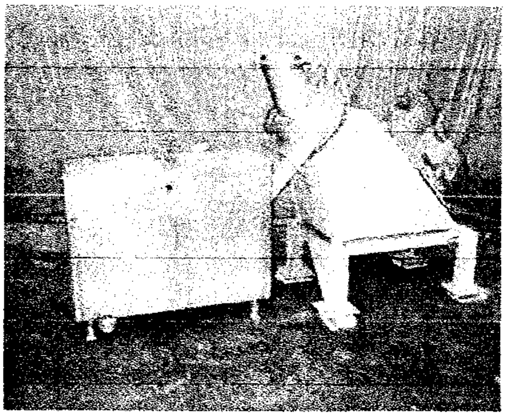
4. Belt plies : 5
5. Panjang belt conveyor : 10 m
6. Tenaga motor : 1,5 Hp
7. Bahan : Rubber dan Steel
8. Kecepatan : 10,0281 ft/menit
9. Jumlah : 1 buah

4. Rotary Cutter (C-110)

Fungsi = Memotong tongkol jagung dari ukuran ± menjadi ukuran 0,5-1cm.

Tipe = Rietz Disintegrator model RA-3

Dasar Pemilihan = Cocok untuk memotong bahan berselulosa tinggi, seperti jagung



Gambar C4. Rietz Disintegrator model RA-3

Kapasitas = 17.249 kg/jam

- Diameter rotor = 18 in
- Kecepatan Rational = 6500 rpm
- Daya = 40 hp / 3550 Rpm

Dimensi

- Panjang = 22 in
- Lebar = 51 in
- Tinggi = 34 in
- Layar perforasi = 1 in
- Bahan = Stainlesstell

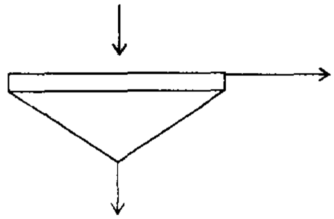
(http://www.labx.com/v2/spiderdealer2/vistaSearchDetails.cfm?LVid=5390567)

5. Vibrating Screen (H-120)

Fungsi : memisahkan tongkol jagung jerami dari pasir yang melekat dan menyeragamkan ukuran

Tipe: *Vibrating Screen*

Dasar pemilihan : mudah dalam pengoperasian serta biaya operasi lebih murah



Perancangan:

Menghitung Luas Ayakan

Luas ayakan dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$A = \frac{0{,}4.C_t}{C_u.F_{oa}.F_s}$$

Dengan:

A : Luas ayakan (ft^2)

C_t : kapasitas (ton/ jam)

C_u : kapasitas unit

F_{oa} : faktor bukaan area $= 100 \times \left\{ \frac{a}{(a+d)} \right\}^2$ (Perry, ed.6, fig.12-16, pers. 21-3)

F_s : faktor slot area

Data-data:

C_t = 3,209 ton/jam

C_u = 0,25 ton/jam.ft^2 (Perry, ed.6, fig. 21-15)

F_s = 1,0

a = bukaan bersih = 0,35 in

d = diameter kawat = 0,2 in

Menentukan Foa:

$$F_{oa} = 100 \times \left\{ \frac{0{,}35}{(0{,}35 + 0{,}2)} \right\}^2 = 0{,}40496$$

Menentukan luas ayakan:

$$A = \frac{0{,}4.C_t}{C_u.F_{oa}.F_S} = \frac{0{,}4x3{,}209}{0{,}25x0{,}40496x1{,}0}$$

$= 12{,}6788\ ft^2 = 1{,}1779\ m^2$

Dari Peter & Timmerhaus,edisi 4, Grafik 14-87, hal 567 dipilih ayakan dengan ukuran 3x6 ft.

Spesifikasi Vibrating Screen (H-111) :

1. Tipe : Vibrating screen single deck
2. Bentuk saringan : square
3. Dimensi vibrating screen :

   Kapasitas = 3,209 ton/jam

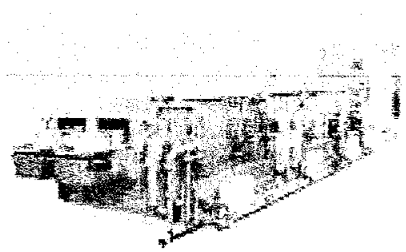
   Luas ayakan = 1,1779 m^2

   Panjang = 3 ft

   Lebar = 6 ft

   Power = 2 Hp
4. Bahan konstruksi : SS-304

6. Belt Washer (X-130)



Gambar C5. Belt Washer

Fungsi : Membersihkan tongkol jagung sebelum masuk ke Rotary Dryer (J-130)

Perhitungan :

Panjang belt conveyor = 40 ft

Berdasarkan Perry edisi 7 (Tabel 21-7) didapatkan :

Jenis belt = Belt Conveyor

Lebar belt = 14 in

Belt plies = 4-6 rpm

Kecepatan belt = 100 ft/mnt

Kapasitas = 32 ton/jam

Hp/10 ft = 0,34

Spesifikasi diatas berdasarkan material dengan density 100 lb/ft^3=1601,85 kg/m^3.

Untuk material dengan densitas 560 kg/m^3 dan kapasitas = 3,209 ton/jam, diperoleh :

$$\text{Kecepatan screw belt} = \frac{3{,}209\ \text{ton/jam}}{32\ \text{ton/jam}} \text{x} \frac{1601{,}85 kg/m^3}{560 kg/m^3} \text{x } 100\ \text{ft/mnt}$$

$$= 28{,}6819\ \text{ft/mnt} = 8{,}7423\ \text{m/mnt}$$

Untuk kapasitas 3,209 ton/jam :

$$\text{Kecepatan belt : } \frac{3{,}209\ \text{ton/jam}}{32\ \text{ton/jam}} \text{x } 100 \quad \text{ft/menit} = 10{,}0281\ \text{ft/menit}$$

Total tenaga penggerak belt = 0,34 hp/10ft x 32,81 ft = 1,1 hp

Effisiensi motor = 80 % (Peters & Timmerhaus, 1991, Fig. 14-38)

$$\text{Tenaga motor penggerak belt} = \frac{100}{80} x 1{,}1 hp = 1{,}5\ \text{Hp}$$

Perhitungan Sparger :

Digunakan sparger berbentuk cincin (ring)

Ukuran gas-bubble = 2 – 6 mm (Ulrich, 1984, p.172)

do = 3 – 6,5 mm (Treybal, 1981, p.153)

Ditetapkan do = 3 mm = 0,0098 ft

μ_G = 1,1 cps = 0,74.10^{-3} lb/ft.s (Geankoplis, 1993, fig.A.3-5, p.879)

$$\text{Reo} = \frac{4 x w o}{\pi x do x \mu_G} \qquad \text{(Treybal, 1981, p.141)}$$

$$= \frac{4 \text{ x} \dfrac{1{,}3305}{60} lb/s}{\pi \text{ x } 0{,}0098\ \text{ft x } 0{,}74.10^{-3}\ \text{lb/ft.s}} = 41.201{,}8082$$

dp = 0,0071.Reo$^{-0,05}$ = 0,0071. 41.201,8082$^{-0,05}$ (Treybal, 1981, eq.6.5, p.141)

= 0,0042 m = 0,0137 ft = 4,2 mm (memenuhi)

σ = 0,025 – 0,076 N/m (Treybal, 1981, p.143)

Ditetapkan 0,05 N/m = 0,11 lb/s^2

$$vt = \sqrt{\frac{2.gc.\sigma}{dp.\rho} + \frac{gc.dp}{2}} = \sqrt{\frac{2x32,174x0,11}{0,0137x540,789} + \frac{32,174x0.0137}{2}} = 1,0842 \text{ ft/s}$$

D sparger $\leq$ D pengaduk (Treybal, 1981, p.153)

Diambil : D sparger = 0,6168 ft = 188,002 mm

Jarak antar lubang = π.(188,002)/50 = 11,81 mm

Panjang pipa (L) $\approx$ keliling lingkaran

L = π . D = π . 0,6168 ft = 1,9377 ft

Spesifikasi Washer (X-111) :

1. Tipe : Belt konveyor dengan sudut elevasi 0°
2. Kapasitas : 3,209 ton/jam
3. Lebar belt : 14 in
4. Belt plies : 5
5. Panjang belt conveyor : 40 ft
6. Tenaga motor : 1,5 Hp
7. Bahan : Rubber dan Steel
8. Kecepatan : 8,7423 m/mnt
9. Sparger :

   Kecepatan : 1,0842 ft/s

   Diameter lubang : 3 mm

   Panjang : 1,9377 ft

   Jumlah : 1 buah

7. Rotary Dryer (B-140)

Fungsi : Mengeringkan jerami dari mesin pencuci (J-130)

Jumlah rotary dryer yang digunakan 2 buah

Tipe : Counter-current direct contact rotary dryer

Dasar Pemilihan : Perpindahan panas yang dihasilkan besar sehingga mampu mengeringkan sampai kadar airnya 5 %.

Jumlah rotary dryer yang digunakan 1 buah

Kapasitas : 77.008 kg/hari = 7073,8263 lb/jam

Gambar C6. ***Rotary Dryer***

Perhitungan :

➤ *Mencari diameter rotary dryer*

Rate udara masuk = 6.974.216,236 kg/hari = 640.639,8797 lb/jam

$$D = \sqrt{\frac{M}{0,785.G}}$$ (Perry, 3[rd] ed, p. 883)

dimana : D = diameter rotary dryer, ft

M = kecepatan udara masuk, lb/jam

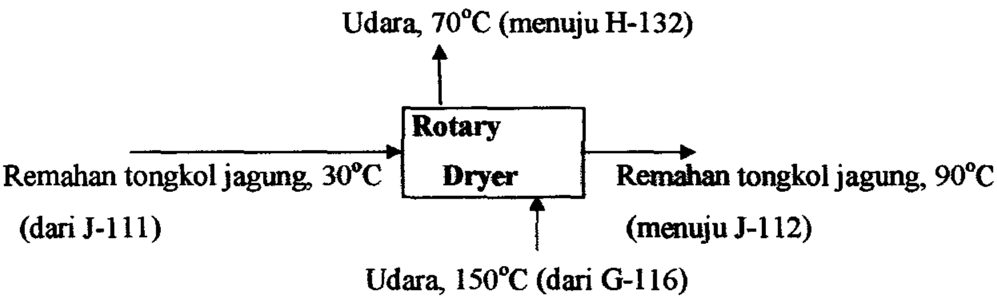
G = kecepatan udara pada rotary dryer, lb/jam.ft^2

= 200-4000 lb/jam.ft^2 (Perry, 5[th] ed, p. 20-35)

Ditetapkan : G = 4000 lb/jam.ft^2

$$D = \sqrt{\frac{640.639,8797}{0,785 \times 4000}} = 9,2685 \text{ ft} = 2,8250 \text{ m}$$

➤ Menghitung panjang rotary dryer



$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = \frac{(150 - 70) - (90 - 30)}{\ln \frac{(150 - 70)}{(90 - 30)}} = 69,5212°C$$

Panjang rotary dryer **:** (Perry, 5[th] ed, pers. 20-52)

$Qt = 0{,}4 \,.\, D \,.\, G^{0{,}67} \,.\, L \,.\, \Delta T_{LMTD}$

dimana : Qt = jumlah panas yang dipindahkan (10 % dari *Q supply*), Btu/jam

= 40.128.470,6400 KJ/hari = 1.584.762,5820 Btu/jam

L = panjang rotary dryer, ft

Rate udara masuk = 6.974.216,236 kg udara kering/hari

= 640.639,8797 lb/jam

$$G = \text{kecepatan udara} = \frac{\text{rate udara panas}}{\left(\frac{\pi}{4} \text{ x } D^2\right)} = \frac{640.639{,}8797 \text{ lb/jam}}{\left(\frac{\pi}{4} \text{ x } (9{,}2685)^2\right)}$$

= 8.322,4979 lb/jam.ft^2

D = diameter rotary dryer, ft

ΔT_{LMTD} = 69,5212 beda temperature,°C

$$\text{Panjang rotary dryer} = \frac{Qt}{0{,}4 \text{ x } D \text{ x } G^{0{,}67} \text{ x } \Delta T_{LMTD}}$$

$$= \frac{1.584.762{,}5820}{0{,}4 \text{ x } 9{,}2685 \text{ x} 8.322{,}4979^{0{,}67} \text{ x } 69{,}5212}$$

= 14,5286 ft = 4,4283 m

L/D = 4-10 (memenuhi, berdasarkan Ulrich,1984, tab.4-10, p.132 L/D = 4-10)

- Menghitung tebal shell

Bahan konstruksi yang digunakan: carbon steel SA-53 grade B

Dari Brownell & Young, 1959, App. D, p. 335 diperoleh:

$f_{allowable}$ = 12.750 lb/in^2

E = 0,60 (butt welded)

c = $^1/_4$ in

$P_{desain} = 1{,}2 \times P_{op} = 1{,}2 \times 14{,}7 = 17{,}64$ psia

$$t_{shell} = \frac{P \times D}{2 \times f \times E} + c = \frac{17{,}64 \text{ lb/in}^2 \times (111{,}2231) \text{ in}}{2 \times 12.750 \text{ lb/in}^2 \times 0{,}6} + \tfrac{1}{4} \text{ in} = 0{,}3782 \text{ in} \approx \tfrac{3}{8} \text{ in}$$

- Menghitung putaran *rotary* dryer

Kecepatan peripheral (V) dryer = 0,25-0,5 m/s (Perry, 5th ed, p. 20-30)

Ditetapkan V = 0,35 m/s

$$N = \frac{V}{\pi \text{ x } D} = \frac{0{,}35}{\pi \text{ x } 9{,}2685} = 0{,}0012 \text{ rps} = 0{,}7212 \text{ rpm}$$

➢ Menghitung jumlah flight

Jenis flight = 45° lip flight (Perry, 6th ed, p. 20-30)

Jumlah flight = (2,4 – 3)D (Perry, 6th ed, p. 20-31)

Ditetapkan 2,5.D = 2,5 x 9,2685 = 23,1712

Tinggi flight antara : $\frac{D}{12} - \frac{D}{8}$ (Perry , 6th ed, p. 20-33)

Ditetapkan : $\frac{D}{10} = \frac{9,2685}{10} = 0,9268$ ft

Jarak antar flight = $\frac{\pi \text{ x } D}{\text{jumlah flight}} = \frac{\pi \text{ x } 9,2685}{49} = 0,6347$ ft

➢ Menghitung waktu perjalanan dalam rotary dryer

$B = 5 \text{ x } (Dp)^{-0,5}$ (Perry, 6th ed, pers. 20-40)

dimana : B = konstanta

Dp = diameter partikel, μm = 100 μm = 0,1 mm

F = feed rate, $\frac{\text{lb material kering}}{\text{jam . ft}^2}$

$$= \frac{7073,8263}{\frac{\pi}{4} \text{ x } (9,2685)^2} = 104,8444 \frac{\text{lb material kering}}{\text{jam . ft}^2}$$

Time of passage, $\theta = \frac{0,23 . L}{S . N^{0,9} . D} \pm 0,6 \frac{B . L . G}{F}$ (Perry, 6th ed, pers. 20-39)

θ = time of passage, menit

S = slope, ft/ft = 0 – 8 cm/m (Perry, 5th ed, p. 20-30)

Ditetapkan : S = 4 cm/m = 0,04 ft/ft

$tg\ \alpha = 0,04 \longrightarrow \alpha = 2,2906°$

N = kecepatan putaran, rpm

L = panjang rotary dryer, ft

G = kecepatan udara, lb/jam.ft^2

D = diameter rotary dryer, ft

$B = 5 \text{ x } (100)^{-0,5} = 0,5$

$$\theta = \frac{0,23 \text{ x } 14,5286}{0,04 \text{ x } 0,336^{0,9} \text{ x } 9,2685} \pm 0,6 \frac{0,5 \text{ x } 14,5286 \text{ x } 8322,4979}{91,9051}$$

θ = 24,0534 + 380,3324 = 404,3858 menit

➤ Menghitung tenaga yang dibutuhkan untuk memutar rotary dryer

$HP = 0{,}5.D^2 - D^2$ (Perry, 1984, p. 20-33)

Ditetapkan $HP = 0{,}75.D^2 = 0{,}75 \times 9{,}2685^2 = 64{,}4288$ Hp

Efisiensi motor = 88 % (Peters & Timmerhaus, 1991, fig.14-38, p.521)

$$\text{Power} = \frac{64{,}4288\,\text{Hp}}{0{,}88} = 73{,}2145\ \text{Hp}$$

Spesifikasi Rotary Dryer (B111) :

1.	Tipe	: Counter-current rotary dryer
2.	Kapasitas	: 7073,8263 lb/jam
3.	Tebal shell	: $\frac{3}{8}$ in
4.	Diameter	: 9,2685 ft
5.	Panjang	: 14,5286 ft
6.	Putaran	: 0,7212 rpm
7.	Time of passage	: 404,3858 menit
8.	Jumlah flight	: 49 buah
9.	Power	: 74 Hp
10.	Jumlah	: 1 buah

8. Blower (G-141)

Fungsi : menghisap udara panas yang melewati *rotary dryer.*

Tipe : centrifugal blower

Dasar pemilihan : Tekanan pada blower dapat diatur sesuai dengan kebutuhan yang diperlukan.

Perhitungan :

Kapasitas : 8.243.601,0200 kg/hari = 343.483,3758 kg/jam = 3,3014 kmol/s

Densitas udara : 1.168 kg/m^3

Temperatur : 30°C

$\rho_{udara} = 0{,}0658\ \text{lb/ft}^3$

$$\text{Rate udara} = \frac{18.470.612{,}45\ \text{lb/hari}}{24\ \text{jam/hari}\,.\,3600\ \text{s/jam}\,.\,0{,}0658\ \text{lb/ft}^3} = 3.248{,}9397\ \text{ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Power blower} = \frac{144 \times Q \times (P_2 - P_1)}{33000}$$ (Perry, 5th ed, pers. 6-34)

dimana : Q = rate volumetrik, ft^3/s

P_1 = Tekanan mula-mula = 14,7 psia

P_2 = Tekanan akhir = 16,17 psia

$$\text{Power blower} = \frac{144 \times 3.248,9397 \times (16,17 - 14,7)}{33000} = 2,44 \text{ Hp}$$

Effisiensi blower = 40-80 %, diambil 80 % (Perry, 5[th] ed, pers. 6-21)

$$\text{Hp} = \frac{2,44}{0,80} = 3,055 \text{ Hp} \approx 3 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Blower (G-111) :

1. Tipe : Centrifugal blower
2. Kapasitas : 8.243.601,0200 kg/hari
3. Power : 3 Hp
4. Jumlah : 1 buah

9. Holding Tank I (F-211)

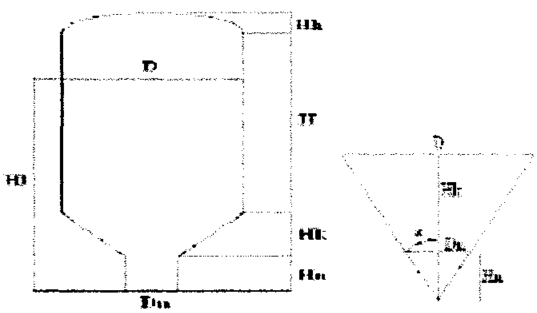
Fungsi : menampung remahan tongkol jagung yang keluar dari *rotary dryer* sebelum masuk ke *impregnator*

Tipe : silinder dengan tutup atas *torispherical* dan tutup bawah konis.

Dasar pemilihan : tutup *torispherical* memiliki harga yang lebih murah. Tutup konis memudahkan proses pengambilan remahan tongkol jagung.

Perhitungan:

Volume Tangki



Keterangan:

D = diameter kecil

H = tinggi *shell*

Hk = tinggi konis

Hn = tinggi nozzle

HI = tinggi padatan

Hh = tinggi *head*

Dn = diameter nozzle

T operasi = 101,6°C

Direncanakan waktu tinggal 60 menit

Komponen	Jumlah (kg/jam)	Xi	ρ (kg/m³)	$\frac{Xi}{\rho}$
Air	73,0806	0,0255	995,68	2,561E-05
Selulosa	1026,7733	0,3584	1550	2,3123E-04
Hemiselulosa	1123,0333	0,3920	1550	2,529E-04
Lignin	641,7333	0,2241	1020	2,1971E-04
Total	2864,6205			7,3575E-04

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{7{,}3575 \times 10^{-4}} = 1359{,}1573 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume} = \frac{2864{,}6205 \text{kg}}{1359{,}1573 \text{kg/m}^3} = 2{,}1076 \text{ m}^3$$

Asumsi volume *slurry* = 80% dari volume tangki

$$\text{Volume tangki} = \frac{100}{80} \times 2{,}1076\, m^3$$

$$= 2{,}6346 \text{ m}^3 = 93{,}0935 \text{ ft}^3$$

1. Dimensi dan Tebal *Shell* dan Tutup

Ditetapkan:

- Bahan konstruksi *cooker* adalah *stainsless steel* tipe 304 (SA-240 *grade* S)
- *Allowable stress value* dari SA-240 adalah 17806,0833 psi [40], p.342
- *Corrosion allowance* (c) adalah 3 mm [28], P.556
- Las yang digunakan : *double welded butt joint*, efisiensi 0,85 [40], p.46
- $Hshell/Dshell = 1{,}5/1$

Diameter nozzle (Dn) = 8 inc ≈ 0,2032 m = 0,6667 ft

Ditetapkan: sudut konis = 60°C

α = 30°C

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

$= 1{,}1775\ D_{shell}$

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

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

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

Volume *disc head* = 0,000049 x D_{shell}^3 (D dalam in)

= 0,0847 x D_{shell}^3 (D dalam ft)

Volume tangki = $V_{shell} + V_{konis}$

$$93{,}0935\ ft^3 = 1{,}1775\ D_{shell}^3 + \frac{\pi}{24\times tg\alpha}\times\left(D_{shell}^3 - Dn^3\right)$$

$93{,}0935\ ft^3 = 1{,}1775\ D_{shell}^3 + 0{,}2266\ D_{shell}^3 - 0{,}0672 + 0{,}0847\ D_{shell}^3$

$93{,}0935\ ft^3 = 1{,}4888\ D_{shell}^3 - 0{,}0672$

$D_{shell} = 3{,}9701$ ft = 1,2101 m = 47,6377 in

$r_{shell} = 1{,}9851$ ft = 0,6051 m

$H_{shell} = 1{,}5\ D = (1{,}5 \times 3{,}9701)$ ft = 5,9551ft = 1,8151 m

$$H_{konis} = \frac{D_{shell} - Dn}{2\times tg\alpha} = \frac{3{,}9701 - 0{,}6667}{2\times tg30^\circ} = 3{,}3927\ ft = 1{,}0341\ m$$

H *solid* dalam konis = H konis = 3,3927 ft = 1,0341 m

$$\text{H nozzle} = \frac{Dn}{2\times tg\alpha} = \frac{0{,}6667}{2\times tg30^\circ} = 0{,}5774\ ft = 0{,}1760\ m$$

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

$$= \frac{\pi}{24\times tg30^\circ}\times\left(3{,}9701^3 - 0{,}6667^3\right)$$

$= 14{,}1202\ ft^3 = 0{,}3996\ m^3$

V *solid* dalam shell = V *solid* – V *solid* dalam konis

$\frac{\pi}{4}\times D^2 \times$ H *solid* dalam shell = (93,0935 – 14,1202)ft^3

$\frac{\pi}{4}\times(3{,}9701)^2\times$ H *solid* dalam shell = 78,9733 ft^3

H *slurry* dalam shell = 6,3795 ft = 1,9445 m

H *slurry* dalam tangki = H *slurry* dalam shell +H *slurry* dalam konis

= (6,3795 + 3,3927) ft

= 9,7722 ft = 2,9786 m

3. Tebal *Shell* dan Konis

$$\text{P operasi} = \rho\frac{H}{144} = \frac{86{,}2345\,{}^{lb}\!/\!_{ft^3} \times 9{,}7722\,ft}{144} = 5{,}8521\,\text{psi}$$

P *design* = 1,2 x 5,8521 psi = 7,0225 psi

Dengan menggunakan persamaan C.4 maka

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

$$= \frac{5{,}8521\,psi \times 1{,}9851\,ft}{[(17806{,}0833\,psi \times 0{,}85) - (0{,}6 \times 5{,}8521\,psi)] \times 3{,}2808\,{}^{ft}\!/\!_{m}} + 3\,\text{mm}$$

= 0,3238 mm + 3 mm = 3,3238 mm = $^3/_{16}$

OD = ID + (2 x t_s) = 47,6377 in + (2 x $^3/_{16}$") = 48,0127 in = 50 in

(distandarisasi dari [40], 91) untuk OD = 90 in maka t_s paling kecil adalah $^5/_{16}$",

maka tebal *shell* yang digunakan adalah $^5/_{16}$"

Tebal *disc head* (t_d) dapat dicari dengan cara sebagai berikut:

OD = 108 in, sehingga dari [40] hal 90, didapatkan data r = 90 in dan icr = 5,5 in, dan berdasarkan hal 93 didapatkan sf = 2 in

Dengan menggunakan persamaan C.10 maka:

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}}\right) = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{90in}{5{,}5in}}\right) = 1{,}76$$

$$\text{P operasi} = \rho\frac{H}{144} = \frac{63{,}3786\,{}^{lb}\!/\!_{ft^3} \times 14{,}1673\,ft}{144} = 6{,}2354\,\text{psi}$$

P *design* = 1,2 x 6,2354 psi = 7,4825 psi

$$t_d = \frac{7{,}4825\,psi \times 90in \times 1{,}76}{(2 \times 17806{,}0833 \times 0{,}85) - (0{,}2 \times 7{,}4825)} + 3\text{ mm}$$

= 0,0392 in + 3 mm = (0,9946 + 3) mm = 3,9946 mm = $^3/_{16}$"

Tebal *disc head* = $\frac{3}{16}$"

Tinggi *head* dan *bottom* dapat dihitung dengan persamaan C.8

OA= t_d + b + sf

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = \frac{47{,}6377}{2} - 5{,}5 = 18{,}3189 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 90 - 5{,}5 = 84{,}5 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 90 - \sqrt{84{,}5^2 - 18{,}3189^2} = 66{,}19 \text{ in}$$

$$OA = t_d + b + sf = \frac{3}{16} + 66{,}19 + 2 = 16{,}0868 \text{ in} = 0{,}41 \text{ m} = 1{,}34 \text{ ft}$$

Tebal konis dihitung dengan persamaan C.9.

$$t_k = \frac{7{,}4825\,psi \times 3{,}5190\,ft}{\cos 30^\circ\,((17806{,}0833 \times 0{,}85) - (0{,}6 \times 7{,}4825)) \times 3{,}2808\,\frac{ft}{m}} + 3mm$$

$$= 0{,}6125 \text{ mm} + 3 \text{ mm} = 3{,}6125 \text{ mm} = 0{,}1422 \text{ in} = \frac{3}{16}"$$

Tebal konis = $\frac{3}{16}$"

Tebal *shell* ($\frac{5}{16}$") lebih besar dari tebal *dish* ($\frac{3}{16}$") dan tebal konis ($\frac{3}{16}$"), maka digunakan tebal *shell* ($\frac{5}{16}$") sebagai tebal tangki.

H tangki total = $H_{shell} + H_{konis}$ + OA

= (1,8151 + 1,0341 + 0,41) m

= 3,2592 m

Spesifikasi Holding Tank I (F-211) :

1. Type : Tangki vertical dengan tutup atas dishead & bawah konis
2. Kapasitas : 93,0935 ft^3
3. Dimensi : diameter shell = 3,9701 ft
   Tinggi = 3,2592 m
   Tebal Shell = 5/16 in
   Tebal dishead = 5/16 in
4. Bahan konstruksi : Carbon steel
5. Jumlah : 1 buah

10. Tempat Penyimpanan H_2SO_4 (F-212)

Fungsi : Menampung sementara H_2SO_4 98% selama 6 hari kebutuhan (H_2SO_4 didatangkan dari PT.Petrokimia Gresik)

Type : Tangki vertical dengan tutup atas dishead & bagian bawah konis

Dasar pemilihan: Tangki bekerja pada suhu kamar & tekanan udara luar

Kapasitas : 11.785,551 kg/hari x 2,2046 lb/kg = 25.982,4257 lb/hari

Densitas : 105,619 lb/ft^3

Lama penyimpanan : 6 hari

Perhitungan :

$$\text{Volume Liquid} = \frac{11.785,551 \text{lb/hari}}{105,619 \text{lb/ft}^3} x 6 \text{hari}$$

$$= 669,5131 \text{ ft}^3$$

Tinggi Liquid dalam shell (L) = 1,5 x Diameter Shell (D)

$$\text{Volume} = \frac{\pi}{4} x D^2 x L = \frac{\pi}{4} x D^2 x 1.5D = \frac{\pi}{4} x 1.5D^3$$

$$669,5131 = \frac{\pi}{4} x 1.5D^3$$

D^3 = 568,3003 D = 8,2831 ft = 99,3982 in

L = 1,5 x D = 1,5 x 8,2831

= 12,4246 ft

Asumsi volume ruang kosong = 20% x volume liquid

Volume total = 1,2 x volume liquid

= 1,2 x 669,5131

= 803,4157 ft^3

$$803,4157 = \frac{\pi}{4} x D^2 x H$$

$$803,4157 = \frac{\pi}{4} x (8,2831)^2 x H$$

H = 14,9095 ft = 178,9158 in

$$\frac{H}{D} = \frac{178,9158}{99,3982} = 1,79 \text{ (range < 2 memenuhi Ulrich table 4-27)}$$

$P_{hidrostatik} \quad = \dfrac{\rho x L x \left(\dfrac{g}{gc}\right)}{144} = \dfrac{105{,}619 x 12{,}42466}{144} = 9{,}113$ psi

$P_{design} \quad = 1{,}2 \times P_{hidrostatik}$

$= 1{,}2 \times 9{,}113$

$= 10{,}9356$ psi

Bahan Stainless Steel SA-283 grade C (Brownell & Young hal 251)

f = 12.650 psi

E = 0,8

c = 0,125

Perhitungan Tebal Shell

$t_s = \dfrac{PxD}{2x(fE - 0{,}6P)} + c$ (Brownell & Young pers 13.1)

$= \dfrac{10{,}9356x8{,}2831}{2(12.650x0.8 - 0.6x10{,}9356)} + 0{,}125$

$= 0{,}1295$

Menggunakan tebal shell = 5/16 in

Perhitungan Tebal Dish

t_s = 5/16 in

OD = ID + 2.t_s

= 99,3982 + 2 x (5/16)

= 100,0232 in

Dari table 5.7 Brownell & Young diperoleh r_c = 100 ; I_{cr} = 61/8

a = ID / 2 = 100,0232 / 2 = 50,0116 in

AB = ID / 2 – I_{cr} = 50,0116 – (6 1/8) = 49,2616 in

BC = r – I_{cr} = 100 – (6 1/8) = 99,25 in

b $= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

$= 100 - \sqrt{(99{,}25)^2 - (49{,}2616)^2}$

= 13,8382 in

$\omega = \dfrac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\dfrac{r_c}{I_{cr}}}\right)$ (Brownell & Young pers 7.76 hal 138)

$$= \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{100}{6\frac{1}{8}}}\right) = 3{,}6368 \text{ in}$$

$$t_d = \frac{Pxr_c x\omega}{2xfxE - 0{,}2P} + c$$

$$= \frac{10{,}9356x100x3{,}6368}{2x12.650x0{,}8 - 0{,}2x10{,}9356} + 0{,}125$$

$= 0{,}3215 \sim 5/16$ in

Dipilih panjang straight flange (sf) = 2

Tinggi dish = OA = t_d + b + sf

= 0,3215 + 13,8382 + 2

= 16,1597 in = 1,3466 ft

Tebal *Shell* dan Konis

$$\text{P operasi} = \rho\frac{H}{144} = \frac{105{,}619\,{}^{lb}/_{ft^3} \times 14{,}9095\ ft}{144} = 10{,}9356\,\text{psi}$$

P *design* = 1,2 x 5,8521 psi = 7,0225 psi

Dengan menggunakan persamaan C.4 maka

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

$$= \frac{10{,}9356 psi \times 1{,}9851 ft}{\left[(17806{,}0833 psi \times 0{,}85) - (0{,}6 \times 5{,}8521 psi)\right] \times 3{,}2808\,{}^{ft}/_{m}} + 3\,\text{mm}$$

$= 0{,}3238 \text{ mm} + 3 \text{ mm} = 3{,}3238 \text{ mm} = {}^{3}/_{16}$

OD = ID + (2 x t_s) = 47,6377 in + (2 x ${}^{3}/_{16}$") = 48,0127 in = 50 in

(distandarisasi dari [40], 91) untuk OD = 90 in maka t_s paling kecil adalah ${}^{5}/_{16}$",

maka tebal *shell* yang digunakan adalah ${}^{5}/_{16}$"

Tebal *disc head* (t_d) dapat dicari dengan cara sebagai berikut:

OD = 108 in, sehingga dari [40] hal 90, didapatkan data r = 90 in dan icr = 5,5 in, dan berdasarkan hal 93 didapatkan sf = 2 in

Dengan menggunakan persamaan C.10 maka:

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}}\right) = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{90in}{5,5in}}\right) = 1,76$$

$$P\ operasi = \rho \frac{H}{144} = \frac{63,3786\ {}^{lb}/_{ft^3} \times 14,1673 ft}{144} = 6,2354\ psi$$

P *design* = 1,2 x 6,2354 psi = 7,4825 psi

$$t_d = \frac{7,4825 psi \times 90 in \times 1,76}{(2 \times 17806,0833 \times 0,85) - (0,2 \times 7,4825)} + 3\ mm$$

$= 0,0392$ in + 3 mm = (0,9946 + 3) mm = 3,9946 mm = $3/16$"

Tebal *dishead* = $3/16$"

Tinggi *head* dan *bottom* dapat dihitung dengan persamaan C.8

OA= t_d + b + sf

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = \frac{47,6377}{2} - 5,5 = 18,3189\ in$$

BC = r – icr = 90 – 5,5 = 84,5 in

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 90 - \sqrt{84,5^2 - 18,3189^2} = 66,19\ in$$

OA = t_d + b + sf = $3/16$ + 66,19 + 2 = 16,0868 in = 0,41 m = 1,34 ft

Tebal konis dihitung dengan persamaan C.9.

$$t_k = \frac{7,4825 psi \times 3,5190 ft}{\cos 30^\circ ((17806,0833 \times 0,85) - (0,6 \times 7,4825)) \times 3,2808\ {}^{ft}/_{m}} + 3mm$$

= 0,6125 mm + 3 mm = 3,6125 mm = 0,1422 in = $3/16$"

Tebal konis = $3/16$"

Tebal *shell* ($5/16$") lebih besar dari tebal *dish* ($3/16$") dan tebal konis ($3/16$"), maka digunakan tebal *shell* ($5/16$") sebagai tebal tangki.

H tangki total = H_{shell} + H_{konis} + OA

= (1,8151 + 1,0341 + 0,41) m

= 3,2592 m

Spesifikasi Tangki Penyimpan H_2SO_4 (F-212):

1. Type : Tangki vertical dengan tutup atas dishead & bawah konis
2. Kapasitas : 669,5131 ft^3
3. Dimensi : diameter shell = 8,2831 ft

   Tinggi = 16,1597 in = 1,3466 ft

   Tebal Shell= 5/16 in

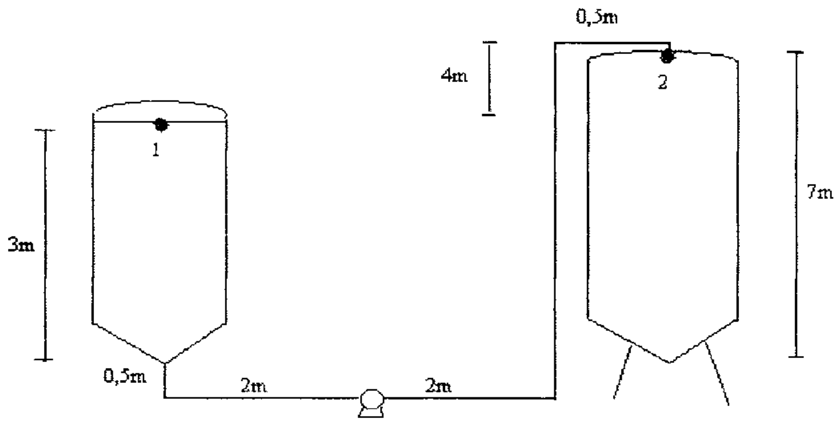
   Tebal dishead = 5/16 in
4. Bahan konstruksi : Stainless steel
5. Jumlah : 1 buah

11. Pompa (L-211)

Fungsi : Memompa H_2SO_4 ke Impragnator.

Type : Pompa centrifugal.

Gambar



Perhitungan :

Bahan yang dipompa :

Larutan H_2SO_4 98% = 11.238,6688 kg/hari = 25.181,3613 lb/hari

= 0,2914 lb/s.

Densitas H_2SO_4 98% (ρ) = 113,949 lb/ft^3

Viskositas H_2SO_4 98% (μ) = 20 cps

Rate volumetric (q_f) = 0,2914lb/s / 113,949 lb/ft3 = $2,5577 \times 10^{-3}$ ft^3/s

Menentukan diameter pipa :

$D_{i,opt} = 3,9 \cdot q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$ (Peters & Timmerhaus 4ed, p. 496)

$= 3,9 \cdot (2,5577x10^{-3})^{0,45} \cdot (113,949)^{0,13} = 0,492$ in

Dipilih diameter nominal 3/8 in sch. 40 :

ID = 0,493 in = 0,041 ft (Kern, table 11)

Flow area (a) = 0,015835 ft^2

$$\text{Kecepatan linear } (v) = \frac{2,5577x10^{-3}\ ft^3/s}{0,015835 ft^2} = 0.1615\ ft/s$$

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot v \cdot ID}{\mu} = \frac{113,949 lb/ft^3 \cdot 0,1615 ft/s \cdot 0,493 ft}{17,5 \cdot 6,7197 \cdot 10^{-4}\ lb/ft.s} = 770,0499$$

(aliran laminer)

Dari persamaan Bernoulli :

$$Ws = -\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) - \frac{g}{g_c} \cdot (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} - \Sigma F$$

(Pers. 2.7-28 Geankoplis 4th, hlm 75)

Dimana Σ F merupakan total friksional losses, meliputi:

1. Losses karena sudden contraction tangki larutan ke pipa, hc.

$$hc = 0,55 \text{ x } \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v_2^2}{2 \alpha . gc}$$

Dimana: A_1 = luas penampang tangki

A_2 = luas penampang pipa

Maka $A_1 >>> A_2$ sehingga A_2/A_1 diabaikan.

α = 0,5 (laminar flow)

$$hc = 0,55 \text{ x } \left(\frac{0,1615^2\ (ft/s)^2}{2 \text{ x } 0,5 \text{ x } 32,174\ (lb.ft/lbf.s^2)}\right) = 0.00045\ ft.\ lbf/lbm$$

2. Losses karena friksi pada pipa lurus, Ft.

Digunakan pipa commercial steel, ε = 0,00015 ft

$\varepsilon / D = 0,00015/0,0411 = 3,6496 \cdot 10^{-3}$

Dari fig. 14-1 Peters & Timmerhaus 4ed diperoleh :

Panjang pipa lurus (ΔL) = 41,3380 ft

$$F = \frac{16}{Nre} = \frac{16}{770,0499} = 0,0208$$

$$Ft = 4.\ f.\ \frac{\Delta L}{D} \cdot \frac{V^2}{2\ gc}$$

$$Ft = 4 \times 0{,}0208 \times \frac{41{,}3380}{0.0411} x \frac{0{,}1615^2}{2x32.174} = 0.0131 ft.\ lbf/lbm.$$

3. Losses karena friksi pada elbow dan valfe, H_f.

Terdapat 1 elbow 90 °, 1 gate valve dan 1 globe valve.

Dari Geankoplis tabel 2.10-1 hal. 104 :

$K_f = 1.\ 0{,}75 + 1.\ 6 + 1.\ 0{,}17 = 6{,}92$

$$H_f = K_f.\ \frac{v^2}{2\alpha\, gc}$$

$$Hf = 6.92 \times \left(\frac{0{,}1615^2}{2.32{,}174}\right) = 0.0028\ ft.\ lbf/lbm.$$

4. Losses karena sudden enlargement pipa ke reactor, H_{ex}

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = (1 - 0)^2 = 1$$

Dimana : A_1 = Luas penampang pipa

A_2 = Luas penampang tangki penampung

Karena $A_1 <<< A_2$ maka A_1/A_2 diabaikan.

$$H_{ex} = K_{ex}.\left(.\frac{v^2}{2.gc}\right)$$

$$H_{ex} = 1.\left(\frac{0.1615^2}{2.32{,}174}\right) = 0.0004\ ft.\ lbf/lbm$$

5. Losses karena pressure drop di tangki penampung.

$P_1 = 14{,}7\ psia = 176{,}4\ lbf/ft^2$

$P_2 = 14{,}7\ psia = 176{,}4\ lbf/ft^2$

$\Delta P = 0$

$\Sigma F = 0.00045 + 0.0131 + 0.0028 + 0.0004$

$= 0.0168\ ft\ lbf/lbm$

$$-Ws = \frac{1}{2.\alpha.gc}\left(v_2^{\ 2} - v_1^{\ 2}\right) + \frac{g}{gc}\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F$$

$$-Ws = \frac{0{,}1615^2}{2.0{,}5.32{,}174\ ft/lbf.s^2} + \frac{32{,}174\ ft/s^2}{32{,}174\ ft/lbf.s^2}(14{,}9095 - 0)\ ft + 0{,}0168\ ft\ lbf/lbm$$

$-Ws = 14{,}9226\ ft\ lbf/lbm$

Effisiensi pompa (η) = 20 % (Peters & Timmerhaus 4ed fig.14-37, p.520)

$$\text{Brake hp} = \frac{-W_s \, . \, m}{\eta \, . \, 550}$$ (Geankoplis, Pers. 3.3-2)

$$\text{Brake hp} = \frac{14{,}9226\, ft.lbf / lbm \times 0{,}2914\, lbm/s}{0{,}2 \times 550 \frac{ft.lbf/s}{hp}} = 0{,}0395 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor = 80 % (Peters & Timmerhaus 4ed fig.14-38, p.521)

Sehingga dipakai pompa dengan power motor = $\frac{0{,}0395}{0{,}8}$ = 0,0494 Hp

Spesifikasi pompa (L-211) :

1. Type : Centrifugal pump
2. Rate volumetrik : $2{,}5577 \times 10^{-3}$ ft^3/s
3. Ukuran pipa : 3/8 in sch 40
4. Efisiensi pompa : 20%
5. Efisiensi motor : 80%
6. Power motor : 0,05 Hp / buah (pompa 125 watt)
7. Bahan konstruksi : Stainless steel
8. Jumlah : 1 buah

12. Tangki Impragnator & Reaktor (R-210)

Fungsi : Sebagai tempat mereaksikan tongkol jagung dan H_2SO_4, dan sebagai tempat terjadinya proses hidrolisa

Tipe: Silinder tegak dengan bejana bawah berbentuk konis, bagian atas tertutup & dilengkapi dengan pengaduk

Dasar pemilihan : Cocok untuk larutan yang banyak mengandung padatan

Kondisi Operasi : T = 35^0C

Waktu tinggal : 2 jam

Kapasitas : 233.865,1051 kg/hari

Dalam sehari terdapat 3 shift kerja, sehingga diperlukan kapasitas sebesar :

94621,7017 kg/shift (tiap 8 jam)

Jumlah tangki : 3 buah

Kapasitas penampungan tiap tangki : 31.540,5672 kg

Komponen	Jumlah (kg/jam)	Xi	ρ (kg/m³)	$\frac{Xi}{\rho}$
Air	149.738,7543	0,6568	995,68	6,596E-04
Selulosa	24.642,5600	0,1081	1550	6,974E-05
Hemiselulosa	26.952,8000	0,1182	1550	7,626E-05
Lignin	15.401,6000	0,0675	1020	6,617E-05
H_2SO_4	11.238,6688	0,0493	1860	2,651E-05
Total	227.974,3831			8,982E-04

$$\rho \text{ slurry} = \frac{1}{8{,}928\times10^{-4}} = 1113{,}3253 \text{ kg/m}^3 = 69{,}5024 \text{ lb/ft}^3$$

Perhitungan :

$$\text{Volume larutan total} = \frac{31.540{,}5672 \text{ kg/shift}}{1113{,}3253 \text{ kg/m3}} = 28{,}3301 \text{ m}^3\text{/shift} = 1000{,}4192$$

ft³/*shift*

$Di_{opt} = 3{,}9\ (Q_f)^{0,45}\ \rho^{0,13}$ (Peter & Timmerhaus p.496,4^ed^)

$$= 3{,}9\left(\frac{1000{,}4192}{3600}\right)^{0,45}(69{,}5024)^{0,13}$$

$= 3{,}8042$ in $= 0{,}3170$ ft

Sudut puncak (2.α) = 60 ⟶ $\alpha = 30^0$

$$\text{Volume liquid dalam shell} = \frac{\pi}{4}xD^2xH_s = \frac{\pi}{4}xD^2x1{,}5D = \frac{\pi}{4}xD^3x1{,}5$$

$$\text{Volume liquid dalam konis} = \left(\frac{1}{3}x\frac{\pi}{4}xD^2xH_t\right) - \left(\frac{1}{3}x\frac{\pi}{4}xD_n^2xH_n\right)$$

$$= \left(\frac{1}{3}x\frac{\pi}{4}xD^2x\frac{D}{2xtg\alpha}\right) - \left(\frac{1}{3}x\frac{\pi}{4}xD_n^2x\frac{D_n}{2xtg\alpha}\right)$$

$$= \left(\frac{\pi xD^3}{24tg\alpha}\right) - \left(\frac{\pi xD_n^3}{24tg\alpha}\right)$$

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

Volume dish = 0,000049 ID³

Vol liquid dalam Impregnator = vol liquid dalam shell + vol liquid dalam konis + vol

Dish

1000,4192 $= \frac{\pi}{4} D^3 + \frac{\pi}{24 tg\alpha}\left(D^3 - D_n^3\right) + 0{,}000049 \text{xID}^3$

1000,4192 $= \frac{\pi}{4} D^3 + \frac{\pi}{24 tg 30^0}\left(D^3 - 0{,}3170^3\right) + 0{,}000049 \text{ID}^3$

1000,4192 $= 0{,}7854\ D^3 + 0{,}2267\ D^3 - 7{,}2223\ .\ 10^{-3} +$ $0{,}000049\ D^3$

D^3 = 988,4659 D = 9,9612 ft = 119,5361 in

H_L = D = 9,9612 ft = 119,5361 in

Diasumsikan ruang kosong dalam tangki 20 % sehingga :

Volume Impragnator design = 100/80 x volume fluida

= 100/80 x 1000,4192

= 1250,524 ft^3

Tinggi liquid dalam Impragnator (H) = H_L + H_C

$$= H_L + \left(\frac{D}{2tg\alpha} - \frac{D_n}{2tg\alpha}\right)$$

$$= 9{,}9612 + \left(\frac{9{,}9612}{2tg30^0} - \frac{0{,}3170}{2tg30^0}\right)$$

= 18,3133 ft ~ 19 ft

$P_{impragnator} = P_{hidrostatis}$ = (ρ . H /144) psi

$$= \frac{69{,}5024 x 18{,}3133}{144} = 8{,}839 \text{ psi}$$

$P_{design} = 1{,}2\ P_{operasi}$ = 1,2 x 8,839 = 10,6068 psi

Bahan konstruksi yang digunakan : Stainless steel SA-283 Grade C (Brownell & Young hal 251)

Dari Brownell & Young, 1959, App. D,p.342 diperoleh :

$f_{allowable}$ = 12.650 lb/in^2

E = 0,8

C = 0,125 in

<u>Perhitungan tebal shell :</u>

$$T_{shell} = \frac{PxD}{2xfxE - Px0,6} + c$$ (Brownell & Young pers 13.1 hal 254)

$$= \frac{10,6068x119,5361}{2x12.650x0,8 - 10,6068x0,6} + 0,125 = 0,8334 \text{ in} \approx 7/8 \text{ in}$$

Perhitungan Tebal konis

$$T_{konis} = \frac{PxD}{2xfxEx\cos\alpha}$$ (Brownell & Young pers 6.154 hal 118)

$$= \frac{10,6068x119,5361}{2x12.650x0,8x\cos 45^0}$$

$$= 0,0886$$

Digunakan tebal plate = 3/16 in

Perhitungan Tebal Dish :

t_s = 3/16 in

OD = ID + 2.t_s = 119,5361 + 2. 3/16 = 119,9111 in

Dari Brownell & Young tabel 5.7 diketahui

OD Standart = 120 in, I_{cr} = 7 1/4 in, r_c = 114 in

$$\omega = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{I_{cr}}}\right) = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{114}{7\frac{1}{4}}}\right) = 17,0357$$

$$t_d = \frac{Pxr_c x\omega}{2xfxE - 0,2xP} + c$$ (Brownell & Young pers 7.77)

$$= \frac{10,6068x114x17,0357}{2x12.650x0,8 - 0,2x10,6068} + 0,125$$

$$= 0,2499 \text{ in} \sim 5/16 \text{ in}$$

Dipilih panjang straight flange (sf) = 2 in

Perhitungan Tinggi Shell

Vol Impragnator design = vol dish + vol shell + vol konis

Volume dish = 0,000049 ID^3 (Brownell & Young pers,5.11)

ID = Diameter dalam vessel = 9,9612 ft = 119,5361 in

Volume dish = 0,000049 x $9,9612^3$ = $4,8432.10^{-2}$ ft

Volume shell = $\frac{\pi}{4}xD^2xH_s = \frac{\pi}{4}x9,9612^2xH_s = 77,9315\ H_s$

Volume liquid dalam konis $= \dfrac{\pi}{24tg\alpha}\left(D^3 - D_n^3\right)$

$= \dfrac{\pi}{24tg30^0}\left(9{,}9612^3 - 0{,}3170^3\right)$

$= 224{,}0888$ ft^3

Vol Impragnator design = vol dish + vol shell + vol konis

1250,524 ft^3 = 4,8432.10^{-2} + 77,9315 H_s + 224,0888 ft^3

H_s = 13,1704 ft ~ 14 ft = 158,0464 in

<u>Perhitungan Tinggi Konis</u>

$H_C = H_L - H_n$

$= \dfrac{D}{2tg\alpha} - \dfrac{D_n}{2tg\alpha}$

$= \dfrac{9{,}9612}{2tg30^0} - \dfrac{0{,}317}{2tg30^0}$

= 8,352 ft = 100,2265 in

<u>Perhitungan Tinggi Dish</u>

$AB = \dfrac{Di}{2} - icr = \dfrac{119{,}5361}{2} - 7\,\tfrac{1}{4} = 58{,}0181$ in

$BC = r - icr = 114 - 7\,\tfrac{1}{4} = 112{,}25$ in

Kedalaman dish (b) $= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

$= 114 - \sqrt{(112{,}25)^2 - (58{,}0181)^2}$

= 17,9065 in

Tinggi tutup atas = OA $= t_d + b + sf$

= 0,2499 + 17,9065 + 2

= 20,1564 in = 1,6796 ft

<u>Perhitungan tinggi keseluruhan tangki :</u>

Tinggi tangki $= H_D + H_S + H_C + H_Z$

= 1,6796 ft + 13,1704 ft + 8,352 ft + 0,1892 ft

= 23,3913 ft

Perhitungan pengaduk :

Jenis pengaduk : six *flat blade turbine*

Diameter Impeler (Da) = (0,3-0,5) diameter tangki

(Geankoplis,2[ed],table 3.4-1,p.154)

$Da/D_t = \frac{1}{3}$	$Da = \frac{1}{3} . 9{,}9612$ ft = 3,3204 ft = 39,8452 in
J/Dt = 1/12	J = 1/12 x 9,9612 ft = 0,8301 ft = 9,9613 in
C = Dt / 3	C = 9,9612 / 3 = 3,3204 ft = 39,8452 in
W/Da = 1/5	W = 3,3204 / 5 = 0,6641 ft = 7,9693 in
L = ¼ Da	L = 3,3204 / 4 = 0,8301 ft = 9,9613 in

Dimana :

D_a = diameter impeller

D_t = diameter tangki

L = panjang blade

W = lebar blade

C = Jarak dari dasar tangki ke pusat pengaduk

J = lebar baffles

E = Da

Kecepatan agitator antara 20-150 rpm (Mc.Cabe5[th]ed,p.238) diambil 100 rpm

Kecepatan keliling putaran pengaduk turbin = 200-500 m/mnt

μ campuran = 0,85 cps = $5{,}7117 \cdot 10^{-4}$ lb/ft.s

ρ = 58,9464 lb/ft³

$$N_{Re}' = \frac{D_a^2 . N . \rho}{\mu} \qquad \text{(Geankoplis, pers. 3.4-1)}$$

$$= \frac{\left(100/60\right) x 3{,}3204^2 x 69{,}5024}{5{,}7117.10^{-4}}$$

= 835.959,0755 (turbulen)

Dari Geankoplis, 1993, fig3.4-4, p.145 dengan memotongkan kurva 1 dengan N_{Re}' diperoleh $N_p = 5$

$$\text{Jumlah impeller} = \frac{sgxH}{D} = \frac{\frac{69{,}5024}{62{,}1585} x18{,}3133}{9{,}9612} = 2{,}0056 \sim 3 \text{ buah}$$

$$\text{Power} = \frac{N_p x \rho x N^3 x Da^5}{gc}$$

$$= \frac{5x69{,}5024x(100/60)^3 x1{,}652^5}{32{,}174} = \frac{892{,}676}{550} = 1{,}623 \text{ Hp}$$

Power 3 buah pengaduk = 3 x 1,623 = 4,869 Hp

Dari Fig 14-38, hal 521 Peter & Timmerhaus, efisiensi motor = 90%

$$\text{Hp} = \frac{4{,}869}{0{,}9} = 5{,}41 \text{ Hp} \sim 5{,}5 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Impregnator (R-210) :

1. Kapasitas bahan : 1250,524 ft^3
2. Diameter silinder : 119,5361 in
3. Diameter lubang pengeluaran : 2,2702 in
4. Tinggi silinder : 119,5361 in
5. Tinggi konis : 50,1574 in
6. Tinggi dish : 20,1564 in
7. Tebal silinder : 7/8 in
8. Tebal konis : 3/16 in
9. Tebal dish : 7 1/4 in
10. Bahan : Carbon Steel
11. Jumlah : 3 buah
12. Power : 5,5 Hp

13. Rotary Drum Filter I (H-221)

Fungsi : Untuk memisahkan selulosa, hemiselulosa, dan lignin yang keluar dari reaktor, untuk didapatkan larutan dengan komposisi : H_2SO_4, glukosa, xylosa, air.

Kondisi operasi :

T = 31,51°C

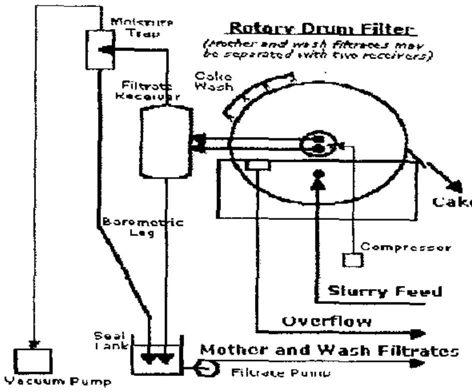
ΔP = 0,5 atm

Type : *Rotary Vaccum filter*

Jumlah : 1 buah

Dasar pemilihan : Cocok untuk proses filtrasi kontinyu dan mampu menampung kapasitas besar.

Gambar :



Massa slurry = 233.865,1051 kg/hari

Massa filtrat = H_2SO_4 + Glukosa +Xylosa +Air

= 11.238,6688 kg + 24.369,12 kg + 28.790,49 kg + 149.738,7543

= 214.137,0331 kg/hari

Massa solid = selulosa + hemiselulosa + lignin

= 2.710,352 + 1.616,72 + 1.616,72

= 19728,072 kg/hari

Menghitung densitas dan viscositas dari larutan filtrat.

Komponen	Jumlah (kg/hari)	Xi	ρ (kg/m³)	$\frac{Xi}{\rho i}$	μ (kg/ms)	$(Xi.\mu^{1/3})$
H_2SO_4	11.238,6688	0,0525	1860	2,822E-05	0,0008	0,00467
Glukosa	24.369,1200	0,1138	1540	7,389E-05	0,00037	0,08381
Xylosa	28.790,4900	0,1344	1540	8,723E-05	0,00037	0,08381
Air	149.738,7543	0,6993	995,68	7,023E-04	0,00011	0,08848
	214.137,0331			8,916E-04		0,26077

$$\rho \text{ filtrate} = \frac{1}{\sum \frac{Xi}{\rho i}} = \frac{1}{8{,}916 \times 10^{-4}} = 1215{,}5792 \text{ kg/m}^3 = 75{,}8859 \text{ lb/ft}^3$$

μ filtrat = 0,26077 kg/m.s = 0,01189 lb/ft.s (viskositas dari filtrat tidak mempengaruhi viskositas dari *slurry* karena fraksinya kecil)

$$\text{Volume filtrat} = \frac{214.137,0331 kg}{1215,5792 kg/m^3} = 176,1605 \text{ m}^3$$

Menghitung densitas dari padatan

Komponen	Jumlah (kg/hari)	Xi	ρ (kg/m³)	$\frac{Xi}{\rho i}$
Selulosa	2.710,3520	0,1374	1550	8,8645E-05
Hemiselulosa	1.616,7200	0,0819	1550	5,2839E-05
Lignin	15.401,0000	0,7807	1020	7,6539E-04
	19.728,072			9,0687E-04

$$\text{Densitas padatan} = \frac{1}{\sum \frac{Xi}{\rho i}} = \frac{1}{9,0687 \times 10^{-4}} = 1102,689 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume padatan} = \frac{19.728,072}{1102,689} = 17,8908 \text{ m}^3$$

$$\text{Konsentrasi padatan} = \frac{19.728,072}{176,1605 + 17,8908} = 101,6646 \text{ kg/m}^3 \text{ filtrat}$$

Data rotary filter :

$\alpha = 1,6 \times 10^{10}$ m/kg

Porosifitas cake (ϵ) = 0,7

Hambatan (*Rf*) = 1×10^{7} m^{-1}

Kecepatan normal peripheral = 1 m/menit

Bagian drum yang tercelup (f) = 0,33

Ketebalan *cake* = 1 cm = 0,01 m

$$\text{Ketebalan } cake = \frac{C}{\rho_s (1-\varepsilon)} \times \frac{V_f}{A}$$

$$0,01 = \frac{101,6646}{1102,689(1-0,7)} \times \frac{V_f}{A}$$

$$\frac{V_f}{A} = 0,0325 \text{ m}^3/\text{m}^2$$

Cairan pencuci = Ketebalan *cake* x ϵ

= 0,01 m x 0,7

= 0,07

$$Q = \frac{101{,}6646 m^3 / jam}{3600 detik / jam} = 0{,}0282 \text{ m}^3 \text{ filtrat/detik}$$

$$Q = \frac{A\,\Delta P}{\mu(Rf + \alpha CV / A)}$$

$$0{,}0282 = \frac{A \times 50662{,}5}{0{,}00068(10^7 + 1{,}6 \times 10^7 \times 101{,}6646 \times 0{,}0325)}$$

$= 7{,}2 \text{ m}^2$

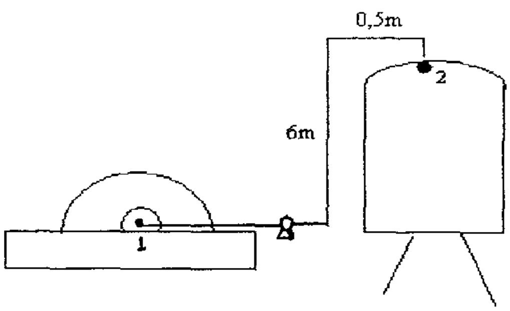
Untuk diameter dari rotary filter = 1 m.

Panjang dari rotary filter = $\frac{A}{\pi D} = \frac{7{,}2}{\pi \times 1} = 2{,}29$ m

14. Pompa (L-221)

Fungsi : Memompa filtrate dari *Rotary Drum Filter* ke *holding tank* II

Type : Vacuum Pump



Perhitungan :

Bahan yang dipompa :

Komponen	Jumlah (kg/hari)	Xi	ρ (kg/m^3)	$\frac{Xi}{\rho i}$	μ (kg/ms)	(Xi.μ$^{1/3}$)
H_2SO_4	11.238,6688	0,0525	1860	2,822E-05	0,0008	0,00467
Glukosa	24.369,1200	0,1138	1540	7,389E-05	0,00037	0,08381
Xylosa	28.790,4900	0,1344	1540	8,723E-05	0,00037	0,08381
Air	149.738,7543	0,6993	995,68	7,023E-04	0,00011	0,08848
	214.137,0331			8,916E-04		0,26077

ρ slurry = $\dfrac{1}{8{,}928 \times 10^{-4}}$ = 1113,3253 kg/m^3 = 69,5024 lb/ft^3

Larutan Slurry = 31.540,5672 kg/hari

= 0,8179 lb/s.

Viskositas slurry (μ) = 20 cps

Rate volumetric (q_f) = 0,8179 lb/s / 69,5024 lb/ft3 = 0,01176 ft^3/s

Menentukan diameter pipa :

$D_{i,opt} = 3{,}9 \cdot q_f^{\,0{,}45} \cdot \rho^{\,0{,}13}$ (Peters & Timmerhaus 4^{ed}, p. 496)

= 3,9 . (0,01176)^{0,45} . (69,5024 ^{0,13} = 0,9169 in

Dipilih diameter nominal 1 in sch. 80 :

ID = 0,9169 in = 0,0764 ft (Kern, table 11)

Flow area (a) = 0,055 ft^2

Kecepatan linear (v) = $\dfrac{0{,}01176\ \text{ft}^3/\text{s}}{0{,}055\,\text{ft}^2}$ = 0.2139 ft / s

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot v \cdot ID}{\mu} = \frac{69{,}5024\,\text{lb/ft}^3 \cdot 0{,}2139\,\text{ft/s} \cdot 0{,}0764\,\text{ft}}{17{,}5 \cdot 6{,}7197 \cdot 10^{-4}\ \text{lb/ft.s}} = 1159{,}5472$$

(aliran laminer)

Dari persamaan Bernoulli :

$$Ws = -\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) - \frac{g}{g_c} \cdot (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} - \Sigma F$$

(Pers. 2.7-28 Geankoplis 4th, hlm 75)

Dimana Σ F merupakan total friksional losses, meliputi:

2. Losses karena sudden contraction tangki larutan ke pipa, hc.

$$hc = 0{,}55 \text{ x } \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v_2^{\,2}}{2.\alpha.gc}$$

Dimana: A_1 = luas penampang tangki

A_2 = luas penampang pipa

Maka A_1 >>> A_2 sehingga A_2/A_1 diabaikan.

α = 0,5 (laminar flow)

$$hc = 0{,}55 \text{ x } \left(\frac{0{,}2139^2\ (\text{ft/s})^2}{2 \text{ x } 0{,}5 \text{ x } 32{,}174\,(\text{lb.ft/lbf.s}^2)}\right) = 0{,}00078 \text{ ft. lbf/lbm}$$

4. Losses karena friksi pada pipa lurus, Ft.

Digunakan pipa commercial steel, ε = 0,00015 ft

ε /D = 0,00015/0,0764 = 0,002727

Dari fig. 14-1 Peters & Timmerhaus 4^ed^ diperoleh :

Panjang pipa lurus (ΔL) = 42,6504 ft

$$F = \frac{16}{Nre} = \frac{42,6504}{1159,5472} = 0,0367$$

$$Ft = 4.\ f.\ \frac{\Delta L}{D} . \frac{V^2}{2\,gc}$$

$$Ft = 4 \text{ x } 0.01379 \text{ x } \frac{2,6504}{0.0764} x \frac{0,2139^2}{2x32.174} = 0,0049 \text{ ft. lbf/lbm.}$$

5. Losses karena friksi pada elbow dan valfe, H_f.

Terdapat 1 elbow 90 °, 1 gate valve dan 1 globe valve.

Dari Geankoplis tabel 2.10-1 hal. 104 :

K_f = 1. 0,75 + 1. 6 + 1. 0,17 = 6,92

$$H_f = K_f . \frac{v^2}{2\,\alpha\, gc}$$

$$Hf = 6.92 \text{ x } \left(\frac{0,2139^2}{2.32,174} \right) = 0.0049 \text{ ft. lbf/lbm.}$$

5. Losses karena sudden enlargement pipa ke reactor, H_{ex}

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 = (1 - 0)^2 = 1$$

Dimana : A_1 = Luas penampang pipa

A_2 = Luas penampang tangki penampung

Karena A_1 <<< A_2 maka A_1/A_2 diabaikan.

$$H_{ex} = K_{ex} . \left(. \frac{v^2}{2 . gc} \right)$$

$$H_{ex} = 1 . \left(\frac{0,239^2}{2 . 32,174} \right) = 0.00071 \text{ ft. lbf/lbm}$$

5. Losses karena pressure drop di tangki penampung.

P_1 = 7,35psia = 88,2 lbf/ft^2

P_2 = 14,7 psia = 176,4 lbf/ft^2

$\Delta P = 88{,}2\ lbf/ft^2$

$\Sigma F = 0{,}00078 + 0{,}0082 + 0.0049 + 0.00071$

$= 0{,}0146$ ft lbf/lbm

$$-Ws = \frac{1}{2.\alpha.gc}\left(v_2^{\ 2} - v_1^{\ 2}\right) + \frac{g}{gc}\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F$$

$$-Ws = \frac{0{,}2139^2}{2.0{,}5.32{,}174\ ft/lbf.s^2} + \frac{32{,}174\ ft/s^2}{32{,}174\ ft/lbf.s^2}(14{,}9095 - 0)\ ft + \frac{88{,}2\ lbf/ft2}{69{,}5024\ lb/ft3} +$$

$0{,}0146$ ft lbf/lbm

$-Ws = 16{,}1945$ ft lbf/lbm

Effisiensi pompa (η) = 20 % [21]

$$\text{Brake hp} = \frac{-W_s.m}{\eta.550} \text{ [13]}$$

$$\text{Brake hp} = \frac{14{,}9211 ft.lbf/lbm\, x\, 0{,}8179 lbm/s}{0{,}2x550\frac{ft.lbf/s}{hp}} = 0.1204\ Hp$$

Efisiensi motor = 80 % [21]

Sehingga dipakai pompa dengan power motor = $\frac{0{,}1204}{0{,}8} = 0{,}1387$ Hp = 0,15 Hp

Spesifikasi pompa (L-221) :

1. Type : Vacuum pump
2. Rate volumetrik : 0.01176794 ft^3/s
3. Ukuran pipa : 1 in sch 80
4. Efisiensi pompa : 20%
5. Efisiensi motor : 80%
6. Power motor : 0,15 Hp / buah
7. Bahan konstruksi : carbon steel
8. Jumlah : 1 buah

15. Holding Tank II (F-221)

Fungsi : menampung filtrat yang keluar dari *rotary vaccum filter* sebelum masuk ke tangki netralisasi

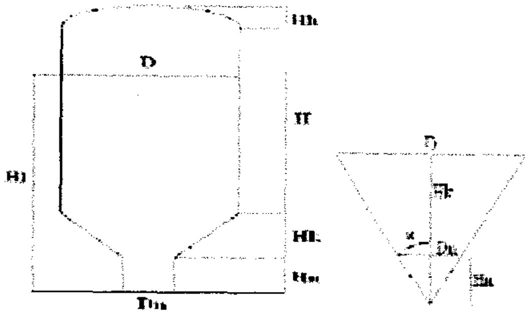
Tipe : silinder dengan tutup atas *torispherical* dan tutup bawah konis.

Dasar pemilihan : tutup *torispherical* memiliki harga yang lebih murah. Tutup konis memudahkan proses keluarnya filtrat

Perhitungan:

Volume Tangki

Keterangan:



D = diameter kecil

H = tinggi *shell*

Hk = tinggi konis

Hn = tinggi nozzle

HI = tinggi padatan

Hh = tinggi *head*

Dn = diameter nozzle

T operasi = 101,6°C

Direncanakan waktu tinggal 60 menit

Komponen	Jumlah (kg/hari)	Xi	ρ (kg/m³)	$\frac{Xi}{\rho i}$	μ (kg/ms)	$(Xi.\mu^{1/3})$
H_2SO_4	11.238,6688	0,0525	1860	2,822E-05	0,0008	0,00467
Glukosa	24.369,1200	0,1138	1540	7,389E-05	0,00037	0,08381
Xylosa	28.790,4900	0,1344	1540	8,723E-05	0,00037	0,08381
Air	149.738,7543	0,6993	995,68	7,023E-04	0,00011	0,08848
	214.137,0331			8,916E-04		0,26077

$$\rho \text{ filtrate} = \frac{1}{\Sigma \frac{Xi}{\rho i}} = \frac{1}{8{,}916 \times 10^{-4}} = 1215{,}5792 \text{ kg/m}^3 = 75{,}8859 \text{ lb/ft}^3$$

μ filtrat = $(0{,}26077)^3$ = 0,0177 kg/m.s = 0,01189 lb/ft.s (viskositas dari filtrat tidak mempengaruhi viskositas dari *slurry* karena fraksinya kecil)

Kapasitas tangki = 71.379,01 kg

$$\text{Volume filtrat} = \frac{71.379{,}011 kg}{1215{,}5792 kg/m^3} = 58{,}7202 \text{ m}^3 = 2073{,}673 \text{ ft}^3$$

Asumsi volume *slurry* = 80% dari volume tangki

$$\text{Volume tangki} = \frac{100}{80} \times 176{,}1605\ m^3$$

$= 73{,}4002\ m^3 = 2621{,}4359\ ft^3$

Dimensi dan Tebal *Shell* dan Tutup

Ditetapkan:

- Bahan konstruksi *cooker* adalah *stainsless steel* tipe 304 (SA-240 *grade* S)
- *Allowable stress value* dari SA-240 adalah 17.806,0833 psi [40], p.342
- *Corrosion allowance* (c) adalah 3 mm [28], P.556
- Las yang digunakan : *double welded butt joint*, efisiensi 0,85 [40], p.46
- $Hshell/Dshell = 1{,}5/1$

Diameter nozzle (Dn) = 8 inc ≈ 0,2032 m = 0,6667 ft

Ditetapkan: sudut konis = 60°C

α = 30°C

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

$$= 1{,}1775\ D_{shell}$$

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

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

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

Volume *disc head* = $0{,}000049 \times D_{shell}^{\ 3}$ (D dalam in)

$= 0{,}0847 \times D_{shell}^{\ 3}$ (D dalam ft)

Volume tangki = $V_{shell} + V_{konis}$

$$2621{,}4359\ ft^3 = 1{,}1775\ D_{shell}^{\ 3} + \frac{\pi}{24 \times tg\alpha} \times \left(D_{shell}^{\ 3} - Dn^3\right)$$

$$2621{,}4359\ ft^3 = 1{,}1775\ D_{shell}^{\ 3} + 0{,}2266\ D_{shell}^{\ 3} - 0{,}0672 + 0{,}0847\ D_{shell}^{\ 3}$$

$$2621{,}4359\ ft^3 = 1{,}4888\ D_{shell}^{\ 3} - 0{,}0672$$

D_{shell} = 12,0754 ft = 3,6806 m = 144,9073 in

r_{shell} = 6,0377 ft = 1,8403 m

H_{shell} = 1,5 D = (1,5 x 12,0754) ft = 18,1131 ft = 5,5209 m

$$H_{konis} = \frac{D_{shell} - Dn}{2 \times tg\alpha} = \frac{12{,}0754 - 0{,}6667}{2 \times tg30^\circ} = 9{,}8802\ ft = 3{,}0115\ m$$

H *slurry* dalam konis = H konis = 9,8802 ft = 3,0115 m

H nozzle = $\dfrac{Dn}{2\times tg\alpha} = \dfrac{0{,}6667}{2\times tg30^\circ} = 0{,}5774$ ft = 0,1760 m

Volume *slurry* dalam konis $= \dfrac{\pi}{24\times tg\alpha}\times\left(D^3 - Dn^3\right)$

$= \dfrac{\pi}{24\times tg30^\circ}\times\left(12{,}0754^3 - 0{,}6667^3\right)$

$= 399{,}1450\ ft^3 = 11{,}3025\ m^3$

V *slurry* dalam shell = V *slurry* – V *slurry* dalam konis

$\dfrac{\pi}{4}\times D^2\times$ H *solid* dalam shell = (2073,673 – 399,145)ft^3

$\dfrac{\pi}{4}\times(12{,}0754)^2\times$ H *solid* dalam shell = 1674,5281 ft^3

H *slurry* dalam shell = 14,6217 ft = 4,4567 m

H *slurry* dalam tangki = H *slurry* dalam shell +H *slurry* dalam konis

= (14,6217 + 9,8802) ft

= 24,5019 ft = 7,4683 m

Tebal *Shell* dan Konis

P operasi = $\rho\dfrac{H}{144} = \dfrac{75{,}8859\ lb/ft^3\times 24{,}5019\ ft}{144} = 12{,}9121\ psi$

P *design* = 1,2 x 15,4327 psi = 18,5192 psi

Dengan menggunakan persamaan C.4 maka

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

$= \dfrac{12{,}9121\ psi\times 6{,}0377\ ft}{\left[(17.806{,}0833\ psi\times 0{,}85) - (0{,}6\times 12{,}9121\ psi)\right]\times 3{,}2808\ ft/m} + 3\ mm$

= 0,0035 mm + 3 mm = 3,0035 mm = $3/16$

OD = ID + (2 x t_s) = 144,9073 in + (2 x $3/16$") = 145,2823 in = 145 in

(distandarisasi dari [40], 91) untuk OD = 145 in maka t_s paling kecil adalah $7/16$",

maka tebal *shell* yang digunakan adalah $7/16$"

Tebal *disc head* (t_d) dapat dicari dengan cara sebagai berikut:

OD = 145 in, sehingga dari [40] hal 91, didapatkan data r = 132 in da n icr = $8\frac{3}{4}$ in, dan berdasarkan hal 93 didapatkan sf = 6 in

Dengan menggunakan persamaan C.10 maka:

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}}\right) = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{90in}{5{,}5in}}\right) = 1{,}76$$

$$P\ operasi = \rho\frac{H}{144} = \frac{75{,}8859\ {}^{lb}/_{ft^3} \times 29{,}2849\ ft}{144} = 15{,}4327\ \text{psi}$$

P *design* = 1,2 x 15,4327 psi = 18,5192 psi

$$t_d = \frac{18{,}5192\ psi \times 170in \times 1{,}76}{(2 \times 17.806{,}0833 \times 0{,}85) - (0{,}2 \times 18{,}5192)} + 3\ \text{mm}$$

$$= 0{,}0196\ \text{in} + 3\ \text{mm} = (0{,}9826 + 3)\ \text{mm} = 7{,}8255\ \text{mm} = \frac{3}{16}\text{"}$$

Tebal *disc head* = $\frac{3}{16}$"

Tinggi *head* dan *bottom* dapat dihitung dengan persamaan C.8

OA= t_d + b + sf

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = \frac{144{,}9073}{2} - 8\frac{3}{4} = 66{,}4536\ \text{in}$$

$$BC = r - icr = 132 - 8\frac{3}{4} = 126\ \text{in}$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 132 - \sqrt{126^2 - 66{,}4536^2} = 24{,}9489\ \text{in}$$

$$OA = t_d + b + sf = \frac{3}{16} + 24{,}9489 + 6 = 31{,}1364\ \text{in} = 0{,}7908\ \text{m}$$

Tebal konis dihitung dengan persamaan C.9.

$$t_k = \frac{7{,}4825\ psi \times 3{,}5190\ ft}{\cos 30° ((17806{,}0833 \times 0{,}85) - (0{,}6 \times 7{,}4825)) \times 3{,}2808\ {}^{ft}/_{m}} + 3mm$$

$$= 0{,}6125\ \text{mm} + 3\ \text{mm} = 3{,}6125\ \text{mm} = 0{,}1422\ \text{in} = \frac{3}{16}\text{"}$$

Tebal konis = $\frac{3}{16}$"

Tebal *shell* ($\frac{7}{8}$") lebih besar dari tebal *dish* ($\frac{3}{16}$") dan tebal konis ($\frac{3}{16}$"), maka digunakan tebal *shell* ($\frac{5}{16}$") sebagai tebal tangki.

H tangki total = $H_{shell} + H_{konis}$ + OA

= (5,5029 + 3,0115 + 0,7908) m

= 9,3052 m

Spesifikasi holding tank II (F-221)

1. Type : Tangki vertical dengan tutup atas dishead & bawah konis
2. Volume tangki : 2621,4359 ft^3
3. Dimensi : diameter shell = 12,0754 ft

a. Tinggi = 9,3052 m

b. Tebal Shell= 5/16 in

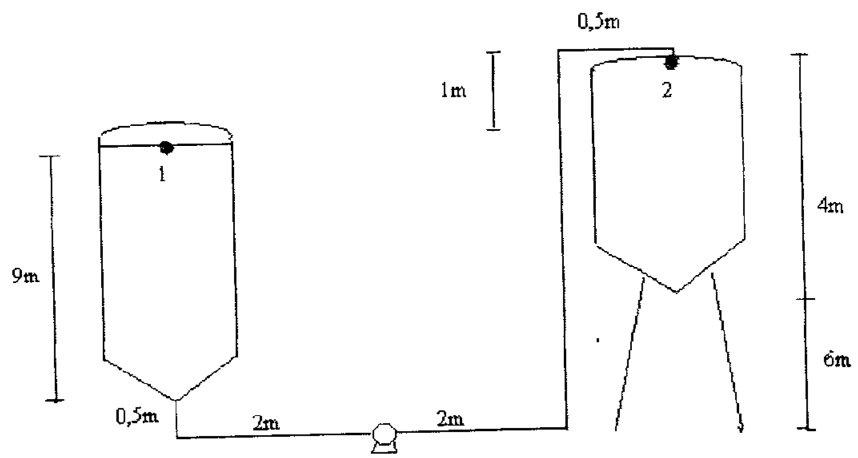
c. Tebal dishead = 5/16 in

4. Bahan konstruksi : Stainless steel
5. Jumlah : 1 buah

16. Pompa (L-222)

Fungsi : Memompa Filtrat dari *Holding tank II* ke tangki netralisasi.

Type : Centrifugal pump



Perhitungan

Bahan yang dipompa :

Komponen	Jumlah (kg/hari)	Xi	ρ (kg/m³)	$\frac{Xi}{\rho i}$	μ (kg/ms)	$(Xi.\mu^{1/3})$
H_2SO_4	11.238,6688	0,0525	1860	2,822E-05	0,0008	0,00467
Glukosa	24.369,1200	0,1138	1540	7,389E-05	0,00037	0,08381
Xylosa	28.790,4900	0,1344	1540	8,723E-05	0,00037	0,08381
Air	149.738,7543	0,6993	995,68	7,023E-04	0,00011	0,08848
	214.137,0331			8,916E-04		0,26077

ρ slurry = 72,8859 lb/ft³

Larutan Slurry = 214.137,0331 kg/hari

= 5,5532 lb/s.

Viskositas slurry (μ) = 0,01189

Rate volumetric (q_f) = 5,5532 lb/s / 72,8859 lb/ft3 =0,0732 ft³/s

Menentukan diameter pipa :

$D_{i,opt} = 3{,}9 \cdot q_f^{\,0,45} \cdot \rho^{\,0,13}$ (Peters & Timmerhaus 4[ed], p. 496)

$= 3{,}9 \cdot (0.0732)^{0,45} \cdot (72{,}8859)^{0,13} = 2.1108 \text{ in} = 0.1759 \text{ ft}$

Dipilih diameter nominal 2 in sch. 40 :

Flow area (a) = 0,29147 ft²

$$\text{Kecepatan linear (v)} = \frac{0{,}0732 \text{ ft}^3/\text{s}}{0{,}29147 \text{ft}^2} = 0.2511 \text{ft}/\text{s}$$

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot v \cdot ID}{\mu} = \frac{72{,}8859 \text{lb/ft}^3 \cdot 0{,}2511 \text{ft/s} \cdot 0{,}1759 \text{ft}}{0{,}01189 \text{lb/ft.s}} = 3382.3563$$

(aliran laminer)

Dari persamaan Bernoulli :

$$Ws = -\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) - \frac{g}{g_c} \cdot (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} - \Sigma F$$

(Pers. 2.7-28 Geankoplis 4th, hlm 75)

Dimana Σ F merupakan total friksional losses, meliputi:

3. Losses karena sudden contraction tangki larutan ke pipa, hc.

$$hc = 0{,}55 \text{ x } \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v_2^{\,2}}{2.\alpha.gc}$$

Dimana: A_1 = luas penampang tangki

A_2 = luas penampang pipa

Maka $A_1 >>> A_2$ sehingga A_2/A_1 diabaikan.

α = 0,5 (laminar flow)

$$hc = 0,55 \text{ x } \left(\frac{0,2511^2 \text{ (ft/s)}^2}{2 \text{ x } 0,5 \text{ x } 32,174 (\text{lb.ft/lbf.s}^2)} \right) = 0.0011 \text{ ft. lbf/lbm}$$

6. Losses karena friksi pada pipa lurus, Ft.

Digunakan pipa commercial steel, ε = 0,00015 ft

ε /D = 0,00015/0,1759 = 0.00085275

Dari fig. 14-1 Peters & Timmerhaus 4^{ed} diperoleh :

Panjang pipa lurus (ΔL) = 49,212 ft

$$F = \frac{49,212}{Nre} = \frac{49,212}{3382,3563} = 0,0145$$

$$Ft = 4.\ f.\ \frac{\Delta L}{D} . \frac{V^2}{2\,gc}$$

$$Ft = 4 \text{ x } 0.0047 \text{ x } \frac{49,212}{0.1759} x \frac{0,2511^2}{2x32.174} = 0.0022 \text{ ft. lbf/lbm.}$$

7. Losses karena friksi pada elbow dan valfe, H_f.

Terdapat 1 elbow 90 °, 1 gate valve dan 1 globe valve.

Dari Geankoplis tabel 2.10-1 hal. 104 :

K_f = 1. 0,75 + 1. 6 + 1. 0,17 = 6,92

$$H_f = K_f.\ \frac{v^2}{2\alpha\, gc}$$

$$Hf = 6.92 \text{ x } \left(\frac{0,2511^2}{2.32,174} \right) = 0.0068 \text{ ft. lbf/lbm.}$$

6. Losses karena sudden enlargement pipa ke reactor, H_{ex}

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 = (1 - 0)^2 = 1$$

Dimana : A_1 = Luas penampang pipa

A_2 = Luas penampang tangki penampung

Karena $A_1 <<< A_2$ maka A_1/A_2 diabaikan.

$$H_{ex} = K_{ex} \cdot \left(\cdot \frac{v^2}{2 \cdot gc} \right)$$

$$H_{ex} = 1 \cdot \left(\frac{0{,}2511^2}{2 \cdot 32{,}174} \right) = 0.00098 \text{ ft. lbf/lbm}$$

5. Losses karena pressure drop di tangki penampung.

P_1 = 14,7 psia = 176,4 lbf/ft^2

P_2 = 14,7 psia = 176,4 lbf/ft^2

$\Delta P = 0$

ΣF = 0.0011 + 0.00168 + 0.0068 + 0.00098

= 0.0105 ft lbf/lbm

$$-Ws = \frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot gc}\left(v_2^{\,2} - v_1^{\,2}\right) + \frac{g}{gc}\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F$$

$$-Ws = \frac{0{,}2511^2}{2.0{,}5.32{,}174\ \text{ft/lbf.s}^2} + \frac{32{,}174\ \text{ft/s}^2}{32{,}174\ \text{ft/lbf.s}^2}(3{,}2808 - 0)\ \text{ft} + 0{,}0105\ \text{ft lbf/lbm}$$

-Ws = 3,2932 ft lbf/lbm

Effisiensi pompa (η) = 20 % (Peters & Timmerhaus 4^{ed} fig.14-37, p.520)

$$\text{Brake hp} = \frac{-W_s \cdot m}{\eta \cdot 550}$$ (Geankoplis, Pers. 3.3-2)

$$\text{Brake hp} = \frac{24{,}5144\, ft.lbf/lbm \times 5{,}5532\, lbm/s}{0{,}2 x 550 \frac{ft.lbf/s}{hp}} = 0{,}1663 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor = 80 % (Peters & Timmerhaus 4^{ed} fig.14-38, p.521)

Sehingga dipakai pompa dengan power motor $= \frac{0{,}1663}{0{,}8} = 0{,}2$ Hp

Spesifikasi pompa (L-222) :

1. Rate volumetrik : 0.0732 ft^3/s
2. Ukuran pipa : 2 in sch 40
3. Efisiensi pompa : 20%
4. Efisiensi motor : 80%
5. Power motor : 0,2 Hp / buah
6. Bahan konstruksi : carbon steel
7. Jumlah : 1 buah

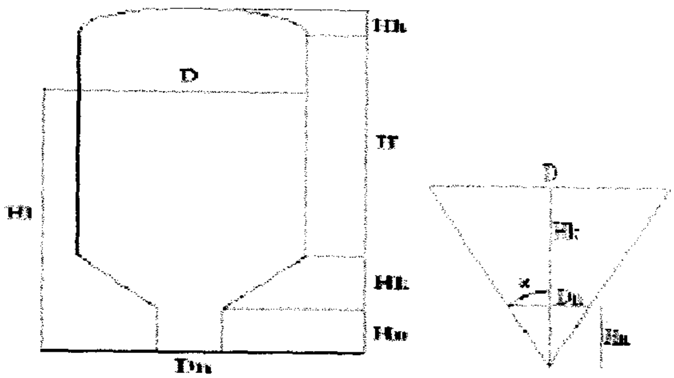
17. Tangki Netralisasi (D-230)

Fungsi : Mereaksikan asam sulfat dengan *calsium hidroksida*, sehingga menjadi padatan.

Tipe : silinder dengan tutup atas *torispherical* dan tutup bawah konis.

Dasar pemilihan : tutup *torispherical* memiliki harga yang lebih murah. Tutup konis memudahkan proses keluarnya filtrat.

Volume Tangki



Keterangan:

D = diameter kecil

H = tinggi *shell*

Hk = tinggi konis

Hn = tinggi nozzle

HI = tinggi padatan

Hh = tinggi *head*

Dn = diameter nozzle

T operasi = 101,6°C

Direncanakan waktu tinggal 30 menit

Komponen	Jumlah (kg/hari)	Xi	ρ (kg/m³)	$\frac{Xi}{\rho i}$	μ (kg/ms)	$(Xi.\mu^{1/3})$
H_2SO_4	11.238,6688	0,0691	1860	3,715E-05	0,0008	0,00467
Glukosa	24.369,1200	0,1497	1540	9,721E-05	0,00037	0,08381
Xylosa	28.790,4900	0,1769	1540	1,148E-04	0,00037	0,08381
Air	89.843,2526	0,5521	995,68	5,544E-04	0,00011	0,08848
$Ca(OH)_2$	8.905,9017	0,0547	2111	2,591E-05		
	162.723,3425			1,392E-03		0,26077

Kapasitas tiap *shift* = $\dfrac{162.723{,}3425 kg/hari}{3 shift/hari}$ = 54.241,1147 kg/shift

ρ larutan = $\sum \dfrac{Xi}{\rho i} = \dfrac{1}{1{,}392 \times 10^{-3}}$ = 718,3908 kg/m^3

Volume larutan = $\dfrac{54241{,}1147 kg}{718{,}3908 kg/m^3}$ = 75,5036 m^3

Asumsi volume *slurry* = 80% dari volume tangki

Volume tangki = $\dfrac{100}{80} \times 75{,}5036\ m^3$

= 94,3975 m^3 = 3332,8233 ft^3

Dimensi dan Tebal *Shell* dan Tutup

Ditetapkan :

- Bahan konstruksi *cooker* adalah *stainsless steel* tipe 304 (SA-240 *grade* S)
- *Allowable stress value* dari SA-240 adalah 17806,0833 psi [40], p.342
- *Corrosion allowance* (c) adalah 3 mm [28], P.556
- Las yang digunakan : *double welded butt joint*, efisiensi 0,85 [40], p.46
- $Hshell / Dshell = 1{,}5 / 1$

Diameter nozzle (Dn) = 20 inc ≈ 0,508 m = 1,6667 ft

Ditetapkan: sudut konis = 60°C

α = 30°C

Volume shell $= \dfrac{\pi}{4} \times D_{shell}{}^2 \times H = \dfrac{\pi}{4} \times D_{shell}{}^2 \times 1{,}5 D_{shell}$

= 1,1775 D_{shell}

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

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

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

Volume *disc head* = 0,000049 x $D_{shell}{}^3$ (D dalam in)

= 0,0847 x $D_{shell}{}^3$ (D dalam ft)

Volume tangki = $V_{shell} + V_{konis}$

$3332{,}8233\ ft^3 = 1{,}1775\ D_{shell}^3 + \frac{\pi}{24 \times tg\alpha} \times \left(D_{shell}^{\ 3} - Dn^3\right)$

$3332{,}8233\ ft^3 = 1{,}1775\ D_{shell}^3 + 0{,}2266\ D_{shell}^3 - 1{,}0497$

$3332{,}8233\ ft^3 = 1{,}4888\ D_{shell}^3 - 1{,}0497$

$D_{shell} = 13{,}0816\ ft = 3{,}9873\ m$

$r_{shell} = 1{,}9936\ ft = 0{,}6076\ m$

$H_{shell} = 1{,}5\ D = (1{,}5 \times 13{,}0816)\ ft = 19{,}6224\ ft = 5{,}9809\ m$

$H_{konis} = \frac{D_{shell} - Dn}{2 \times tg\alpha} = \frac{13{,}0816 - 1{,}6667}{2 \times tg30^\circ} = 10{,}7516\ ft = 3{,}2771\ m$

H *solid* dalam konis = H konis = 10,7516 ft = 3,2771 m

$H\ nozzle = \frac{Dn}{2 \times tg\alpha} = \frac{0{,}6667}{2 \times tg30^\circ} = 0{,}5774\ ft = 0{,}1760\ m$

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

$= \frac{\pi}{24 \times tg30^\circ} \times \left(13{,}0816^{\ 3} - 0{,}6667^3\right)$

$= 507{,}4863\ ft^3 = 14{,}3710\ m^3$

V *slurry* dalam shell = V *solid* – V *solid* dalam konis

$\frac{\pi}{4} \times D^2 \times$ H *solid* dalam shell = (507,4863 – 507,4863)ft^3

$\frac{\pi}{4} \times (3{,}9701)^2 \times$ H *solid* dalam shell = 78,9733 ft^3

H *slurry* dalam shell = 6,3795 ft = 1,9445 m

H *slurry* dalam tangki = H *slurry* dalam shell +H *slurry* dalam konis

= (6,3795 + 3,3927) ft

= 9,7722 ft = 2,9786 m

Tebal *Shell* dan Konis

$P\ operasi = \rho \frac{H}{144} = \frac{86{,}2345\ ^{lb}/_{ft^3} \times 9{,}7722\ ft}{144} = 5{,}8521 psi$

P *design* = 1,2 x 5,8521 psi = 7,0225 psi

Dengan menggunakan persamaan C.4 maka

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

$= \dfrac{5,8521 psi \times 1,9851 ft}{[(17806,0833 psi \times 0,85) - (0,6 \times 5,8521 psi)] \times 3,2808\, ft/m} + 3\text{ mm}$

$= 0,3238$ mm + 3 mm = 3,3238 mm = $3/16$

OD = ID + (2 x t_s) = 47,6377 in + (2 x $3/16$") = 48,0127 in = 50 in

(distandarisasi dari [40], 91) untuk OD = 90 in maka t_s paling kecil adalah $5/16$",

maka tebal *shell* yang digunakan adalah $5/16$"

Tebal *disc head* (t_d) dapat dicari dengan cara sebagai berikut:

OD = 108 in, sehingga dari [40] hal 90, didapatkan data r = 90 in dan icr = 5,5 in, dan berdasarkan hal 93 didapatkan sf = 2 in

Dengan menggunakan persamaan C.10 maka:

$W = \dfrac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\dfrac{r}{icr}}\right) = \dfrac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\dfrac{90 in}{5,5 in}}\right) = 1,76$

P operasi = $\rho \dfrac{H}{144} = \dfrac{63,3786\, lb/ft^3 \times 14,1673 ft}{144} = 6,2354$ psi

P *design* = 1,2 x 6,2354 psi = 7,4825 psi

$t_d = \dfrac{7,4825 psi \times 90 in \times 1,76}{(2 \times 17806,0833 \times 0,85) - (0,2 \times 7,4825)} + 3\text{ mm}$

= 0,0392 in + 3 mm = (0,9946 + 3) mm = 3,9946 mm = $3/16$"

Tebal *disc head* = $3/16$"

Tinggi *head* dan *bottom* dapat dihitung dengan persamaan C.8

OA= t_d + b + sf

AB $= \dfrac{ID}{2} - icr = \dfrac{47,6377}{2} - 5,5 = 18,3189$ in

BC = r – icr = 90 – 5,5 = 84,5 in

b $= r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 90 - \sqrt{84,5^2 - 18,3189^2} = 66,19$ in

OA = t_d + b + sf = $3/16$ + 66,19 + 2 = 16,0868 in = 0,41 m = 1,34 ft

Tebal konis dihitung dengan persamaan C.9.

$$t_k = \frac{7{,}4825\,psi \times 3{,}5190\,ft}{\cos 30^\circ\,((17806{,}0833 \times 0{,}85) - (0{,}6 \times 7{,}4825)) \times 3{,}2808\,{}^{ft}\!/_{m}} + 3mm$$

$= 0{,}6125$ mm + 3 mm = 3,6125 mm = 0,1422 in = $\frac{3}{16}$"

Tebal konis = $\frac{3}{16}$"

Tebal *shell* ($\frac{5}{16}$") lebih besar dari tebal *dish* ($\frac{3}{16}$") dan tebal konis ($\frac{3}{16}$"), maka digunakan tebal *shell* ($\frac{5}{16}$") sebagai tebal tangki.

H tangki total = $H_{shell} + H_{konis}$ + OA

= (5,9809 m + 3,2771 m + 0,41) m

= 9,0216 m

Spesifikasi tangki netralisasi (D-230) :

1. Volume tangki : 3332,8233 ft^3
2. Dimensi : diameter shell = 13,0816 ft
3. Tinggi : 9,0216 m
4. Tebal Shell : 5/16 in
5. Tebal dishead : 5/16 in
6. Bahan konstruksi : Stainless steel
7. Jumlah : 1 buah

18. Rotary Drum Filter II (H-240)

Fungsi : Untuk memisahkan Ca_2SO_4 yang keluar dari tangki netralisasi, sehingga untuk didapatkan larutan dengan komposisi : glukosa, xylosa, dan air.

Kondisi operasi :

T = 31,51°C

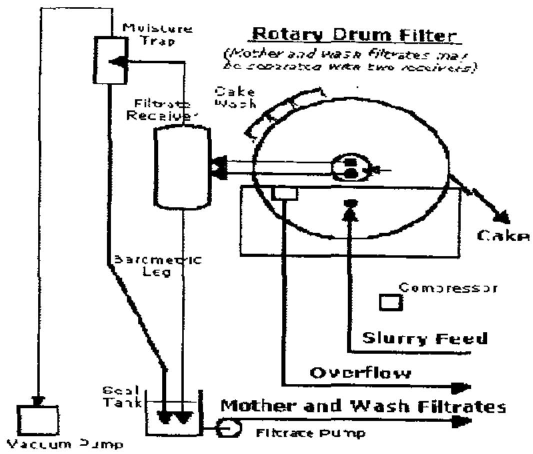
ΔP = 0,5 atm

Type : *Rotary Vaccum filter*

Jumlah : 1 buah

Dasar pemilihan : Cocok untuk proses filtrasi kontinyu dan mampu menampung kapasitas besar.

Gambar :



Massa slurry = 233.865,1051 kg/hari

Massa filtrat = Glukosa +Xylosa +Air

= 24.369,12 kg + 28.790,49 kg + 56.383,0459

= 162.723,3425 kg/hari

Massa solid = selulosa + hemiselulosa + lignin

= 2.710,352 + 1.616,72 + 1.616,72

= 19.728,072 kg/hari

Menghitung densitas dan viscositas dari larutan filtrat.

Komponen	Jumlah (kg/hari)	Xi	ρ (kg/m^3)	$\frac{Xi}{\rho i}$	μ (kg/ms)
Glukosa	24.369,1200	0,2224	1540	1,444E-04	0,00037
Xylosa	28.790,4900	0,2628	1540	1,706E-04	0,00037
Air	56.383,7543	0,5147	995,68	5,169E-04	0,00011
	109.543,3643			8,315E-04	

$$\rho \text{ filtrate} = \frac{1}{\sum \frac{Xi}{\rho i}} = \frac{1}{8{,}315 \times 10^{-4}} = 1202{,}6458 \text{ kg/m}^3 = 75{,}0785 \text{ lb/ft}^3$$

μ filtrat = 0,00751 kg/m.s = 8,9x10^{-5} lb/ft.s (viskositas dari filtrat tidak mempengaruhi viskositas dari *slurry* karena fraksinya kecil)

$$\text{Volume filtrat} = \frac{109.543{,}3643 kg}{1202{,}6458 kg/m^3} = 91{,}0853 \text{ m}^3$$

Menghitung densitas dari padatan

Komponen	Jumlah (kg/hari)	Xi	ρ (kg/m³)	$\frac{Xi}{\rho i}$
Ca(SO)₄	15.596,5199	0,2909	2730	1,0655E-04
Air	37.588,6973	0,7012	995,68	7,0424E-04
Ca(OH)₂	424,0906	0,0079	2320	3,4052E-06
	53.609,3078			8,1419E-04

Densitas padatan = $\sum \frac{Xi}{\rho i} = \frac{1}{8{,}1419 \times 10^{-4}}$ =1.228,2145 kg/m³

Volume padatan = $\frac{53.609{,}3078}{1.228{,}2145}$ = 43,6482 m³

Konsentrasi padatan = $\frac{53.609{,}3078}{91{,}0853 + 43{,}6482}$ = 397,8915 kg/m³ filtrat

Data rotary filter :

$\alpha = 1{,}6 \times 10^{10}$ m/kg

Porosifitas cake (ϵ) = 0,7

Hambatan (*Rf*) = 1×10^{7} m^{-1}

Kecepatan normal peripheral = 1 m/menit

Bagian drum yang tercelup (f) = 0,33

Ketebalan *cake* = 1 cm = 0,01 m

Ketebalan *cake* = $\frac{C}{\rho_s (1-\varepsilon)} \times \frac{V_f}{A}$

$$0{,}01 = \frac{397{,}8915}{1.228{,}2145(1-0{,}7)} \times \frac{V_f}{A}$$

$$\frac{V_f}{A} = 1{,}0798 \text{ m}^3/\text{m}^2$$

Cairan pencuci = Ketebalan *cake* x ϵ

= 0,01 m x 0,7

= 0,07

$$Q = \frac{397{,}8915 m^3 / jam}{3600 \det ik / jam} = 0{,}1105 \text{ m}^3 \text{ filtrat/detik}$$

$$Q = \frac{A\,\Delta P}{\mu(Rf + \alpha CV / A)}$$

$$0{,}1105 = \frac{A \times 50.662{,}5}{5{,}46 \times 10^{-5}(10^7 + 1{,}6 \times 10^7 \times 397{,}8915 \times 1{,}0798)}$$

$= 6{,}1982\ m^2$

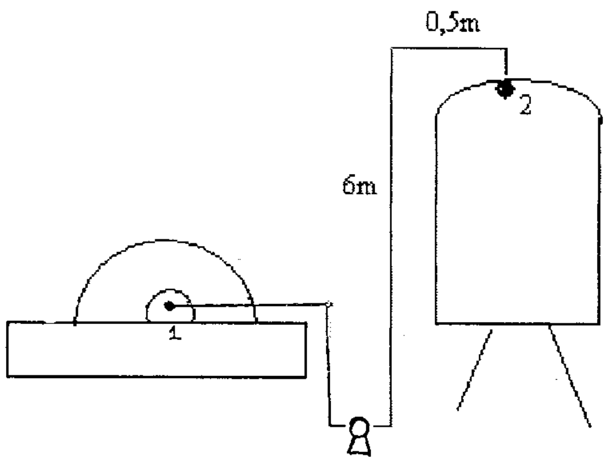
Untuk diameter dari rotary filter = 1 m.

Panjang dari rotary filter = $\frac{A}{\pi D} = \frac{6{,}1982}{\pi \times 1} = 1{,}9729$ m

19. Pompa (L-241)

Fungsi : Memompa filtrate dari *Rotary Drum Filter* ke *holding tank* III

Type : Vacuum Pump



Perhitungan :

Bahan yang dipompa :

Komponen	Jumlah (kg/hari)	Xi	ρ (kg/m³)	$\frac{Xi}{\rho i}$	μ (kg/ms)
Glukosa	24.369,1200	0,2224	1540	1,444E-04	0,00037
Xylosa	28.790,4900	0,2628	1540	1,706E-04	0,00037
Air	56.383,7543	0,5147	995,68	5,169E-04	0,00011
	109.543,3643			8,315E-04	

ρ slurry = $\dfrac{1}{8{,}928\times10^{-4}}$ = 1113,3253 kg/m^3 = 69,5024 lb/ft^3

Larutan Slurry = 31.540,5672 kg/hari

= 0,8179 lb/s.

Viskositas slurry (μ) = 20 cps

Rate volumetric (q_f) = 0,8179 lb/s / 69,5024 lb/ft3 = 0,01176 ft^3/s

Menentukan diameter pipa :

$D_{i,opt} = 3{,}9 \cdot q_f^{\,0,45} \cdot \rho^{\,0,13}$ (Peters & Timmerhaus 4^{ed}, p. 496)

$= 3{,}9 \cdot (0{,}01176)^{0,45} \cdot (69{,}5024)^{0,13} = 0{,}9169$ in

Dipilih diameter nominal 1 in sch. 80 :

ID = 0,9169 in = 0,0764 ft (Kern, table 11)

Flow area (a) = 0,055 ft^2

Kecepatan linear (v) = $\dfrac{0{,}01176\ \text{ft}^3/\text{s}}{0{,}055\text{ft}^2}$ = 0.2139 ft / s

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot v \cdot ID}{\mu} = \frac{69{,}5024\,\text{lb/ft}^3 \cdot 0{,}2139\,\text{ft/s} \cdot 0{,}0764\,\text{ft}}{17{,}5 \cdot 6{,}7197 \cdot 10^{-4}\ \text{lb/ft.s}} = 1159{,}5472$$

(aliran laminer)

Dari persamaan Bernoulli :

$$Ws = -\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) - \frac{g}{g_c} \cdot (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} - \Sigma F$$

(Pers. 2.7-28 Geankoplis 4th, hlm 75)

Dimana Σ F merupakan total friksional losses, meliputi:

4. Losses karena sudden contraction tangki larutan ke pipa, hc.

$$hc = 0{,}55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v_2^{\,2}}{2.\alpha.gc}$$

Dimana: A_1 = luas penampang tangki

A_2 = luas penampang pipa

Maka $A_1 >>> A_2$ sehingga A_2/A_1 diabaikan.

α = 0,5 (laminar flow)

$$hc = 0{,}55 \times \left(\frac{0{,}2139^2\ (\text{ft/s})^2}{2 \times 0{,}5 \times 32{,}174\,(\text{lb.ft/lbf.s}^2)}\right) = 0{,}00078\ \text{ft. lbf/lbm}$$

8. Losses karena friksi pada pipa lurus, Ft.

Digunakan pipa commercial steel, ε = 0,00015 ft

ε /D = 0,00015/0,0764 = 0,002727

Dari fig. 14-1 Peters & Timmerhaus 4^{ed} diperoleh :

Panjang pipa lurus (ΔL) = 50,8564 ft

$$F = \frac{50{,}8564}{Nre} = \frac{50{,}8564}{1159{,}5472} = 0.01379$$

$$Ft = 4.\ f.\ \frac{\Delta L}{D}.\frac{V^2}{2\,gc}$$

$$Ft = 4 \text{ x } 0.01379 \text{ x } \frac{50{,}8564}{0.0764} x \frac{0{,}2139^2}{2x32.174} = 0{,}0082 \text{ ft. lbf/lbm.}$$

9. Losses karena friksi pada elbow dan valfe, H_f.

Terdapat 1 elbow 90 °, 1 gate valve dan 1 globe valve.

Dari Geankoplis tabel 2.10-1 hal. 104 :

K_f = 1. 0,75 + 1. 6 + 1. 0,17 = 6,92

$$H_f = K_f.\ \frac{v^2}{2\,\alpha\,gc}$$

$$Hf = 6.92 \text{ x } \left(\frac{0{,}2139^2}{2.32{,}174}\right) = 0.0049 \text{ ft. lbf/lbm.}$$

7. Losses karena sudden enlargement pipa ke reactor, H_{ex}

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = (1-0)^2 = 1$$

Dimana : A_1 = Luas penampang pipa

A_2 = Luas penampang tangki penampung

Karena A_1 <<< A_2 maka A_1/A_2 diabaikan.

$$H_{ex} = K_{ex}.\left(.\frac{v^2}{2.gc}\right)$$

$$H_{ex} = 1.\left(\frac{0{,}239^2}{2.32{,}174}\right) = 0.00071 \text{ ft. lbf/lbm}$$

5. Losses karena pressure drop di tangki penampung.

P_1 = 7,35psia = 88,2 lbf/ft^2

P_2 = 14,7 psia = 176,4 lbf/ft^2

$\Delta P = 88{,}2\ lbf/ft^2$

$\Sigma F = 0{,}00078 + 0{,}0082 + 0.0049 + 0.00071$

$= 0{,}0146$ ft lbf/lbm

$$-Ws = \frac{1}{2.\alpha.gc}\left(v_2^{\ 2} - v_1^{\ 2}\right) + \frac{g}{gc}\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F$$

$$-Ws = \frac{0{,}2139^2}{2.0{,}5.32{,}174\ ft/lbf.s^2} + \frac{32{,}174\ ft/s^2}{32{,}174\ ft/lbf.s^2}(14{,}9095 - 0)\ ft + \frac{88{,}2\ lbf/ft2}{69{,}5024\ lb/ft3} +$$

0,0146 ft lbf/lbm

-Ws = 16,1945 ft lbf/lbm

Effisiensi pompa (η) = 20 % [21]

Brake hp $= \frac{-W_s.m}{\eta.550}$ [13]

Brake hp $= \dfrac{14{,}9211\,ft.lbf/lbm\,x\,0{,}8179\,lbm/s}{0{,}2x550\,\frac{ft.lbf/s}{hp}} = 0.1204$ Hp

Efisiensi motor = 80 % [21]

Sehingga dipakai pompa dengan power motor = $\frac{0{,}1204}{0{,}8} = 0{,}1387$ Hp = 0,15 Hp

Spesifikasi pompa (L-241) :

1. Type	: Vacuum pump
2. Rate volumetrik	: 0.01176794 ft^3/s
3. Ukuran pipa	: 1 in sch 80
4. Efisiensi pompa	: 20%
5. Efisiensi motor	: 80%
6. Power motor	: 0,15 Hp / buah
7. Bahan konstruksi	: carbon steel
8. Jumlah	: 1 buah

20. Holding Tank III (F-250)

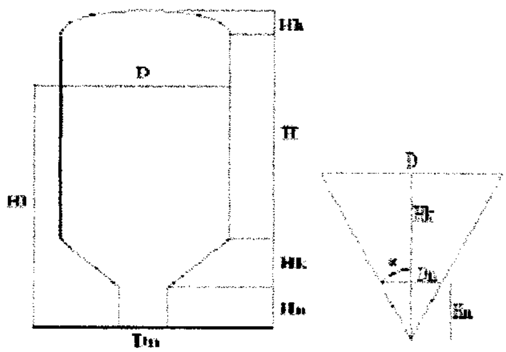
Fungsi : menampung filtrat yang keluar dari *rotary vaccum filter II* sebelum masuk ke tangki starter dan fermentor

Tipe : silinder dengan tutup atas *torispherical* dan tutup bawah konis.

Dasar pemilihan : tutup *torispherical* memiliki harga yang lebih murah. Tutup konis memudahkan proses keluarnya filtrat

Perhitungan:

Volume Tangki



Keterangan:

D = diameter kecil

H = tinggi *shell*

Hk = tinggi konis

Hn = tinggi nozzle

Hl = tinggi padatan

Hh = tinggi *head*

Dn = diameter nozzle

T operasi = 101,6°C

Direncanakan waktu tinggal 60 menit

Komponen	Jumlah (kg/hari)	Xi	ρ (kg/m^3)	$\frac{Xi}{\rho i}$	μ (kg/ms)
Glukosa	24.369,1200	0,2224	1540	1,444E-04	0,00037
Xylosa	28.790,4900	0,2628	1540	1,706E-04	0,00037
Air	56.383,7543	0,5147	995,68	5,169E-04	0,00011
	109.543,3643			8,315E-04	0,00751

$$\rho \text{ filtrate} = \frac{1}{\Sigma \frac{Xi}{\rho i}} = \frac{1}{8{,}315 \times 10^{-4}} = 1202{,}6458 \text{ kg/m}^3 = 75{,}0785 \text{ lb/ft}^3$$

μ filtrat = 0,00751 kg/m.s = $8{,}9 \times 10^{-5}$ lb/ft.s (viskositas dari filtrat tidak mempengaruhi viskositas dari *slurry* karena fraksinya kecil)

Kapasitas tangki = 36.514,4547 kg/shift

Volume filtrat = $\dfrac{36.514{,}4547\,kg}{1202{,}6458\,kg/m^3}$ = 30,3617 m^3 =

Asumsi volume *slurry* = 80% dari volume tangki

Volume tangki = $\dfrac{100}{80} \times 30{,}3617\ m^3$

= 37,9522 m^3 = 1340,2624 ft^3

Dimensi dan Tebal *Shell* dan Tutup

Ditetapkan:

- Bahan konstruksi *cooker* adalah *stainsless steel* tipe 304 (SA-240 *grade* S)
- *Allowable stress value* dari SA-240 adalah 17.806,0833 psi [40], p.342
- *Corrosion allowance* (c) adalah 3 mm [28], P.556
- Las yang digunakan : *double welded butt joint*, efisiensi 0,85 [40], p.46
- $\dfrac{Hshell}{Dshell} = \dfrac{1{,}5}{1}$

Diameter nozzle (Dn) = 8 inc ≈ 0,2032 m = 0,6667 ft

Ditetapkan: sudut konis = 60°C

α = 30°C

Volume shell $= \dfrac{\pi}{4} \times D_{shell}{}^2 \times H = \dfrac{\pi}{4} \times D_{shell}{}^2 \times 1{,}5 D_{shell}$

= 1,1775 D$_{shell}$

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

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

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

Volume *disc head* = 0,000049 x D$_{shell}{}^3$ (D dalam in)

= 0,0847 x D$_{shell}{}^3$ (D dalam ft)

Volume tangki = V$_{shell}$ + V$_{konis}$

1340,2624 ft^3= 1,1775 D$_{shell}{}^3$ + $\dfrac{\pi}{24 \times tg\alpha} \times \left(D_{shell}{}^3 - Dn^3\right)$

1340,2624 ft^3 = 1,1775 D$_{shell}{}^3$ + 0,2266 D$_{shell}{}^3$ – 0,0672 + 0,0847 D$_{shell}{}^3$

1340,2624 ft^3 = 1,4888 D$_{shell}{}^3$ – 0,0672

D_{shell} = 9,6558 ft = 2,9431 m = 115,8717 in

r_{shell} = 4,8279 ft = 1,4715 m

H_{shell} = 1,5 D = (1,5 x 9,6558) ft = 14,4837 ft = 4,4146 m

$$H_{konis} = \frac{D_{shell} - Dn}{2 \times tg\alpha} = \frac{9,6558 - 0,6667}{2 \times tg30^{\circ}} = 7,7847 \text{ ft} = 2,3728 \text{ m}$$

H *slurry* dalam konis = H konis = 7,7847 ft = 2,3728 m

$$H \text{ nozzle} = \frac{Dn}{2 \times tg\alpha} = \frac{0,6667}{2 \times tg30^{\circ}} = 0,5774 \text{ ft} = 0,1760 \text{ m}$$

Volume *slurry* dalam konis $= \dfrac{\pi}{24 \times tg\alpha} \times \left(D^3 - Dn^3\right)$

$$= \frac{\pi}{24 \times tg30^{\circ}} \times \left(9,6558^{\,3} - 0,6667^3\right)$$

$= 204,0426 \text{ ft}^3 = 5,7778 \text{ m}^3$

V *slurry*dalam shell = V *slurry* – V *slurry* dalam konis

$\dfrac{\pi}{4} \times D^2 \times$ H *solid* dalam shell = (1072,2075 – 204,0426)ft^3

$\dfrac{\pi}{4} \times (9,6558)^2 \times$ H *solid* dalam shell = 868,1649 ft^3

H *slurry* dalam shell = 11,8559 ft = 6,8589 m

H *slurry* dalam tangki = H *slurry* dalam shell +H *slurry* dalam konis

= (11,8559 + 7,7847) ft

= 19,6406 ft = 5,9865 m

Tebal *Shell* dan Konis

$$P \text{ operasi} = \rho \frac{H}{144} = \frac{75,0785\, {}^{lb}/_{ft^3} \times 19,6406 ft}{144} = 10,2402 \text{ psi}$$

P *design* = 1,2 x 10,2402 psi = 12,2882 psi

Dengan menggunakan persamaan C.4 maka

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

$$= \frac{12,2882 psi \times 6,9751 ft}{\left[(17.806,0833 psi \times 0,85) - (0,6 \times 12,2882 psi)\right] \times 3,2808\, {}^{ft}/_{m}} + 3 \text{ mm}$$

$= 0{,}0035 \text{ mm} + 3 \text{ mm} = 3{,}0035 \text{ mm} = \frac{3}{16}$

$OD = ID + (2 \times t_s) = 115{,}8717 \text{ in} + (2 \times \frac{3}{16}\text{''}) = 116{,}2467 \text{ in} = 117 \text{ in}$

(distandarisasi dari [40], 91) untuk OD = 117 in maka t_s paling kecil adalah $\frac{3}{8}$",

maka tebal *shell* yang digunakan adalah $\frac{3}{8}$"

Tebal *disc head* (t_d) dapat dicari dengan cara sebagai berikut:

OD = 117 in, sehingga dari [40] hal 91, didapatkan data r = 114 in da n icr = $7\frac{1}{2}$ in, dan berdasarkan hal 93 didapatkan sf = $4\frac{1}{2}$ in

Dengan menggunakan persamaan C.10 maka:

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}}\right) = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{114 in}{7\frac{1}{2} in}}\right) = 1{,}7246$$

$$P \text{ operasi} = \rho \frac{H}{144} = \frac{75{,}8859 \, {}^{lb}/_{ft^3} \times 19{,}6406 \, ft}{144} = 10{,}3503 \text{ psi}$$

P *design* = 1,2 x 10,3503 psi = 12,4203 psi

$$t_d = \frac{12{,}4203 psi \times 114 in \times 1{,}76}{(2 \times 17.806{,}0833 \times 0{,}85) - (0{,}2 \times 12{,}4203)} + 3 \text{ mm}$$

$$= 0{,}1176 \text{ in} + 3 \text{ mm} = (0{,}1176 + 3) \text{ mm} = 3{,}1176 \text{ mm} = \frac{3}{16}\text{''}$$

Tebal *disc head* = $\frac{3}{16}$"

Tinggi *head* dan *bottom* dapat dihitung dengan persamaan C.8

$OA = t_d + b + sf$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = \frac{115{,}8717}{2} - 7\frac{1}{2} = 50{,}4358 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 114 - 7\frac{1}{2} = 106{,}5 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 114 - \sqrt{106{,}5^2 - 50{,}4358^2} = 20{,}1997 \text{ in}$$

$$OA = t_d + b + sf = \frac{3}{16} + 20{,}1997 + 4\frac{1}{2} = 24{,}8872 \text{ in} = 0{,}6321 \text{ m}$$

Tebal konis dihitung dengan persamaan C.9.

$t_k =$

$$\frac{12{,}4203\ psi \times 3{,}5190\, ft}{\cos 30^\circ ((17.806{,}0833 \times 0{,}85) - (0{,}6 \times 12{,}4203)) \times 3{,}2808\, {}^{ft}/_{m}} + 3mm$$

$= 0{,}6125$ mm + 3 mm = 3,6125 mm = 0,1422 in = $^{3}/_{16}$"

Tebal konis = $^{3}/_{16}$"

Tebal *shell* ($^{3}/_{8}$") lebih besar dari tebal *dish* ($^{3}/_{16}$") dan tebal konis ($^{3}/_{16}$"), maka digunakan tebal *shell* ($^{3}/_{8}$") sebagai tebal tangki.

H tangki total = $H_{shell} + H_{konis}$ + OA

= (4,4146 + 2,3728 + 0,6321) m

= 7,4195 m

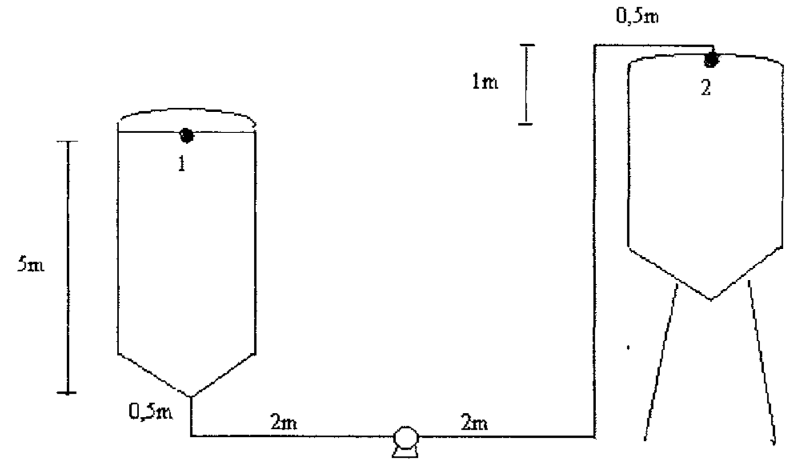
Spesifikasi Holding Tank III (F-250)

1. Type : Tangki vertical dengan tutup atas dishead & bawah konis
2. Volume tangki : 1340,2624 ft^3
3. Dimensi : diameter shell = 9,6558 ft
4. Tinggi = 7,4195 m
5. Tebal Shell= 5/16 in
6. Tebal dishead = 5/16 in
7. Bahan konstruksi : Stainless steel
8. Jumlah : 1 buah

21. POMPA (L-311) :

Fungsi : Memompa larutan dari *holding tank III* ke fermentor dan tangki starter

Type : Centrifugal pump



Perhitungan :

Bahan yang dipompa :

Komponen	Jumlah (kg/hari)	Xi	ρ (kg/m³)	$\frac{Xi}{\rho i}$	μ (kg/ms)
Glukosa	24.369,1200	0,2224	1540	1,4442E-4	0,00037
Xylosa	28.790,4900	0,2628	1540	1,7064E-4	0,00037
Air	56.383,0459	0,5147	995,68	5,1693E-4	0,00011
	109.542,6559			8,3199E-4	8,5E-4

ρ slurry = $\dfrac{1}{8{,}3199\times10^{-4}}$ = 1201,9375 kg/m^3 = 75,0343 lb/ft^3

Larutan Slurry = 109.542,6559 kg/hari

= 1,2678 lb/s.

Viskositas slurry (μ) = 8,5x10^{-4} kg/m.s = 5,7117x10^{-4} lb/ft.s

Rate volumetric (q_f) = 1,2678 lb/s / 75,0343 lb/ft3 = 0.01689 ft^3/s

Menentukan diameter pipa :

$D_{i,opt} = 3{,}9 \cdot q_f^{\,0,45} \cdot \rho^{\,0,13}$ (Peters & Timmerhaus 4^{ed}, p. 496)

$= 3{,}9 \cdot (0{,}0168)^{0,45} \cdot (75{,}0343)^{0,13}$ = 1.0898 in = 0.0908 ft

Dipilih diameter nominal 1 in sch. 40 :

Flow area (a) = 0.0776 ft^2

Kecepatan linear (v) = $\dfrac{0{,}01689\ \text{ft}^3/\text{s}}{0{,}0776\text{ft}^2}$ = 0.2175 1 ft / s

$N_{Re} = \dfrac{\rho \cdot v \cdot ID}{\mu} = \dfrac{75{,}0343\,\text{lb/ft}^3 \cdot 0{,}2175\,\text{ft/s} \cdot 0{,}0908\,\text{ft}}{5{,}7117\text{x}10\text{-}4\ \text{lb/ft.s}}$ = 31134.8706

(aliran turbulen)

Dari persamaan Bernoulli :

$$Ws = -\frac{1}{2\,.\alpha\,.g_c}.(v_2^2 - v_1^2) - \frac{g}{g_c}.(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} - \Sigma F$$

(Pers. 2.7-28 Geankoplis 4th, hlm 75)

Dimana Σ F merupakan total friksional losses, meliputi:

1. Losses karena sudden contraction tangki larutan ke pipa, hc.

$$hc = 0{,}55 \text{ x } \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)\frac{v_2^2}{2.\alpha.gc}$$

Dimana: A_1 = luas penampang tangki

A_2 = luas penampang pipa

Maka $A_1 >>> A_2$ sehingga A_2/A_1 diabaikan.

α = 1 (turbulen flow)

$$hc = 0{,}55 \text{ x } \left(\frac{0{,}2175^2\ (\text{ft/s})^2}{2 \text{ x } 1 \text{ x } 32{,}174\ (\text{lb.ft/lbf.s}^2)}\right) = 0.0004 \text{ ft. lbf/lbm}$$

2. Losses karena friksi pada pipa lurus, Ft.

Digunakan pipa commercial steel, ε = 0,00015 ft

ε /D = 0,00015/0,0908 = 0.00165

Dari Fig. 14-1 Peters & Timmerhaus 4ed diperoleh :

Panjang pipa lurus (ΔL) = 49,212 ft

Dari Fig. 14-1 Peters & Timmerhaus 4ed diperoleh : f = 0,0053

$$Ft = 4.\ f.\ \frac{\Delta L}{D}.\frac{V^2}{2\,gc}$$

$$Ft = 4 \text{ x } 0{,}0053 \text{ x } \frac{49{,}212}{0.0908} x \frac{0{,}2175^2}{2x32.174} = 0{,}0084 \text{ ft. lbf/lbm.}$$

3. Losses karena friksi pada elbow dan valfe, H_f.

Terdapat 1 elbow 90 °, 1 gate valve dan 1 globe valve.

Dari Geankoplis tabel 2.10-1 hal. 104 :

K_f = 1. 0,75 + 1. 6 + 1. 0,17 = 6,92

$$H_f = K_f.\ \frac{v^2}{2\alpha\, gc}$$

$$Hf = 6.92 \text{ x } \left(\frac{0{,}2175^2}{2.32{,}174} \right) = 0.00508 \text{ ft. lbf/lbm.}$$

4. Losses karena sudden enlargement pipa ke reactor, H_{ex}

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 = (1 - 0)^2 = 1$$

Dimana : A_1 = Luas penampang pipa

A_2 = Luas penampang tangki penampung

Karena $A_1 <<< A_2$ maka A_1/A_2 diabaikan.

$$H_{ex} = K_{ex} . \left(. \frac{v^2}{2 . gc} \right)$$

$$H_{ex} = 1 . \left(\frac{0{,}2175^2}{2 . 32{,}174} \right) = 0.00073 \text{ ft. lbf/lbm}$$

5. Losses karena pressure drop di tangki penampung.

P_1 = 14,7 psia = 176,4 lbf/ft^2

P_2 = 14,7 psia = 176,4 lbf/ft^2

$\Delta P = 0$

ΣF = 0.0004 + 0.00026 + 0.00508 + 0.00073

= 0.0065 ft lbf/lbm

$$-Ws = \frac{1}{2 . \alpha . gc} \left(v_2^2 - v_1^2 \right) + \frac{g}{gc} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F$$

$$-Ws = \frac{0{,}2175^2}{2.1.32{,}174 \text{ ft/lbf.s}^2} + \frac{32{,}174 \text{ ft/s}^2}{32{,}174 \text{ ft/lbf.s}^2} (3{,}2808 - 0) \text{ ft} + 0.0065 \text{ ft lbf/lbm}$$

-Ws = 3,2880 lbf/lbm

Effisiensi pompa (η) = 20 % (Peters & Timmerhaus 4^{ed} fig.14-37, p.520)

$$\text{Brake hp} = \frac{-W_s . m}{\eta . 550} \quad \text{(Geankoplis, Pers. 3.3-2)}$$

$$\text{Brake hp} = \frac{3{,}2880 \, ft.lbf / lbm \, x \, 1.2678 \, lbm / s}{0{,}2x550 \, \frac{ft.lbf / s}{hp}} = 0{,}2264 \text{Hp}$$

Efisiensi motor = 80 % (Peters & Timmerhaus 4^{ed} fig.14-38, p.521)

Sehingga dipakai pompa dengan power motor = $\frac{0,2264}{0,8}$ = 0,2831 Hp = 0,3 Hp

Spesifikasi pompa (L-311):

1. Rate volumetrik : 0,01689 ft^3/s
2. Ukuran pipa : 1 in sch 40
3. Efisiensi pompa : 20%
4. Efisiensi motor : 80%
5. Power motor : 0,3 Hp / buah
6. Bahan konstruksi : carbon steel
7. Jumlah : 1 buah

22. Tangki Starter (R-320)

Fungsi : Mengembangbiakkan yeast

Tipe : Silinder tegak berpengaduk dengan tutup atas dan bawah berbentuk torispherical dished head yang dilengkapi dengan sparger dan jaket pendingin

Dasar pemilihan : Untuk bahan dasar lebih murah dan cocok dalam pemgembangbiakan yeast.

Kondisi operasi : T = 25 °C, P = 1 atm

Waktu operasi : 5 jam

Kapasitas : 20.359,8296 kg/hari = 5089,9574 kg/6jam = 11.197,906 lb/6jam

Densitas : 54,789 lb/ft^3

Perhitungan :

➢ *Perhitungan Dimensi Tangki*

Volume larutan = $\frac{11.197,906 \text{lb/jam}}{54,789 \text{lb/ft}^3}$

= 204,3824 ft^3

Asumsi: Volume ruang kosong = 20 % Volume larutan

Volume tangki = 1,2 x volume larutan

= 1,2 x 204,3824 ft^3

= 245,2588 ft^3

$Di_{opt} = 3{,}9\ (Q_f)^{0,45}\ \rho^{0,13}$ (Peter & Timmerhaus p.496,4[ed])

$= 3{,}9 \left(\frac{245{,}2588}{3600}\right)^{0,45} (54{,}789)^{0,13}$

$= 1{,}9592$ ft

Sudut puncak (2.α) = 60 ⟶ $\alpha = 30^0$

Volume liquid dalam shell $= \frac{\pi}{4} x D^2 x H_s = \frac{\pi}{4} x D^2 x 1{,}5 D = \frac{\pi}{4} x D^3 x 1{,}5$

Volume liquid dalam konis $= \left(\frac{1}{3} x \frac{\pi}{4} x D^2 x H_t\right) - \left(\frac{1}{3} x \frac{\pi}{4} x D_n^2 x H_n\right)$

$$= \left(\frac{1}{3} x \frac{\pi}{4} x D^2 x \frac{D}{2xtg\alpha}\right) - \left(\frac{1}{3} x \frac{\pi}{4} x D_n^2 x \frac{D_n}{2xtg\alpha}\right)$$

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

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

Volume dish = 0,000049 ID^3

Vol liquid dalam Impregnator = vol liquid dalam shell + vol liquid dalam konis + vol

Dish

204,3824 ft^3 $= \frac{\pi}{4} D^3 + \frac{\pi}{24 tg\alpha}\left(D^3 - D_n^3\right) + 0{,}000049 x ID^3$

204,3824 ft^3 $= \frac{\pi}{4} D^3 + \frac{\pi}{24 tg 30^0}\left(D^3 - 1{,}9592^3\right) + 0{,}000049 ID^3$

204,3824 ft^3 = 0,7854 D^3 + 0,2267 D^3 – 1,7050 + 0,000049 D^3

204,3824 ft^3 = 1,0121 D^3 – 1,7050

D^3 = 203,6235 D = 5,8831 ft = 70,5979 in

H_L = D = 5,8831 ft = 70,5979 in

Diasumsikan ruang kosong dalam tangki 20 % sehingga :

Tinggi liquid dalam tangki (H) $= H_L + H_C$

$$= H_L + \left(\frac{D}{2tg\alpha} - \frac{D_n}{2tg\alpha}\right)$$

$$= 5{,}8831 + \left(\frac{5{,}8831}{2tg30^0} - \frac{1{,}9592}{2tg30^0}\right)$$

$$= 9{,}2813 \text{ ft}$$

$P_{tangki} = P_{hidrostatis}$ $= (\rho \,.\, H/144)$ psi

$$= \frac{54{,}789 x 9{,}2813}{144} = 3{,}5313 \text{ psi}$$

$P_{design} = 1{,}2\ P_{operasi} = 1{,}2 \times 3{,}5313 = 4{,}2376$ psi

Bahan konstruksi yang digunakan : Stainless steel SA-283 Grade C (Brownell & Young hal 251)

Dari Brownell & Young, 1959, App. D,p.342 diperoleh :

$f_{allowable} = 12.650\ Ib/in^2$

E = 0,8

C = 0,125 in

➢ *Perhitungan Tebal Shell*

$P_{tangki} = P_{hidrostatis}$ $= (\rho \,.\, H/144)$ psi

$$= \frac{54{,}789 x 9{,}2813}{144} = 3{,}5313 \text{ psi}$$

$P_{design} = 1{,}2\ P_{operasi} = 1{,}2 \times 3{,}5313 = 4{,}2376$ psi

Bahan konstruksi yang digunakan : SA-167 grade 3 Tipe 304

f_{allow} = 18750 psi (B & Y, App. D)

Tipe sambungan double-welded butt joint :

E = 0,8 (B & Y, Tabel 13.2)

faktor korosi (C) = $\frac{1}{8}$ in

$$t_{shell} = \frac{P \,.\, ID}{2(f \,.\, E - 0{,}6 \,.\, P)} + C \qquad \text{(B \& Y, pers. 13.1)}$$

$$t_{shell} = \frac{4{,}2376 \times 70{,}5979}{2((18.750 \times 0{,}8) - (0{,}6 \times 4{,}2376))} + 1/8 = 0{,}134 \text{ in} \approx \tfrac{3}{8} \text{ in}$$

➢ *Perhitungan Tebal dish*

OD = ID + (2 x t_{shell}) = 70,5979 + (2 x $\frac{3}{8}$) = 71,3479 in

rc (radius of dish) = ID = 70,5979 in

icr (inside-corner radius) = 6 % x rc = 0,06 x 70,5979 in = 4,2808 in

$$W = \frac{1}{4}\left(3+\sqrt{\frac{rc}{icr}}\right) = \frac{1}{4}\left(3+\sqrt{\frac{70{,}5979}{4{,}2808}}\right) = 2{,}5153 \qquad \text{(B \& Y, pers. 7.76)}$$

$$a \text{ (inside radius)} = \frac{ID}{2} = \frac{70{,}5979}{2} = 35{,}2989 \text{ in}$$

BC = rc – icr = (70,5979 – 4,2808) in = 66,3171 in

AB = a – icr = (35,2989 – 4,2808) in = 31,0182 in

$$b \text{ (depth of dish (inside))} = rc - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$= 70{,}5979 - \sqrt{(66{,}3171)^2 - (31{,}0182)^2} = 11{,}9819 \text{ in}$$

$$t_{dish} = \frac{P.rc.W}{2.f.E - 0{,}2.P} + C \qquad \text{(B \& Y, pers 7.77)}$$

$$t_{dish} = \frac{4{,}2376 \times 70{,}5979 \times 2{,}5153}{(2 \times 18.750 \times 0{,}8) - (0{,}2 \times 4{,}2376)} + 1/8 = 0{,}15 \text{ in} \approx \tfrac{1}{4} \text{ in}$$

Maka dipakai tebal tutup atas dan bawah = $\frac{1}{4}$ in

Dipilih *straight-flange* (sf) = 2 in (B & Y, Tabel 5.8)

Tinggi dish = OA = t + b + sf = $\frac{1}{4}$ + 11,9819 + 2

= 14,2319 in = 1,1859 ft

Tinggi tangki keseluruhan = tinggi shell + (2 x tinggi dish)

= 9,2813 + (2 x 1,1859)

= 11,6531 ft

➢ *Perhitungan pengaduk*

Dipilih jenis pengaduk = flat six-blade turbine

$$\text{Jumlah impeller} = \frac{sg.H}{Dt} = \frac{0{,}8055 \times 11{,}6531}{5{,}8831} = 1{,}5955 \approx 2 \text{ buah}$$

$$\left(\frac{Da}{Dt}\right) = \frac{1}{3} \qquad Da = \frac{5{,}8831}{3} = 1{,}9610 \text{ ft} = 23{,}5326 \text{ in}$$

$$\left(\frac{J}{Dt}\right) = \frac{1}{12} \qquad J = \frac{5{,}8831}{12} = 0{,}4903 \text{ ft} = 19{,}3015 \text{ in}$$

$$\left(\frac{E}{Dt}\right) = \frac{1}{3} \qquad E = \frac{5{,}8831}{3} = 1{,}9610 \text{ ft} = 23{,}5326 \text{ in}$$

$$\left(\frac{W}{Da}\right) = \frac{1}{5} \qquad W = \frac{1{,}9610}{5} = 0{,}3922 \text{ ft} = 4{,}7064 \text{ in}$$

$\left(\dfrac{L}{Da}\right) = \dfrac{1}{4}$ $\qquad$ $L = \dfrac{1{,}9610}{4} = 0{,}4902 \text{ ft} = 5{,}8831 \text{ in}$

(McCabe, 5th ed, p.243)

dimana : Da = diameter pengaduk

Dt = diameter tangki

L = panjang blade

W = lebar blade

E = jarak dari dasar tangki ke pusat pengaduk

J = lebar baffle

Kecepatan agitator antara 20-150 rpm (McCabe, 5th ed, p.238), diambil 100 rpm

Kecepatan keliling putaran (periperal) pengaduk turbin = 200-250 m/mnt (MV. Joshi, p. 389)

$= \pi \,.\, Da \,.\, 100 = \pi \,.\, 1{,}9610 \,.\, 100$ (Geankoplis, 4th ed, p. 158)

$= 193{,}773$ m/mnt (memenuhi)

$$N_{Re} = \frac{N.Da^2.\rho}{\mu}$$ (Geankoplis, 4th ed, pers. 3.4-1)

dimana : Da = diameter impeller, ft

N = kecepatan putaran pengaduk, rps

ρ = densitas campuran, lb/ft^3

μ = viskositas campuran, lb/ft.s

$\mu_{campuran} = 9{,}1757 \text{ cps} = 6{,}1658.10^{-3}$ lb/ft.s (Perry, 1950, p. 3-240)

Np = 5 (Geankoplis, 4th ed, fig. 3.4-4, p.155)

$N_{Re} > 10^4$ berarti aliran turbulen

$$N_{Re} = \frac{\left(\frac{100}{60}\right) \text{rps} \times (1{,}961)^2 \text{ft}^2 \times 54{,}789 \text{ lb/ft}^3}{6{,}1658.10^{-3} \text{ lb/ft.s}} = 56.951{,}8554$$ (turbulen)

Power untuk 1 buah pengaduk :

$$P = \frac{Np.\rho.N^3.Da^5}{gc}$$ (Geankoplis, 4th ed, pers. 3.4-2)

$$= \frac{5 \times 54{,}789 \times \left(100/60\right)^3 \times (1{,}961)^5}{32{,}174} = \frac{1143{,}1218 \text{ lb.ft/s}}{550 \text{ Hp/ lb.ft/s}} = 2{,}0784 \text{ Hp}$$

Total Power yang dibutuhkan = 2 x 2,0784 Hp = 4,1568 Hp

Transmission system losses dan gland losses = 20 % dan 10 %.

Power motor = 1,3 x 4,1568 Hp = 5,4038 Hp

➢ *Perhitungan Sparger*

Digunakan sparger berbentuk cincin (ring)

Ukuran gas-bubble = 2 – 6 mm (Ulrich, 1984, p.172)

do = 3 – 6,5 mm (Treybal, 1981, p.153)

Ditetapkan do = 3 mm = 0,0098 ft

μ_G = 1,1 cps = $0{,}74.10^{-3}$ lb/ft.s (Geankoplis, 1993, fig.A.3-5, p.879)

$$\text{Reo} = \frac{4xwo}{\pi x do x \mu_G}$$ (Treybal, 1981, p.141)

$$= \frac{4 \text{ x } \dfrac{1{,}3305}{60} lb/s}{\pi \text{ x } 0{,}0098 \text{ ft x } 0{,}74.10^{-3} \text{ lb/ft.s}} = 41.201{,}8082$$

dp = $0{,}0071.\text{Reo}^{-0,05} = 0{,}0071.\ 41.201{,}8082^{-0,05}$ (Treybal, 1981, eq.6.5, p.141)

= 0,0042 m = 0,0137 ft = 4,2 mm (memenuhi)

σ = 0,025 – 0,076 N/m (Treybal, 1981, p.143)

Ditetapkan 0,05 N/m = 0,11 lb/s^2

$$\text{vt} = \sqrt{\frac{2.gc.\sigma}{dp.\rho} + \frac{gc.dp}{2}} = \sqrt{\frac{2x32{,}174x0{,}11}{0{,}0137x540{,}789} + \frac{32{,}174x0{,}0137}{2}} = 1{,}0842 \text{ ft/s}$$

D sparger ≤ D pengaduk (Treybal, 1981, p.153)

Diambil : D sparger = 0,6168 ft = 188,002 mm

Jarak antar lubang = π.(188,002)/50 = 11,81 mm

Panjang pipa (L) ≈ keliling lingkaran

L = π . D = π . 0,6168 ft = 1,9377 ft

➢ *Perhitungan Jaket Pendingin*

Diambil : spasi jaket = 5 in

OD shell = ID shell + (2. tebal shell) = 71,3479 in

ID jaket = OD shell + spasi jaket

= 71,3479 in + (2 . 5) = 81,3479 in

Diambil : tebal jaket = tebal dish = $\frac{3}{8}$ in

OD jaket = ID jaket + 2 (tebal jaket)

$= (81{,}3479 \text{ in} + (2.\ ^3\!/_8)) \text{ in} = 82{,}0979 \text{ in}$

L = 1,9377 ft

N = 100 rpm × 60 = 6000 rev/hr

$\rho = 54{,}789 \text{ lb/ft}^3$

$\mu = 6{,}1658.10^{-3} \text{ lb/ft.s} = 22{,}1967 \text{ lb/ft.hr}$

$k = 0{,}356 \text{ Btu/hr.ft}^2.(°F/ft)$ (Kern,1965, tab.4, p.800)

c = 1,1 Btu/lb.°F (Kern,1965, fig.2, p.804)

$$R_{ej} = \frac{L^2.N.\rho}{\mu} = \frac{(1{,}9377\text{ ft})^2.6.000\text{ rev/hr}.54{,}789\text{ lb/ft}^3}{22{,}1967\text{ lb/ft.hr}} = 54.886{,}2760$$

$$j = \frac{h_j.D_j}{k}.\left(\frac{c.\mu}{k}\right)^{-1/2}.\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-0{,}14} = 600$$ (Kern,1965, fig.20.2, p.718)

$$600 = \frac{h_j.1{,}8504}{0{,}356}.\left(\frac{1{,}1.22{,}1967}{0{,}356}\right)^{-1/2}.(1)^{-0{,}14}$$

$h_j = 956{,}4801 \text{ Btu/hr.ft}^2.°F$

$$hoi = \frac{h_j.ID}{OD} = \frac{956{,}4801x1{,}8504}{1{,}8921} = 935{,}400 \text{ Btu/hr.ft}^2.°F$$

$$Uc = \frac{hj.hoi}{hj + hoi} = \frac{956{,}4801 x 935{,}400}{956{,}4801 + 935{,}400} = 472{,}911 \text{ Btu/hr.ft}^2.°F$$

Rd = 0,005 (Kern, 1965)

hd = 1/Rd = 1/0,005 = 200

$$Ud = \frac{Uc.hd}{Uc + hd} = \frac{472{,}911x200}{472{,}911 + 200} = 140{,}556 \text{ Btu/hr.ft}^2.°F$$

Q yang diserap air pendingin = 303987,3294 KJ/hari = 288.123,2626 btu/hari

$$A' = \frac{Q}{Ud.\Delta T} = \frac{288.123{,}2626}{140{,}556x37{,}4} = 55{,}0274 \text{ ft}^2$$

Ditetapkan : tinggi jaket = tinggi *liquid* = 9,2813 ft

$A = \pi \times Dj \times z + \pi/4 \times Dj^2 = \pi \times 2{,}7254 \times 9{,}2813 + \pi/4 \times (2{,}7254)^2$

$= 85{,}3012 \text{ ft}^2$

Karena A' ≤ A, maka asumsi tinggi jaket diatas sudah benar.

Jadi, tinggi jaket = 9,2813 ft

Spesifikasi Tangki Starter (R-320) :

1. Kapasitas : 1834,7810 gal
2. Dimensi Bejana :
   - Diameter : 5,8831
   - Tinggi : 9,2813 ft
   - Tebal Shell : $\frac{3}{8}$ in
   - Tebal Tutup atas : $\frac{1}{4}$ in
   - Tebal Tutup bawah : $\frac{1}{4}$ in
3. Pengaduk :
   - Jenis : flat six-blade turbine
   - Kecepatan : 100 rpm
   - Power : 5,4038 Hp
   - Jumlah : 2
   - Panjang blade : 0,4902 ft
   - Lebar blade : 1,9610 ft
4. Sparger :
   - Kecepatan : 1,0842 ft/s
   - Diameter lubang : 3 mm
   - Panjang : 1,9377 ft
5. Baffle :
   - Jumlah : 2
   - Lebar : 0,4903 ft
6. Jaket Pendingin :
   - Tinggi : 9,2813 ft
   - Tebal : $\frac{3}{8}$ in
   - Luas : 55,0274 ft^2
7. Jumlah : 1 buah

23. POMPA (L-321)

Fungsi : Memompa larutan dari Tangki starter ke Centrifuge

Type : Centrifugal pump

Perhitungan :

Bahan yang dipompa :

ρ filtrate = 54,789 lb/ft^3

$$\text{Volume larutan} = \frac{11.197{,}906\,\text{lb/jam}}{54{,}789\,\text{lb/ft}^3}$$

$= 204{,}3824\ \text{ft}^3$

Massa alir = 0,2686 lb/s

Viskositas slurry (μ) = 8,5x10^{-4} kg/m.s = 5,7117x10^{-4} lb/ft.s

Rate volumetric (q_f) = 0,2686 lb/s / 54,789 lb/ft3 = 0,0049 ft^3/s

Menentukan diameter pipa :

$D_{i,opt} = 3{,}9 \cdot q_f^{\,0{,}45} \cdot \rho^{\,0{,}13}$ (Peters & Timmerhaus 4^{ed}, p. 496)

$= 3{,}9 \cdot (0{,}0049)^{0{,}45} \cdot (54{,}789)^{0{,}13} = 0.5994$ in = 0.0499 ft

Dipilih diameter nominal 1/2 in sch. 40 :

Flow area (a) = 0,0235 ft^2

$$\text{Kecepatan linear (v)} = \frac{0{,}0049\,\text{ft}^3/\text{s}}{0{,}0235\,\text{ft}^2} = 0{,}2085\ \text{ft / s}$$

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot v \cdot ID}{\mu} = \frac{54{,}789\,\text{lb/ft}^3 \cdot 0{,}2085\,\text{ft/s} \cdot 0{,}0499\,\text{ft}}{5{,}7117\text{x}10\text{-}4\ \text{lb/ft.s}} = 11.991{,}574$$

(aliran turbulen)

Dari persamaan Bernoulli :

$$Ws = -\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) - \frac{g}{g_c} \cdot (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} - \Sigma F$$

(Pers. 2.7-28 Geankoplis 4th, hlm 75)

Dimana Σ F merupakan total friksional losses, meliputi:

1. Losses karena sudden contraction tangki larutan ke pipa, hc.

$$hc = 0{,}55 \text{ x } \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{v_2^2}{2.\alpha.gc}$$

Dimana: A_1 = luas penampang tangki

A_2 = luas penampang pipa

Maka $A_1 >>> A_2$ sehingga A_2/A_1 diabaikan.

α = 1 (turbulen flow)

$$hc = 0{,}55 \times \left(\frac{0{,}2085^2\ (ft/s)^2}{2 \times 1 \times 32{,}174\,(lb.ft/lbf.s^2)} \right) = 0.0004 ft.\ lbf/lbm$$

2. Losses karena friksi pada pipa lurus, Ft.

Digunakan pipa commercial steel, ε = 0,00015 ft

ε /D = 0,00015/0,0499 = 0.0030

Dari fig. 14-1 Peters & Timmerhaus 4^{ed} diperoleh :

Panjang pipa lurus (ΔL) = 16 ft

Dari fig. 14-1 Peters & Timmerhaus 4^{ed} diperoleh : f = 0,0058

$$Ft = 4.\ f.\ \frac{\Delta L}{D} . \frac{V^2}{2\,gc}$$

$$Ft = 4 \times 0.0058 \times \frac{16}{0.0672} x \frac{0{,}2085^2}{2x32.174} = 0.0050\ ft.\ lbf/lbm.$$

3. Losses karena friksi pada elbow dan valfe, H_f.

Terdapat 1 elbow 90 °, 1 gate valve dan 1 globe valve.

Dari Geankoplis tabel 2.10-1 hal. 104 :

K_f = 1. 0,75 + 1. 6 + 1. 0,17 = 6,92

$$H_f = K_f . \frac{v^2}{2\alpha\, gc}$$

$$Hf = 6.92 \times \left(\frac{0{,}2085^2}{2.32{,}174} \right) = 0.0046 ft.\ lbf/lbm.$$

4. Losses karena sudden enlargement pipa ke reactor, H_{ex}

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 = (1 - 0)^2 = 1$$

Dimana : A_1 = Luas penampang pipa

A_2 = Luas penampang tangki penampung

Karena A_1 <<< A_2 maka A_1/A_2 diabaikan.

$$H_{ex} = K_{ex} . \left(. \frac{v^2}{2 . gc} \right)$$

$$H_{ex} = 1. \left(\frac{0{,}2085^2}{2 . 32{,}174} \right) = 0.0007 ft.\ lbf/lbm$$

5. Losses karena pressure drop di tangki penampung.

P_1 = 14,7 psia = 176,4 lbf/ft^2

P_2 = 14,7 psia = 176,4 lbf/ft^2

$\Delta P = 0$

ΣF = 0,0004 + 0,00068 + 0,0053 + 0.00077

= 0,0072 ft lbf/lbm

$$-Ws = \frac{1}{2.\alpha.gc}\left(v_2^{\,2}-v_1^{\,2}\right)+\frac{g}{gc}\left(z_2-z_1\right)+\frac{P_2-P_1}{\rho}+\Sigma F$$

$$-Ws = \frac{0{,}2085^2}{2.1.32{,}174\ \text{ft/lbf.s}^2}+\frac{32{,}174\ \text{ft/s}^2}{32{,}174\ \text{ft/lbf.s}^2}(9{,}2813-0)\ \text{ft}+0.0065\ \text{ft lbf/lbm}$$

-Ws = 9.2911 ft lbf/lbm

Effisiensi pompa (η) = 20 % (Peters & Timmerhaus 4^{ed} fig.14-37, p.520)

$$\text{Brake hp} = \frac{-W_s.m}{\eta.550} \qquad \text{(Geankoplis, Pers. 3.3-2)}$$

$$\text{Brake hp} = \frac{9{,}2911\,ft.lbf/lbm\,x\,0{,}5184\,lbm/s}{0{,}2x550\dfrac{ft.lbf/s}{hp}} = 0{,}1718\ \text{Hp}$$

Efisiensi motor = 80 % (Peters & Timmerhaus 4^{ed} fig.14-38, p.521)

Sehingga dipakai pompa dengan power motor = $\frac{0{,}1718}{0{,}8}$ = 0,2147 Hp = 0,25 Hp

Spesifikasi pompa (L-321) :

1. Rate volumetrik : 0,5184 lb/s
2. Ukuran pipa : 1/2 in sch 40
3. Efisiensi pompa : 20%
4. Efisiensi motor : 80%
5. Power motor : 0,25 Hp / buah
6. Bahan konstruksi : carbon steel
7. Jumlah : 2 buah

24. Centrifuge (H-330;331)

Fungsi : untuk memisahkan padatan yeast, sehingga dapat dipisahkan dari larutannya.

Memisahkan yeast yang keluar dari tangki starter, dan yeast yang keluar dari tanki fermentasi untuk digunakan kembali.

Tipe : *Disk centrifuge*

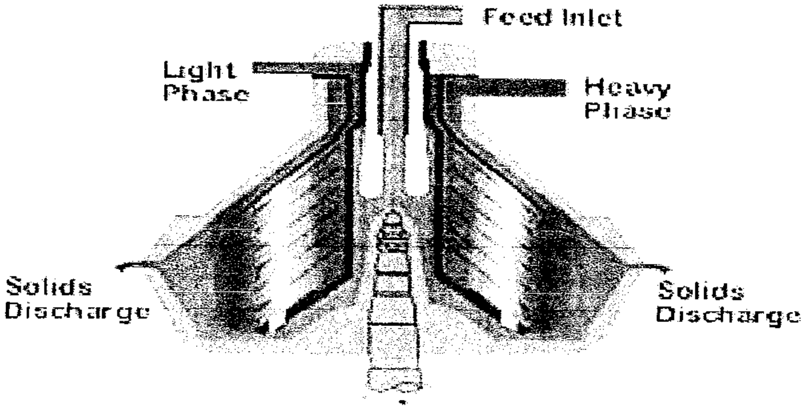
Dasar pemilihan : Alat ini cocok untuk proses filtrasi dan dapat memisahkan dengan baik padatan dari suatu slurry.

Kapasitas : 754.801,8755 kg/hari = 31.450,0782 kg/jam

ρ cake(yeast) = 54,789 lb/ft^3

Jumlah alat : 2 buah

Gambar :



Menghitung densitas filtrate :

Komponen	Jumlah (kg/hari)	Xi	ρ (kg/m^3)	$\frac{Xi}{\rho i}$	μ (kg/ms)	(Xi.$\mu^{1/3}$)
Xilosa	18.786,0188	0,0248	1540	1,6103E-05	0,00037	0,08381
Air	474.363,1887	0,6285	995,68	6,3122E-04	0,00011	0,08848
Etanol	79.753,1190	0,1056	920,7	1,1469E-04		
Xilitol	181.899,5490	0,2409	1500	1,6060E-4		
	754.801,8755			9,2261E04		

$$\rho \text{ filtrate} = \frac{1}{\Sigma \frac{Xi}{\rho i}} = \frac{1}{9{,}2261 \times 10^{-4}} = 1083{,}8781 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume filtrat} = \frac{31.450{,}0782 \text{ kg}}{1.083{,}8781 \text{ kg/m3}} = 29{,}01625 \text{ m}^3\text{/jam} = 127{,}7537 \text{ gal/menit}$$

Dari perry^{6th} ed, kecepatan maksimum untuk *disk centrifuge* adalah 200 gal/menit, maka cukup digunakan 1 *centrtifuge*.

Spesifikasi (H-330;331) :

Type : *Disk Centrifuge*

Bahan : Stainless steel

Jumlah : 1

Diameter mangkok : 24 in

Kecepatan : 6550 rpm

Dimensi : 1475 x 894 x 1532 mm

Power : 11,1855 Hp

http://www.alibaba.com/productgs/207710/Dairy_Centrifuge_Separator.html

25. Tangki Fermentor (R-310)

Fungsi : Melarutkan Glukosa,Xylosa,Yeast Extract

Tipe : Silinder tegak berpengaduk dengan tutup atas dan bawah berbentuk torispherical dished head yang dilengkapi dengan sparger dan jaket pendingin

Dasar pemilihan : Untuk bahan dasar lebih murah dan cocok dalam pemgembangbiakan yeast.

Kondisi operasi : T = 30 °C, P = 1 atm

Kapasitas : 99.055,9095 kg/hari = 33018,6365 kg/shift = 14.977,1553 lb/jam

Jumlah tangki : 3 buah

Perhitungan :

➢ *Perhitungan Dimensi Tangki*

$\rho_{larutan} = 68,9655 \text{ lb/ft}^3$

$$\text{Volume larutan} = \frac{14.977,1553 \text{ lb/jam}}{68,9655 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 217,1688 \text{ ft}^3$$

Asumsi: Volume ruang kosong = 20 % Volume larutan

Volume tangki = 1,2 x volume larutan

$$= 1,2 \times 217,1688 \text{ ft}^3$$

$= 260{,}6026\ ft^3$

$\frac{H}{D} = 1{,}5$ (Ulrich,1984, p. 433)

Volume tangki = (2 x volume torisperical dished head) + volume shell

$260{,}6026\ ft^3 = (2 \times 0{,}000049 \times D^3) + \left(\frac{\pi}{4} \times 1{,}5 \times D^3 \times \left(\frac{1}{12}\right)^3\right)$

$260{,}6026\ ft^3 = 7{,}7977.10^{-4} \times D^3$

$D = 69{,}3965\ in = 5{,}7829\ ft$

$H = 1{,}5 \times 5{,}7829 ft = 8{,}8674\ ft$

➢ *Perhitungan Tebal Shell*

Volume larutan (Vliq) = V tutup bawah + V shell

$$Vliq = 0.000049 * D^3 + \frac{\pi}{4} * \frac{D^2}{12^2} * Hliq$$

$$217{,}1688\ ft^3 = 0.000049 * (69{,}3965)^3 + \frac{\pi}{4} * \frac{(69{,}3965)^2}{12^2} * Hliq$$

$Hliq = 7{,}6444\ ft$

$$P_{hidrostatik} = \frac{\rho . H}{144} = \frac{68{,}9655\ lb/ft^3 \times 7{,}6444\ ft}{144} = 3{,}6611\ psi$$

$P_{operasi} = 3{,}6611 + 14{,}7 = 18{,}3611\ psi$

$P_{design} = 1{,}2 . P_{operasi} = 22{,}0332\ psi$

Bahan konstruksi yang digunakan : SA-167 grade 3 Tipe 304

$f_{allow} = 18750\ psi$ (B & Y, App. D)

Tipe sambungan double-welded butt joint :

$E = 0{,}8$ (B & Y, Tabel 13.2)

faktor korosi (C) = $\frac{1}{8}$ in

$$t_{shell} = \frac{P . ID}{2 (f . E - 0{,}6 . P)} + C$$ (B & Y, pers. 13.1)

$$t_{shell} = \frac{22{,}0332 \times 69{,}3965}{2 ((18.750 \times 0{,}8) - (0{,}6 \times 22{,}0332))} + 1/8 = 0{,}1759\ in \approx \frac{3}{16}\ in$$

➢ *Perhitungan Tebal dish*

$OD = ID + (2 \times t_{shell}) = 69{,}3965 + (2 \times \frac{3}{16}) = 69{,}7715\ in$

rc (radius of dish) = ID = 69,3965 in

icr (inside-corner radius) = 6 % x rc = 0,06 x 69,3965 in = 4,1863 in

$$W = \frac{1}{4}\left(3+\sqrt{\frac{rc}{icr}}\right) = \frac{1}{4}\left(3+\sqrt{\frac{69,3965}{4,1863}}\right) = 1,7678 \qquad \text{(B \& Y, pers. 7.76)}$$

$$a \text{ (inside radius)} = \frac{ID}{2} = \frac{69,3965}{2} = 34,6983 \text{ in}$$

BC = rc – icr = (69,3965 – 4,1863) in = 65,2102 in

AB = a – icr = (34,6983 – 4,1863) in = 30,5119 in

$$b \text{ (depth of dish (inside))} = rc - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$= 69,3965 - \sqrt{(65,2102)^2 - (30,5119)^2} = 11,7649 \text{ in}$$

$$t_{dish} = \frac{P \,.\, rc \,.\, W}{2 \,.\, f \,.\, E - 0,2 \,.\, P} + C \qquad \text{(B \& Y, pers 7.77)}$$

$$t_{dish} = \frac{22,0332 \times 69,3965 \times 1,7678}{(2 \times 18.750 \times 0,8) - (0,2 \times 22,0332)} + 1/8 = 0,2151 \text{ in} \approx \tfrac{1}{4} \text{ in}$$

Maka dipakai tebal tutup atas dan bawah = $\frac{1}{4}$ in

Dipilih *straight-flange* (sf) = 2 in (B & Y, Tabel 5.8)

Tinggi dish = OA = t + b + sf = $\frac{1}{4}$ + 11,7649 + 2

= 14,0149 in = 1,1678 ft

Tinggi tangki keseluruhan = tinggi shell + (2 x tinggi dish)

= 8,8674 + (2 x 1,1678)

= 11,203 ft

➢ *Perhitungan pengaduk*

Dipilih jenis pengaduk = flat six-blade turbine

$$\text{Jumlah impeller} = \frac{sg \,.\, H}{Dt} = \frac{0,8055 \times 8,8674 \text{ ft}}{5,7829} = 1,2351 \approx 2 \text{ buah}$$

$$\left(\frac{Da}{Dt}\right) = \frac{1}{3} \qquad Da = \frac{5,7829}{3} = 1,9276 \text{ ft}$$

$$\left(\frac{J}{Dt}\right) = \frac{1}{12} \qquad J = \frac{5,7829}{12} = 0,4819 \text{ ft}$$

$\left(\frac{E}{Dt}\right) = \frac{1}{3}$ $\qquad E = \frac{5,7829}{3} = 1,9276$ ft

$\left(\frac{W}{Da}\right) = \frac{1}{5}$ $\qquad W = \frac{1,9276}{5} = 0,3855$ ft

$\left(\frac{L}{Da}\right) = \frac{1}{4}$ $\qquad L = \frac{1,9276}{4} = 0,4819$ ft

(McCabe, 5th ed, p.243)

dimana : Da = diameter pengaduk

Dt = diameter tangki

L = panjang blade

W = lebar blade

E = jarak dari dasar tangki ke pusat pengaduk

J = lebar baffle

Kecepatan agitator antara 20-150 rpm (McCabe, 5th ed, p.238), diambil 100 rpm

Kecepatan keliling putaran (periperal) pengaduk turbin = 200-250 m/mnt (MV. Joshi, p. 389)

$= \pi \,.\, Da \,.\, 100 = \pi \,.\, 1,9276 \,.\, 100$ (Geankoplis, 4th ed, p. 158)

$= 282,2393$ m/mnt (memenuhi)

$$N_{Re} = \frac{N.Da^2.\rho}{\mu}$$ (Geankoplis, 4th ed, pers. 3.4-1)

dimana : Da = diameter impeller, ft

N = kecepatan putaran pengaduk, rps

ρ = densitas campuran, lb/ft^3

μ = viskositas campuran, lb/ft.s

$\mu_{campuran} = 9,1757$ cps $= 6,1658.10^{-3}$ lb/ft.s (Perry, 1950, p. 3-240)

Np = 5 (Geankoplis, 4th ed, fig. 3.4-4, p.155)

$N_{Re} > 10^4$ berarti aliran turbulen

$$N_{Re} = \frac{\left(\frac{100}{60}\right) \text{rps} \times (1,9276)^2 \text{ft}^2 \times 68,9655 \text{lb/ft}^3}{6,1658.10^{-3} \text{lb/ft.s}} = 69.266,7866$$

(turbulen)

Power untuk 1 buah pengaduk :

$$P = \frac{Np.\rho.N^3.Da^5}{gc}$$ (Geankoplis, 4th ed, pers. 3.4-2)

$$= \frac{5 \times 68{,}9655 \times \left(\frac{100}{60}\right)^3 \times (1{,}9276)^5}{32{,}174} = \frac{1320{,}4673 \text{ lb.ft/s}}{550 \text{ Hp/ lb.ft/s}} = 2{,}4 \text{ Hp}$$

Total Power yang dibutuhkan = 2 x 2,4 Hp = 4,8 Hp

Transmission system losses dan gland losses = 20 % dan 10 %.

Power motor = 1,3 x 4,8 Hp = 6,24 Hp ≈ 6,25 Hp

➤ *Perhitungan Jaket Pendingin*

Diambil : spasi jaket = 5 in

OD shell = ID shell + (2. tebal shell) = 69,7715 in

ID jaket = OD shell + spasi jaket

= 69,7715 + 5 = 74,7715 in = 6,2308 ft

Diambil : tebal jaket = tebal dish = ¼ in

OD jaket = ID jaket + 2 (tebal jaket)

= (74,7715 + (2. ¼)) in = 75,2715 in

L = 1,8561 ft

N = 100 rpm × 60 = 6000 rev/hr

ρ = 68,9655 lb/ft^3

μ = 6,1658.10^{-3} lb/ft.s = 22,1967 lb/ft.hr

k = 0,356 Btu/hr.ft^2.(°F/ft) (Kern,1965, tab.4, p.800)

c = 1,1 Btu/lb.°F (Kern,1965, fig.2, p.804)

$$R_{ej} = \frac{L^2.N.\rho}{\mu} = \frac{(1{,}8561 \text{ft})^2.6000 \text{ rev/hr}.68{,}9655 \text{ lb/ft}^3}{22{,}1967 \text{ lb/ft.hr}} = 64224{,}0174$$

$$j = \frac{h_j.D_j}{k}.\left(\frac{c.\mu}{k}\right)^{-1/2}.\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-0{,}14} = 600$$ (Kern,1965, fig.20.2, p.718)

$$600 = \frac{h_j.5{,}5683}{0{,}356}.\left(\frac{1{,}1.22{,}1967}{0{,}356}\right)^{-1/2}.(1)^{-0{,}14}$$

h_j = 417,6956 Btu/hr.ft^2.°F

$$hoi = \frac{h_j.ID}{OD} = \frac{417{,}6956.5{,}5683}{5{,}5996} = 415{,}9197 \text{ Btu/hr.ft}^2.°\text{F}$$

$$Uc = \frac{hj.hoi}{hj + hoi} = \frac{417,6965 * 415,9197}{417,6965 + 415,9197} = 288,4028 \text{ Btu/hr.ft}^2.°F$$

Rd = 0,005 (Kern, 1965)

hd = 1/Rd = 1/0,005 = 200

$$Ud = \frac{Uc.hd}{Uc + hd} = \frac{288,4028 * 200}{288,4028 + 200} = 118,1003 \text{ Btu/hr.ft}^2.°F$$

Q yang diserap air pendingin = 49022881,81 kJ/hari = 193.602,2668 Btu/jam

$$A' = \frac{Q}{Ud.\Delta T} = \frac{193.602,2668}{118,1003x41} = 39,98301 \text{ ft}^2$$

Ditetapkan : tinggi jaket = 1,5 x tinggi liquida = 8,8674 ft x 1,5 = 13,3011 ft

$A = \pi \times Dj \times z + \pi/4 \times Dj^2 = \pi \times 6,2308 \times 13,3011 + \pi/4 \times (6,2308)^2$

$= 290,8559 \text{ ft}^2$

Karena A' ≤ A, maka asumsi tinggi jaket diatas sudah benar.

Jadi, tinggi jaket = 13,3011 ft

Spesifikasi Tangki Fermentor (R-310) :

1. Kapasitas : 33018,6365 kg/shift
2. Dimensi Bejana :
   - Diameter : 5,7829 ft
   - Tinggi : 11,2038 ft
   - Tebal Shell : 3/16 in
   - Tebal Tutup atas : ¼ in
   - Tebal Tutup bawah : ¼ in
3. Pengaduk :
   - Jenis : flat six-blade turbine
   - Kecepatan : 100 rpm
   - Power : 6,25 HP
   - Jumlah : 2
   - Panjang blade : 0,4819 ft
   - Lebar blade : 0,3855 ft
4. Baffle :
   - Jumlah : 4
   - Lebar : 0,4819 ft

5. Jaket Pendingin :

   Tinggi : 13,3011 ft

   Tebal : ¼ in

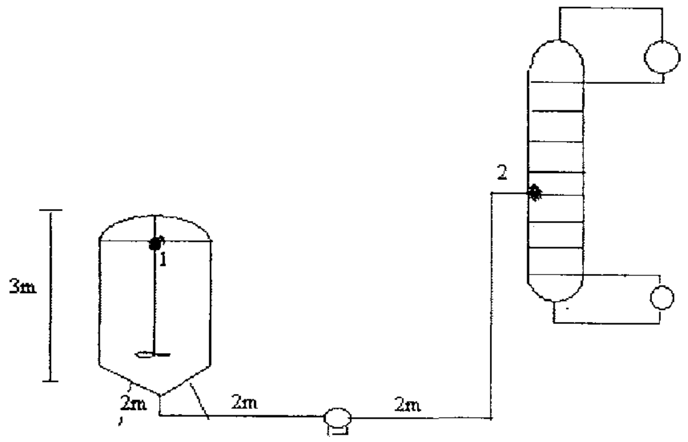
   Luas : 377,6436 ft^2

6. Jumlah : 1 buah

26. POMPA (L-341;342)

Fungsi : Memompa larutan dari holding tank IV ke Menara Distilasi

Type : Centrifugal pump



Perhitungan :

Bahan yang dipompa :

Kapasitas = 99.055,9095 kg/hari

Massa alir = 2,5688 lb/s

$\rho_{larutan}$ = 68,9655 lb/ft^3

Viskositas slurry (μ) = 8,5x10^{-4} kg/m.s = 5,7117x10^{-4} lb/ft.s

Rate volumetric (q_f) = 2,5688 lb/s / 68,9655 lb/ft3 = 0,03725 ft^3/s

Menentukan diameter pipa :

$D_{i,opt} = 3,9 \cdot q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$ (Peters & Timmerhaus 4^ed^, p. 496)

$= 3,9 \cdot (0,0372)^{0,45} \cdot (68,9655)^{0,13}$ = 1,5384 in = 0,1282 ft

Dipilih diameter nominal $1\frac{1}{2}$ in sch. 80 :

Flow area (a) = 0.1548 ft^2

$$\text{Kecepatan linear (v)} = \frac{0{,}03725\,\text{ft}^3/\text{s}}{0{,}1548\text{ft}^2} = 0{,}2405\ \text{ft / s}$$

$$N_{Re} = \frac{\rho\,.\,v\,.\,ID}{\mu} = \frac{68{,}9655\,\text{lb/ft}^3 .\,0{,}2405\,\text{ft/s}\,.\,0{,}1282\ \text{ft}}{5{,}7117\text{x}10\text{-}4\ \text{lb/ft.s}} = 2170{,}59$$

(aliran laminar)

Dari persamaan Bernoulli :

$$Ws = -\frac{1}{2\,.\alpha\,.g_c}\,.(v_2^2 - v_1^2) - \frac{g}{g_c}\,.(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} - \Sigma F$$

(Pers. 2.7-28 Geankoplis 4th, hlm 75)

Dimana Σ F merupakan total friksional losses, meliputi:

2. Losses karena sudden contraction tangki larutan ke pipa, hc.

$$hc = 0{,}55\ x\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)\frac{v_2^{\,2}}{2.\alpha.gc}$$

Dimana: A_1 = luas penampang tangki

A_2 = luas penampang pipa

Maka $A_1 >>> A_2$ sehingga A_2/A_1 diabaikan.

α = 0,5 (laminar flow)

$$hc = 0{,}55\ x\left(\frac{0{,}2405^2\ (\text{ft/s})^2}{2\ x\ 0{,}5\ x\ 32{,}174\,(\text{lb.ft/lbf.s}^2)}\right) = 0{,}00099\ \text{ft. lbf/lbm}$$

4. Losses karena friksi pada pipa lurus, Ft.

Digunakan pipa commercial steel, ε = 0,00015 ft

ε /D = 0,00015/0,0499 = 0.0030

Dari fig. 14-1 Peters & Timmerhaus 4ed diperoleh :

Panjang pipa lurus (ΔL) = 29,5272 ft

$$f = \frac{16}{Nre} = \frac{16}{2170{,}59} = 0{,}00737$$

$$Ft = 4.\ f.\ \frac{\Delta L}{D}.\frac{V^2}{2\,gc}$$

$$Ft = 4\ x\ 0{,}0073\ x\ \frac{29{,}5272}{0{,}0672}\,x\,\frac{2{,}5688^2}{2x32{,}174} = 1{,}31571\ \text{ft. lbf/lbm.}$$

5. Losses karena friksi pada elbow dan valfe, H_f.

Terdapat 1 elbow 90 °, 1 gate valve dan 1 globe valve.

Dari Geankoplis tabel 2.10-1 hal. 104 :

$K_f = 1.\ 0{,}75 + 1.\ 6 + 1.\ 0{,}17\ = 6{,}92$

$$H_f = K_f.\ \frac{v^2}{2\alpha\, gc}$$

$$Hf = 6.92 \times \left(\frac{2{,}5688^2}{2.32{,}174}\right) = 0{,}0062 \text{ ft. lbf/lbm.}$$

5. Losses karena sudden enlargement pipa ke reactor, H_{ex}

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = (\ 1 - 0\ )^2 = 1$$

Dimana : A_1 = Luas penampang pipa

A_2 = Luas penampang tangki penampung

Karena $A_1 <<< A_2$ maka A_1/A_2 diabaikan.

$$H_{ex} = K_{ex}.\left(.\frac{v^2}{2.gc}\right)$$

$$H_{ex} = 1.\left(\frac{2{,}5688^2}{2.32{,}174}\right) = 0{,}0009 \text{ ft. lbf/lbm}$$

5. Losses karena pressure drop di tangki penampung.

P_1 = 14,7 psia = 176,4 lbf/ft^2

P_2 = 14,7 psia = 176,4 lbf/ft^2

$\Delta P = 0$

ΣF = 0,00099 + 0,00331 + 0,0062 + 0,0009

= 0,0114 ft lbf/lbm

$$-Ws = \frac{1}{2.\alpha.gc}\left(v_2^{\,2} - v_1^{\,2}\right) + \frac{g}{gc}\left(z_2 - z_1\right) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F$$

$$-Ws = \frac{2{,}6588^2}{2.0{,}5.32{,}174 \text{ ft/lbf.s}^2} + \frac{32{,}174 \text{ ft/s}^2}{32{,}174 \text{ ft/lbf.s}^2}(9{,}2813 - 0) \text{ ft} + 0.0065 \text{ ft lbf/lbm}$$

-Ws = 7,6576 ft lbf/lbm

Effisiensi pompa (η) = 20 % (Peters & Timmerhaus 4^{ed} fig.14-37, p.520)

$$\text{Brake hp} = \frac{-W_s.m}{\eta.550} \qquad \text{(Geankoplis, Pers. 3.3-2)}$$

$$\text{Brake hp} = \frac{7{,}6576\, ft.lbf / lbm \times 2{,}5688\, lbm/s}{0{,}2x550 \dfrac{ft.lbf/s}{hp}} = 0.1788 \text{ Hp}$$

Efisiensi motor = 80 % (Peters & Timmerhaus 4[ed] fig. 14-38, p.521)

Sehingga dipakai pompa dengan power motor = $\frac{0{,}1788}{0{,}8}$ = 0,2235 Hp = 0,25 Hp

Spesifikasi pompa (L-341;342) : :

1. Rate volumetrik : 0,5184 lb/s
2. Ukuran pipa : $1\frac{1}{2}$ in sch 80
3. Efisiensi pompa : 20%
4. Efisiensi motor : 80%
5. Power motor : 0,25 Hp / buah
6. Bahan konstruksi : carbon steel
7. Jumlah : 1 buah

27. Holding Tank IV (F-341)

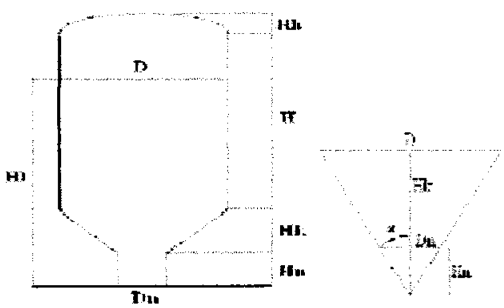
Fungsi : menampung filtrat yang keluar dari *cetrifuge* sebelum masuk menara destilasi

Tipe : silinder dengan tutup atas *torispherical* dan tutup bawah konis.

Dasar pemilihan : tutup *torispherical* memiliki harga yang lebih murah. Tutup konis memudahkan proses keluarnya filtrat

Perhitungan:

Volume Tangki



Keterangan:

D = diameter kecil

H = tinggi *shell*

Hk = tinggi konis

Hn = tinggi nozzle

HI = tinggi padatan

Hh = tinggi *head*

Dn = diameter nozzle

T operasi = 101,6°C

Direncanakan waktu tinggal 60 menit

Komponen	Jumlah (kg/hari)	Xi	ρ (kg/m³)	$\frac{Xi}{\rho i}$	μ (kg/ms)
Glukosa	24.369,1200	0,2224	1540	1,444E-04	0,00037
Xylosa	28.790,4900	0,2628	1540	1,706E-04	0,00037
Air	56.383,7543	0,5147	995,68	5,169E-04	0,00011
	109.543,3643			8,315E-04	0,00751

$$\rho \text{ filtrate} = \frac{1}{\sum \frac{Xi}{\rho i}} = \frac{1}{8{,}315\times 10^{-4}} = 1202{,}6458 \text{ kg/m}^3 = 75{,}0785 \text{ lb/ft}^3$$

μ filtrat = 0,00751 kg/m.s = $8{,}9\times10^{-5}$ lb/ft.s (viskositas dari filtrat tidak mempengaruhi viskositas dari *slurry* karena fraksinya kecil)

Kapasitas tangki = 36.514,4547 kg/shift

$$\text{Volume filtrat} = \frac{36.514{,}4547\,kg}{1202{,}6458\,kg/m^3} = 30{,}3617 \text{ m}^3 =$$

Asumsi volume *slurry* = 80% dari volume tangki

$$\text{Volume tangki} = \frac{100}{80}\times 30{,}3617\ m^3$$

$$= 37{,}9522 \text{ m}^3 = 1340{,}2624 \text{ ft}^3$$

Dimensi dan Tebal *Shell* dan Tutup

Ditetapkan:

- Bahan konstruksi *cooker* adalah *stainsless steel* tipe 304 (SA-240 *grade* S)
- *Allowable stress value* dari SA-240 adalah 17.806,0833 psi [21]
- *Corrosion allowance* (c) adalah 3 mm [21]
- Las yang digunakan : *double welded butt joint*, efisiensi 0,85 [22]

- $Hshell/Dshell = 1{,}5/1$

Diameter nozzle (Dn) = 8 inc ≈ 0,2032 m = 0,6667 ft

Ditetapkan: sudut konis = 60°C

α = 30°C

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

= 1,1775 D_{shell}

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

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

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

Volume *disc head* = 0,000049 x $D_{shell}{}^{3}$ (D dalam in)

= 0,0847 x $D_{shell}{}^{3}$ (D dalam ft)

Volume tangki = $V_{shell} + V_{konis}$

1340,2624 ft^3= 1,1775 $D_{shell}{}^{3}$ + $\frac{\pi}{24 \times tg\alpha} \times \left(D_{shell}{}^{3} - Dn^{3}\right)$

1340,2624 ft^3 = 1,1775 $D_{shell}{}^{3}$ + 0,2266 $D_{shell}{}^{3}$ – 0,0672 + 0,0847 $D_{shell}{}^{3}$

1340,2624 ft^3 = 1,4888 $D_{shell}{}^{3}$ – 0,0672

D_{shell} = 9,6558 ft = 2,9431 m = 115,8717 in

r_{shell} = 4,8279 ft = 1,4715 m

H_{shell} = 1,5 D = (1,5 x 9,6558) ft = 14,4837 ft = 4,4146 m

H_{konis} $= \frac{D_{shell} - Dn}{2 \times tg\alpha} = \frac{9{,}6558 - 0{,}6667}{2 \times tg30^{\circ}}$ = 7,7847 ft = 2,3728 m

H *slurry* dalam konis = H konis = 7,7847 ft = 2,3728 m

H nozzle = $\frac{Dn}{2 \times tg\alpha} = \frac{0{,}6667}{2 \times tg30^{\circ}}$ = 0,5774 ft = 0,1760 m

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

$= \frac{\pi}{24 \times tg30^{\circ}} \times \left(9{,}6558^{\,3} - 0{,}6667^{3}\right)$

$= 204{,}0426\ ft^3 = 5{,}7778\ m^3$

V *slurry* dalam shell = V *slurry* – V *slurry* dalam konis

$\frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$ *solid* dalam shell = $(1072{,}2075 - 204{,}0426) ft^3$

$\frac{\pi}{4} \times (9{,}6558)^2 \times H$ *solid* dalam shell = $868{,}1649\ ft^3$

H *slurry* dalam shell = 11,8559 ft = 6,8589 m

H *slurry* dalam tangki = H *slurry* dalam shell +H *slurry* dalam konis

= (11,8559 + 7,7847) ft

= 19,6406 ft = 5,9865 m

Tebal *Shell* dan Konis

$$P\ operasi = \rho \frac{H}{144} = \frac{75{,}0785\ ^{lb}/_{ft^3} \times 19{,}6406 ft}{144} = 10{,}2402\ psi$$

P *design* = 1,2 x 10,2402 psi = 12,2882 psi

Dengan menggunakan persamaan C.4 maka

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

$$= \frac{12{,}2882 psi \times 6{,}9751 ft}{[(17.806{,}0833 psi \times 0{,}85) - (0{,}6 \times 12{,}2882 psi)] \times 3{,}2808\ ^{ft}/_{m}} + 3\ mm$$

$= 0{,}0035\ mm + 3\ mm = 3{,}0035\ mm = \frac{3}{16}$

OD = ID + (2 x t_s) = 115,8717 in + (2 x $\frac{3}{16}$") = 116,2467 in = 117 in

(distandarisasi dari [40], 91) untuk OD = 117 in maka t_s paling kecil adalah $\frac{3}{8}$",

maka tebal *shell* yang digunakan adalah $\frac{3}{8}$"

Tebal *disc head* (t_d) dapat dicari dengan cara sebagai berikut:

OD = 117 in, sehingga dari [40] hal 91, didapatkan data r = 114 in da n icr = 7 $\frac{1}{2}$ in, dan berdasarkan hal 93 didapatkan sf = 4 $\frac{1}{2}$ in

Dengan menggunakan persamaan C.10 maka:

$$W = \frac{1}{4}\times\left(3+\sqrt{\frac{r}{icr}}\right) = \frac{1}{4}\times\left(3+\sqrt{\frac{114 in}{7\frac{1}{2} in}}\right) = 1{,}7246$$

$$P\ operasi = \rho\frac{H}{144} = \frac{75{,}8859\ {}^{lb}/_{ft^3}\times 19{,}6406\ ft}{144} = 10{,}3503\ psi$$

P *design* = 1,2 x 10,3503 psi = 12,4203 psi

$$t_d = \frac{12{,}4203 psi\times 114 in\times 1{,}76}{(2\times 17.806{,}0833\times 0{,}85)-(0{,}2\times 12{,}4203)} + 3\ mm$$

$$= 0{,}1176\ in + 3\ mm = (0{,}1176+3)\ mm = 3{,}1176\ mm = {}^{3}/_{16}"$$

Tebal *disc head* = $^{3}/_{16}$"

Tinggi *head* dan *bottom* dapat dihitung dengan persamaan C.8

OA= t_d + b + sf

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = \frac{115{,}8717}{2} - 7\ {}^{1}/_{2} = 50{,}4358\ in$$

$$BC = r - icr = 114 - 7\ {}^{1}/_{2} = 106{,}5\ in$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 114 - \sqrt{106{,}5^2 - 50{,}4358^2} = 20{,}1997\ in$$

$$OA = t_d + b + sf = {}^{3}/_{16} + 20{,}1997 + 4\ {}^{1}/_{2} = 24{,}8872\ in = 0{,}6321\ m$$

Tebal konis dihitung dengan persamaan C.9.

t_k =

$$\frac{12{,}4203\ psi\times 3{,}5190\ ft}{\cos 30^\circ((17.806{,}0833\times 0{,}85)-(0{,}6\times 12{,}4203))\times 3{,}2808\ {}^{ft}/_{m}} + 3mm$$

$$= 0{,}6125\ mm + 3\ mm = 3{,}6125\ mm = 0{,}1422\ in = {}^{3}/_{16}"$$

Tebal konis = $^{3}/_{16}$"

Tebal *shell* ($^{3}/_{8}$ ") lebih besar dari tebal *dish* ($^{3}/_{16}$ ") dan tebal konis ($^{3}/_{16}$ "), maka digunakan tebal *shell* ($^{3}/_{8}$ ") sebagai tebal tangki.

H tangki total = $H_{shell} + H_{konis}$ + OA

$= (4{,}4146 + 2{,}3728 + 0{,}6321)$ m

$= 7{,}4195$ m

Spesifikasi Holding Tank IV (F-341)

1. Type : Tangki vertical dengan tutup atas dishead & bawah konis
2. Volume tangki : 1340,2624 ft^3
3. Dimensi : diameter shell = 9,6558 ft
4. Tinggi : 7,4195 m
5. Tebal Shell : 5/16 in
6. Tebal dishead : 5/16 in
7. Bahan konstruksi : Carbon steel
8. Jumlah : 1 buah

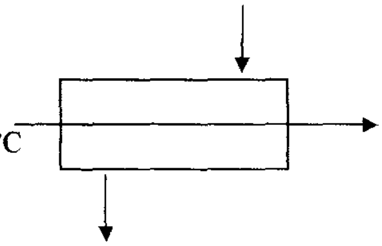
28. Heater (E-410)

Steam masuk tube :

$T_1 = 140°C$

Feed masuk shell :

$t_1 = 30$ °C



$t_2 = 78{,}5°C$

Kondensat keluar tube :

$T_2 = 140°C$

Fungsi : memanaskan feed yang akan digunakan pada menara distilasi

Tipe : Shell and Tube

Dasar Pemilihan : Pressure drop yang dihasilkan kecil

Kondisi operasi : Suhu udara masuk $(t_1) = 30°C = 89{,}6\ ^0F$

Suhu udara keluar $(t_2) = 78{,}5°C = 173{,}3^0F$

Suhu steam (T_1) $= 140°C = 284^0F$

Suhu kondensat (T_2) $= 140°C = 284^0F$

Perhitungan :

Berdasarkan neraca panas:

m_{feed} = 87.890,5092 kg/hari = 8.205,3114 lb/jam

m_{steam} = 752,3293 kg/hari = 70,2362 lb/jam

Q pada heater = 3.752.525,848 kJ/hari = 332.047,0485 btu/jam

1. $\Delta T_{LMTD} = \dfrac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \dfrac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = \dfrac{(284 - 173{,}3) - (284 - 89{,}6)}{\ln \dfrac{(284 - 173{,}3)}{(284 - 89{,}6)}} = 148{,}6430°F$

   $S = \dfrac{T_2 - t_1}{T_2 - t_1} = \dfrac{284 - 89{,}6}{284 - 89{,}6} = 1$ $\qquad R = \dfrac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \dfrac{284 - 284}{173{,}3 - 89{,}6} = 0$

   Dipakai HE 3-6 exchanger: (Kern,1965, fig.20 hal 830)

   Ft = 1

   $\Delta t = Ft \times \Delta T_{LMTD} = 1 \times 148{,}6430°F = 148{,}6430°F$

2. $t_c = (t_1 + t_2)/2 = (89{,}6 + 173{,}3)/2 = 131{,}45$ °F

   $T_c = (T_1 + T_2)/2 = (284+284)/2 = 284°F$

3. Trial U_D

   Dari tabel 8 hal.840, Kern, 1965, untuk steam dan liquid adalah U_D = 5-75

   Diambil U_D = 75 Btu/jam.ft^2.°F

   $A = \dfrac{Q}{U_D.\Delta_T} = \dfrac{332.047{,}0485 \text{ btu/jam}}{45 \text{ Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}.148{,}6430^\circ \text{ F}} = 49{,}6412 \text{ft}^2$

4. Asumsi 1 inch OD, 16 BWG, 1 inch square pitch , L =16 ft.

   ID = 0,870 in

   a" = 0,2618 ft^2/ft ; a'= 0,594 in^2 (Tabel 10, p. 843, Kern, 1965)

   A = Nt . a" . L = Nt . 0,2618 .16

Nt = 11,8509 tubes ≈ 12 tubes

Dari tabel 9 hal 842, Kern, 1965, diperoleh untuk :

ID_{shell} = 12 in Nt = 12 tubes

U_D koreksi → A = Nt . a" . L = 12 . 0,2618 . 16 = 50,2656 ft^2

$U_D = \dfrac{Q}{A.\Delta_T} = \dfrac{332.047{,}0485 \text{ btu/jam}}{50{,}2656 ft^2 x 148{,}6430^\circ F} = 44{,}4410$ Btu/jam.ft^2.°F

Tube (steam)	Shell (feed)
5. $a_t = \dfrac{N_t . a'}{144.n} = \dfrac{12x0{,}594}{144.2}$ $= 0{,}02475$ ft^2 6. $G_t = \dfrac{m}{a_t} = \dfrac{70{,}2362}{0{,}02268}$ $= 3.096{,}8342$ lb/hr.ft^2 7. dari Kern, 1965, fig.15, p. 825 pada T_c = 284°F diperoleh: $\mu = 0{,}014$ $N_{Ret} = \dfrac{D.G_t}{\mu}$ $= \dfrac{0{,}532x67.223{,}4567}{12x0{,}014x2{,}42}$ $= 87.964{,}5784$ 8. hi = $32x\dfrac{0{,}3623}{0{,}87/12}x\left(\dfrac{1x0{,}014x2{,}42}{0{,}3623}\right)^{1/3}x1^{0{,}14}$ hi = 72,5836 hio = 72,5836 x 0,87/1 = 63,1477	5. C' = Pt – do = 1 – 0,75 = 0,25 B = 8 in $a_S = \dfrac{di.C'.B}{144.P_t.n} = \dfrac{12.0{,}25.2}{144.1.3} = 0{,}0138$ ft^2 6. $G_s = \dfrac{m}{a_S} = \dfrac{8.205{,}3114}{0{,}0138}$ $= 594.587{,}7826$ lb/hr.ft^2 7. dari Kern, 1965, fig.15, hal. 825 pada t_c = 131,45°F diperoleh: $\mu = 0{,}012$ $N_{Res} = \dfrac{De.G_S}{\mu} = \dfrac{0{,}95x663.719{,}696}{12x0{,}012x2{,}42}$ = 1.809.382,78 8. dari Kern, 1965, fig.28, hal. 838 De = 0,95 jH = 360 pada tc = 131,45 °F diperoleh: c = 0,25 Btu/lb.°F (Fig.3, Kern, 1965) k = 0,0183 Btu/hr.ft^2.(°F/ft) (Tab. 5) $h_o = jH.\dfrac{k}{De}.\left(\dfrac{c.\mu}{k}\right)^{1/3}.\varphi_S$ $\dfrac{h_o}{\varphi_S} = 360.\dfrac{0{,}0183}{0{,}95/12}.\left(\dfrac{0{,}25x0{,}012}{0{,}0183}\right)^{1/3}$ = 45,5443 ho = $\dfrac{ho}{\varphi_S}$ = 45,5443

Koefisien overall bersih, U_C:

$$U_C = \frac{hio.ho}{hio + ho} = \frac{1500x45{,}5443}{1500 + 45{,}5443} = 44{,}2021 \text{ Btu/hr.ft}^2.°F$$

10. Faktor kekotoran, R_D:

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C.U_D} = \frac{79{,}8718 - 64{,}7353}{79{,}8718x64{,}7353} = 2{,}9274\ 10^{-3}$$

Perhitungan Pressure Drop :

Tube (steam)	Shell (udara)
1. $N_{Re,t}$ = 87.964,5784 Dari Kern, 1965, Fig. 26 : f = 0,0001 2. $\Delta P_t = \frac{f.G_t^2.l.n}{5{,}22.10^{10}.di.s.\varphi_t}$ $= \frac{0{,}0001 \times 67.223{,}4567^2 \times 12 \times 6}{5{,}22.10^{10}.0{,}532.1.1}$ $= 1{,}1716*10^{-3}$ 3. $\Delta P_r = \frac{4.n}{s}.\frac{V^2}{2.g'}.\frac{62{,}5}{144} = \frac{4.2}{1}.0{,}001$ $= 0{,}008$ 4. $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$ $= 1{,}1716*10^{-3}+0{,}008$ $= 9.1716 *10^{-3}$ psi (<2psi,memenuhi)	1. $N_{Re,s}$ = 1.809.382,78 Dari Kern, 1965, Fig. 29 : f = 0,001 2. $N+1 = \frac{12.1}{B} = \frac{12.12}{2} = 72$ 3. $\Delta P_s = \frac{f.G_s^2.(N+1)}{5{,}22.10^{10}.de.s.\varphi_s}$ $= \frac{0{,}0001 \times 663.719{,}696^2 \times 72}{5{,}22.10^{10} \times 0{,}95/12 \times 1 \times 1}$ = 0,7675 psi (< 1psi, memenuhi)

Spesifikasi Heater (E-410) :

1. Tipe : Shell and Tube 2-4
2. Tube :
   - Media pemanas : steam jenuh
   - Rate :70,3262 lb/jam
   - Bahan konstruksi : carbon steel
   - Dimensi : $^3/_4$ in OD, 12 BWG
   - Susunan :Triangular
3. Shell :
   - Media yang dipanaskan : feed berasal dari tangki penampung
   - Rate : 8.205,3114 lb/jam

Bahan konstruksi : carbon steel

Dimensi : Diameter ekivalen = 0,95 in

1 passes

4. Jumlah : 1 buah

29. Menara Distilasi (D-420)

Fungsi : untuk memisahkan ethanol 95 % berat

Tipe : Sieve Tray

Dasar pemilihan : 1. Biaya pembuatan lebih murah daripada tipe bubble cap

2. Kapasitasnya besar

Perhitungan :

➢ *Perhitungan Diameter menara distilasi*

P operasi = 0,9869 atm = 1 bar

T operasi = T avg = 84,57°C = 357,57 K

$$\rho_{Vm} \approx \rho NH_3 = \frac{P \times BM}{Z \times R \times T}$$

dimana: R = 82,06 cm^3.atm/mol.K (Smith & Van Ness, 1996, Tabel A.2, p.633)

Z = korelasi Pitzer untuk faktor kompresibilitas gas

$= Z^0 + \omega.Z^1$ ...(3.46) (Smith & Van Ness, 1996, p.87)

Dari Smith Van Ness, 1996, Tabel B.1, hal 636 diperoleh data untuk ethanol:

P_c = 63,8 bar

$T_c = 516,2\ ^0K$

$\omega = 0,635$

$Pr = P/P_c = 1/63,8 = 0,0156$

$Tr = T/T_c = 371,915/516,2 = 0,7204$

Dari Smith & Van Ness, fig 3.12 hal 88 & fig 3.14 hal 90, pada Pr dan Tr tersebut

diperoleh: $Z^0 = 0,94$ dan $Z^1 = -0,052$

Sehingga: $Z = Z^0 + \omega.Z^1$

$= 0,94 + 0,635.(-0,052) = 0,9069$

$$\rho ethanol = \frac{P \times BM}{Z \times R \times T}$$

$$= \frac{0{,}9869 \text{ atm x } 46 \text{ gr/mol}}{0{,}9069x82{,}06 \text{ cm}^3.\text{ atm/mol.Kx } 357{,}57 \text{ K}}$$

$= 1{,}7059.10^{-3}$ g/cm^3 = 0,1065 lb/ft^3

$\rho_{Lm} \approx \rho_{air}$ = 0,9697 g/ml = 60,5384 lb/ft^3

Perhitungan *surface tension* untuk campuran liquid menggunakan korelasi Macleod-Sugden:

$$\sigma_m^{1/4} = \sum_{i=1}^{n} P_i.(\rho_{Lm}.x_i - \rho_{Vm}.y_i) \quad \ldots(12\text{-}5.1)$$ (Prausnitz, 1988, p.642)

σ_m = 58.(0,0538x0,1196 – 1,2165.10^{-5}x0,8803) + 45,3. (0,0538x0,0156 – 1,2165. 10^{-5}. 0,9444)

σ_m = 0,4100

Dari Ludwig fig.8.50 untuk σ_m = 0,5044 dan jarak antara tray 20 in, didapat harga konstanta empiris = C = 225 (Ludwig,1974)

$W = C.[\rho_V.(\rho_L - \rho_V)]^{1/2}$

W = 225.[0,1065.(60,5384 – 0,1065)]$^{1/2}$ = 570,8085 lb/ft^2.jam

$$D = \left[\frac{4}{\pi}.\frac{V'}{W}\right]^{1/2}$$ (Ludwig, 1974, p. 108)

dimana: V' = rate uap = 3820,28 kmol/hari = 98.741,285 kg/hari

= 8.228,4404 lb/jam

$$D = \left[\frac{4}{\pi}.\frac{8.228{,}4404}{570{,}8085}\right]^{1/2} = 4{,}2842 \text{ ft} \approx 4 \text{ ft}$$

r = 2 ft

➢ *Perhitungan Tinggi menara distilasi bagian shell*

Jumlah tray = 24

Jarak antar tray = 20 in

Tinggi menara bagian shell = ((jumlah tray – 1) × jarak antar tray) + 0,5 ft

= 23 × (20/12) ft + 0,5 ft = 38,8333 ft

➢ *Perhitungan Tebal dinding shell*

P design = P operasi + 2,5 bar (Ulrich, 1984)

= 1 + 2,5 = 3,5 bar = 50,7633 psia

c = faktor korosi maksimum = 3 mm = 0,01 ft (Ulrich, 1984)

f = f allow = 18.750 psia

untuk jenis stainless steel 18-8 tipe 304 (Brownell & Young,1959)

E = 0,8 (Double Welded Butt Joint) (Brownell & Young,1959, tabel 13.2, p.254)

$$t_{shell} = \frac{P.r}{f.E - 0{,}6.P} + c$$ (Brownell & Young,1959, eq. 13.1, p.254)

$$= \frac{50{,}7633x2x12}{0{,}8.18750 - 0{,}6.50{,}7633} + 0{,}01in = 0{,}091 \text{ in}$$

Diambil t $_{menara}$ = $\frac{3}{16}$ in (Brownell & Young, 1959, App.F item 2, p.350)

➢ *Perhitungan Tebal Tutup*

Digunakan tutup atas dan bawah jenis *flanged and dished* maka:

Do = Di + 2. t_{shell} = 4x12 + 2x3/16 =48,375 in ≈ 48 in

E = 0,8 (Double Welded Butt Joint) (Brownell & Young,1959, tabel 13.2, p.254)

rc = Di + t = 4x12 + 3/16 = 48,1875 in ≈ 48 in

I_{cr} = 3 (Brownell & Young table 5.7)

$$W = \frac{1}{4}\left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}}\right)$$ (Brownell & Young, 1959, eq. 7.76, p.138)

$$W = \frac{1}{4}.\left(3 + \sqrt{\frac{48}{3}}\right) = 1{,}75$$

$$t_h = \frac{P.rc.W}{2.f.E - 0{,}2.P} + c$$ (Brownell & Young, 1959, eq. 7.77, p.138)

$$t_h = \frac{50{,}7633x48{,}375}{2.18750.0{,}8 - 0{,}2.50{,}7633} + 3/16 = 0{,}2693 \text{ in}$$

Diambil tebal tutup = t_h = 3/16 in (Brownell & Young,1959, tabel 5.8, p.93)

➢ *Perhitungan Tinggi Tutup*

Do = 48 in

Dari Brownell & Young, 1959, tabel 5.7 dan 5.8 diketahui untuk t = 3/16 in, icr = 3 in, r = 48 in dan sf = 2,5 in

Di = Do – 2 . t = 48 in

$AB = \frac{Di}{2} - icr = 21$ in

$BC = r - icr = 45$ in

Kedalaman dish (b) = $r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} = 8{,}201$ in

Tinggi tutup = t + b + sf = 10,8885 in = 0,9073 ft

➢ *Perhitungan Tinggi Total Menara Distilasi*

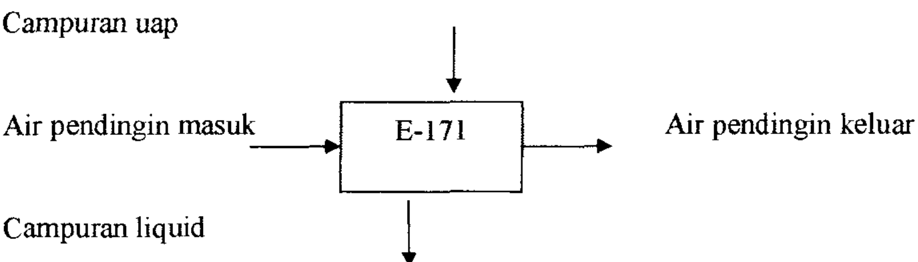
Tinggi total menara = tinggi menara bagian shell + 2. tinggi tutup

= 38,8333 ft + 2. 0,9073 = 40,6480 ft ≈ 41 ft

Spesifikasi Menara Distilasi (D-420):

1. Kapasitas : 129785.7346 kg/hari
2. Dimensi Bejana :
   - Diameter : 4 ft
   - Tinggi : 38,8333 ft
   - Tebal Shell : $\frac{3}{16}$ in
   - Tebal Tutup atas : 3/16in
   - Tinggi Tutup : 0,9073 ft
   - Tinggi menara : 41 ft
3. Bahan konstruksi : Stainless steel 18-8 tipe 304
4. Jumlah : 1 buah

30. Kondensor Distilasi (E-421)



Fungsi : Mendinginkan distilat secara total

Tipe : *Shell and Tube*

Dasar Pemilihan : 1. Luas perpindahan panas besar

2. Dapat digunakan untuk tekanan tinggi

3. Mempunyai kapasitas aliran yang besar

Perhitungan :

➢ *Perhitungan Koefisien Transfer Panas*

P operasi = 3 atm

T gas masuk = 84,57°C; T liquid keluar = 82,69°C

Qc = 89.927,2998 kJ/hari = 3551,4291 Btu/jam

90% berat air pendingin ditambah dengan 10% berat ethanol masuk pada suhu -10 °C dan keluar pada suhu 0 °C :

$$\text{Cp air pendingin} = \int_{263}^{273} \text{Cp } H_2O_{(l)} dT = 739{,}6105 \text{ J/mol} = 739{,}6105 \text{ kJ/kmol}$$

Cp campuran . ΔT = (0,9011 x 739,6105) + (0,0989 x 73,2649 x (273-263)) = 6737,089 kJ/kmol

BM campuran = (0,9011 x 18,015) + (0,0989 x 46) = 20,7827 kg/kmol

Kebutuhan air pendingin :

Qc = Q yang diserap air pendingin

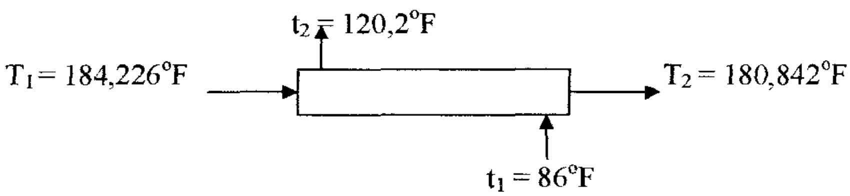
$$89.927{,}2998 = \frac{m}{20{,}7827} . \text{Cp} . \Delta T$$

89.927,2998 x 20,7827 = m x 6737,0892

massa air pendingin = 277,4094 kg/hari = 25,8985 lb/jam

Massa air = 90 % x 277,4094 kg = 249,6685 kg/hari = 10,4028 kg/jam

Massa ethylene glycol = 10 % x 277,4094 kg = 27,7049 kg/hari



$\Delta T1 = T1 - t2 = 184{,}226°F - 120{,}2°F = 64{,}026°F$

$\Delta T2 = T2 - t1 = 180{,}84°F - 86°F = 94{,}84°F$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T1 - \Delta T2}{\text{Ln}\left(\frac{\Delta T1}{\Delta T2}\right)} = 77{,}3522°F$$

$$R = \frac{\Delta T2 - \Delta T1}{t2 - t1} = \frac{94{,}84 - 64{,}026}{120 - 86} = 0{,}9063$$

$$S = \frac{t2 - t1}{T1 - t1} = 0{,}3482$$

Berdasarkan harga R dan S didapatkan: $F_T = 0{,}98$ (Kern, 1965, Fig. 19, p.829)

$\Delta T = \Delta T_{LMTD} \times F_T = 77{,}3522 \times 0{,}98 = 75{,}8052°F$

$$Tc = \frac{94{,}84 + 64{,}026}{2} = 79{,}433°F$$

$$tc = \frac{120 + 86}{2} = 103°F$$

Trial : $U_D = 95$ btu/jam.ft^2.°F

Asumsi: ¾ inch OD, 16 BWG, 1 inch triangular pitch, L = 10 ft

a" = 0,1963 (Kern, 1965, tabel 10, p.843)

$Q = U_D \,.\, A \,.\, \Delta T$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{85.234{,}2993}{95 \times 77{,}3522} = 11{,}5989 \text{ ft}^2$$

A = Nt . a" . L → 11,5989 ft^2 = Nt . 0,1963 . 10

Nt = 5,9087 tubes

Dari tabel 9 Kern, 1965, diperoleh untuk 2-4 heat exchanger:

ID_{shell} = 12 in Nt = 6 tubes

U_D koreksi → A = Nt . a" . L = 6 . 0,1963 . 10 = 11,778 ft^2

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta T} = \frac{85.234{,}2993}{11{,}5989 \times 77{,}3522} = 95{,}0003 \text{ Btu/jam.ft}^2.°F$$

Shell Side

B = ID/5 = 12/5 = 2,4 in

$$as = \frac{ID \times C' \times B}{144 . P_T} \; ; \; C' = P_T - OD$$

$$= 1 - \tfrac{3}{4} = 0{,}25$$

$$= \frac{12 \times 1/4 \times 2{,}4}{144 . 1} = 0{,}05 \text{ ft}^2$$

Gs = W/as

= 1558,1744 / 0,05

= 31163,488 lb/jam.ft^2

De = 0,0791 ft (Figure 28, Kern, 1965)

$$G'' = \frac{W}{L . Nt^{2/3}} = \frac{1558{,}1744}{10 . 30^{2/3}}$$

= 16,1387 lb/jam.lin ft

Asumsi : ho = 150

$$tw = tc + \frac{ho}{hio + ho} . (Tc + tc)$$

$$= 103 + \frac{150}{308{,}48 + 150} . (79{,}433 + 103)$$

= 162,6862°F

tf = (Tc + tw)/2 = 121,0596°F

kf = $\sum$ ki.xi =0,9444 Btu/jam.ft^2.(°F/ft)

sf = $\sum$ si . xi = 0,6948

μf = $\sum$ μi . xi = 7,4825.10-3

Dari figure 12.9 Kern, 1965, diperoleh :

ho = 700 Btu/jam.ft^2.°F

Tube Side

a't = 0,182 in

$$at = \frac{Nt . a't}{144 . n} = \frac{6 . 0{,}182}{144 . 4} = 1{,}8958.10^{-3}$$

Gt = W/at

= 6000,9335/1,89591.10^{-3}

= 3.227.870,206 lb/jam.ft^2

Pada tc = 103°F

μ = 2,8156.2,42 = 6,8138 lb/ft.hr

D = 0,482/12 = 0,0402 ft

$$Ret = \frac{D . Gt}{\mu} = 19.338{,}7511$$

ρ ethanol = 49,27 lb/ft^3

ρ_{air} = 62,1581 lb/ft^3

$\rho_{campuran}$ = 49,7911 lb/ft^3

$$V = \frac{Gt}{3600 . \rho}$$ (figure 25, Kern)

$$= \frac{3.227.870{,}206}{3600 . 49{,}7911} = 18{,}0078 \text{ ft/detik}$$

Dari figure 25, Kern, 1965, didapatkan

hi = 480 Btu/jam.ft^2.°F

hio = hi . ID/OD

= 480 . 0,482/0,75

= 308,48 Btu/jam.ft^2.°F

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho} = \frac{308{,}48 \times 700}{308{,}48 + 700} = 214{,}120 \text{ Btu/jam.ft}^2.°F$$

$$Rd = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} = \frac{214{,}120 - 95{,}580}{214{,}120 \times 95{,}580} = 0{,}00579 \text{ jam.ft}^2.^\circ\text{F/Btu}$$

➢ *Perhitungan Pressure Drop*

Shell Side

Pada Tc = 79,433°F

μ vapor = 0,012 lb/jam.ft

De = 0,0791 ft

Res = (De . Gs)/μ

$$= \frac{0{,}0791.(31163{,}488)}{0{,}012} = 205419{,}3251$$

f = 0,0012 ft^2/in^2 (Figure 29, Kern,1965)

$$N + 1 = 12.\frac{L}{B} = 12.\frac{10}{2{,}4} = 50$$

BM campuran = 20,7827 g/gmol

$$\rho = \frac{P.BM}{Z.R.T} = \frac{3.20{,}7827}{0{,}248.82{,}06.516{,}2}$$

$= 5{,}935.10^{-3}$ g/cm^3 = 0,3705 lb/ft^3

s = 0,2610/62,5 = 0,0494

Ds = 12 /12 = 1 ft

$$\Delta Ps = \frac{1}{2}.\frac{f.Gs^2.Ds.(N+1)}{5{,}22.10^{10}.De.s}$$

$$= \frac{1}{2}.\frac{0{,}0012(31163{,}488^2).1.50}{5{,}22.10^{10}.0{,}0791.0{,}0494}$$

= 0,1428 psia < 2 psia

Tube Side

Untuk Ret = 3734,9808

f = 0,00035 (Figure 26, Kern, 1965)

$$\Delta Pt = \frac{f.Gt^2.L.n}{5{,}22.10^{10}.D.s.\varphi_t}$$

$$= \frac{0{,}00035.(633069{,}9644^2).10.4}{5{,}22.10^{10}.0{,}0402.1.1}$$

= 2,6738 psia

Pada Gt = 633069,9644 lb/jam.ft^2, didapat: $\frac{V^2}{2.g'} = 0{,}059$ (Fig.27, Kern, 1965)

$$\Delta P_r = \frac{4.n}{s}.\frac{V^2}{2.g'} = \frac{4.4}{1}.0{,}059$$

= 0,944 psia

$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$

= 2,6738 + 0,944

= 3,6178 psia < 10 psia

Spesifikasi Kondensor Distilasi (E-421) :

1. Tipe : Shell and Tube 2-4
2. Dimensi Shell :

   ID : 12 in

   Baffle space : 2,4 in
3. Dimensi Tube :

ID : 0,482 in

OD : ¾ in

Passes : 4

Pitch : 1 in

Susunan : triangular

Jumlah : 6

4. Panjang : 10 ft
5. Luas perpindahan panas : 11,5989 ft^2
6. Bahan konstruksi : Stainless steel 18-8 tipe 304
7. Jumlah : 1 buah

31. Drum Akumulator Distilasi (F-430)

Fungsi : Menampung distilat dari kondensor distilasi (E-271)

Tipe : Tangki horisontal dengan tutup samping ellipsoidal

Dasar Pemilihan : dapat menampung kapasitas yang besar.

Perhitungan :

➢ *Perhitungan Dimensi Tangki*

Rate masuk = 11.707,0041 kg/hari = 1.092,9464 lb/jam

$\rho = 46{,}8568\ lb/ft^3$

$$\text{Volume liquid} = \frac{1092{,}9464\,lb/jam}{46{,}8568\,lb/ft^3} = 23{,}3252\ ft^3/jam$$

Diambil: L = 2.D

Liquid mengisi ¾ bagian tangki

Volume liquid = ¾ (volume shell + 2.volume ellipsoidal)

$$23{,}3252 = ¾\left(\left[\frac{\pi}{4}D^2.L\right]+2.\left[0{,}131328.D^3\right]\right)$$

$$23{,}3252 = ¾\left(\left[\frac{\pi}{4}D^2.2.D\right]+2.\left[0{,}131328.D^3\right]\right)$$

$$23{,}3252 = ¾\ .(1{,}8335\ D^3)$$

$$23{,}3252 = 1{,}3751\ .\ D^3$$

$$D^3 = 16{,}9625\ ft^3$$

$$D_{shell} = 2{,}5694\ ft \approx 3\ ft$$

$$L_{shell} = 2.D = 5{,}1388 \text{ ft} \approx 6 \text{ ft}$$

$$L_{ellipsoidal} = 2.\frac{D}{4} = 2.\frac{2{,}5894}{4} = 1{,}2947 \text{ ft}$$

$$L_{tangki} = L_{shell} + L_{ellipsoidal}$$

$$= 5{,}1388 + 1{,}2947 \text{ ft} = 6{,}4335 \text{ ft} \approx 7 \text{ ft}$$

- *Perhitungan Tebal Shell*

$$t_{shell} = \frac{P.ID}{2.(f\,E - 0{,}6.P)} + c$$

dimana:

f_{allow} = 18.750 psi (untuk stainless steel 18-8 tipe 304)

E = 0,8 (tipe pengelasan Double Welded Butt Joint)

c = faktor korosi = 0,1 in

$$P = \frac{\rho.h}{144}$$

ρ = 46,8568 lb/ft^3

h = 0,75. D = 0,75. 2,5694 = 1,9271 ft

$$P = \frac{46{,}8568.(1{,}9271)}{144} = 0{,}6271 \text{ psia}$$

$P_{operasi}$ = 0,6271 + 44,10 = 44,7271psia

Untuk safety, P_{design} = 1,2 . 44,7271 = 53,6725 psia

$$t_{shell} = \frac{53{,}6725 \times 1{,}9271 \times 12}{2.(18.750.0{,}8 - 0{,}6.53{,}6725)} + 0{,}1$$

$$= 0{,}1415 \text{ in}$$

Diambil t_{shell} = 3/16 in (Brownell & Young, 1959, App.F item 2, p.350)

- *Perhitungan Tebal Ellipsoidal*

$$v = \frac{1}{6}.\left(2 + k^2\right)$$

$$= \frac{1}{6}.\left(2 + 2^2\right) = 1$$

$$t_{ellipsoidal} = \frac{P.D.v}{2.f\,E - 0{,}2.P} + c$$

$$= \frac{53{,}6725 \times 1{,}9271 \times 12 \times 1}{2.(18.750.0{,}8 - 0{,}2.53{,}6725)} + 0{,}1 = 0{,}1462 \text{ in}$$

Diambil $t_{ellipsoidal}$ = 3/16 in (Brownell & Young, 1959, App.F item 2, p.350)

Spesifikasi Drum Akumulator (F-430) :

1. Tipe : Tangki horisontal dengan tutup samping berbentuk ellipsoidal
2. Kapasitas : 23,3252 ft^3/jam
3. Suhu operasi : 6 °C
4. Tekanan operasi : 3 atm
5. Dimensi :

   Diameter shell : 1,9271 ft

   Tebal shell : 3/16 in

   Tebal ellipsoidal : 3/16 in

   Panjang : 7 ft
6. Bahan konstruksi : Stainless steel 18-8 tipe 304
7. Jumlah : 1 buah

32. Drum Akumulator Distilasi (F-440)

Fungsi : Menampung Produk bawah (xilito, xilosa, dan air) dari kondensor distilasi (E-271)

Tipe : Tangki horisontal dengan tutup samping ellipsoidal

Dasar Pemilihan : dapat menampung kapasitas yang besar

Perhitungan :

➢ *Perhitungan Dimensi Tangki*

Rate masuk = 23.320,455 kg/hari = 2317,3478 lb/jam

ρ = 62,1581 lb/ft^3

$$\text{Volume liquid} = \frac{2317{,}3478 lb/jam}{62{,}1581 lb/ft^3} = 37{,}2815 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Diambil: L = 2.D

Liquid mengisi ¾ bagian tangki

Volume liquid = ¾ (volume shell + 2.volume ellipsoidal)

$$37{,}2815 = ¾\left(\left[\frac{\pi}{4}D^2.L\right] + 2.\left[0{,}131328.D^3\right]\right)$$

$$37{,}2815 = ¾\left(\left[\frac{\pi}{4}D^2.2.D\right] + 2.\left[0{,}131328.D^3\right]\right)$$

$$37{,}2815 = ¾\ .(1{,}8335\ D^3)$$

$$37{,}2815 = 1{,}3751\ .\ D^3$$

$$D^3 = 27{,}1118\ ft^3$$

$$D_{shell} = 3{,}0041\ ft \approx 3\ ft$$

$$L_{shell} = 2.D = 6{,}0082\ ft \approx 6\ ft$$

$$L_{ellipsoidal} = 2.\ \frac{D}{4} = \frac{2x3{,}0041}{4} = 1{,}5020\ ft$$

$$L_{tangki} = L_{shell} + L_{ellipsoidal}$$

$$= 6{,}0082 + 1{,}5020\ ft = 7{,}5102\ \ ft \approx 8\ ft$$

➢ *Perhitungan Tebal Shell*

$$t_{shell} = \frac{P.ID}{2.(f\,E - 0{,}6.P)} + c$$

dimana:

f_{allow} = 18750 psi (untuk stainless steel 18-8 tipe 304)

E = 0,8 (tipe pengelasan Double Welded Butt Joint)

c = faktor korosi = 0,1 in

$$P = \frac{\rho.h}{144}$$

ρ = 62,1581 lb/ft^3

h = 0,75. D = 0,75. 3,0041 = 2,2530 ft

$$P = \frac{62{,}1581x2{,}2530}{144} = 0{,}9725\ psia$$

$P_{operasi}$ = 0,9725 + 44,10 = 45,0725 psia

Untuk safety, P_{design} = 1,2 . 45,0725 = 54,087 psia

$$t_{shell} = \frac{54{,}087x2{,}2530x12}{2x(18750x0{,}8 - 0{,}6x54{,}087)} + 0{,}1$$

$$= 0{,}1487\ in$$

Diambil t $_{shell}$ = 3/16 in (Brownell & Young, 1959, App.F item 2, p.350)

➢ *Perhitungan Tebal Ellipsoidal*

$$v = \frac{1}{6}.(2 + k^2)$$

$$= \frac{1}{6}.(2 + 2^2) = 1$$

$$t_{ellipsoidal} = \frac{P.D.v}{2.f E - 0{,}2.P} + c$$

$$= \frac{54{,}087x3{,}0041x1}{2x18750x0{,}8 - 0{,}2x54{,}087} + 0{,}1 = 0{,}1054\ in$$

Diambil $t_{ellipsoidal}$ = 3/16 in (Brownell & Young, 1959, App.F item 2, p.350)

Spesifikasi Drum Akumulator (F-440) :

1. Tipe : Tangki horisontal dengan tutup samping berbentuk ellipsoidal
2. Kapasitas : 37,2815 ft^3/jam
3. Suhu operasi : 6 °C
4. Tekanan operasi : 45,0725 psia
5. Dimensi :

   Diameter shell : 3,0041 ft

   Tebal shell : 3/16 in

   Tebal ellipsoidal : 3/16 in

   Panjang : 12 ft
6. Bahan konstruksi : Stainless steel 18-8 tipe 304
7. Jumlah : 1 buah

33. Reboiler (E-422)

Fungsi : Menguapkan kembali bottom product dari menara distilasi

Tipe : Shell and Tube Kettle Reboiler

Dasar pemilihan :

1. Luas perpindahan panas besar
2. Dapat digunakan untuk tekanan tinggi
3. Mempunyai kapasitas aliran yang besar

Perhitungan :

➢ *Perhitungan Koefisien Transfer Panas*

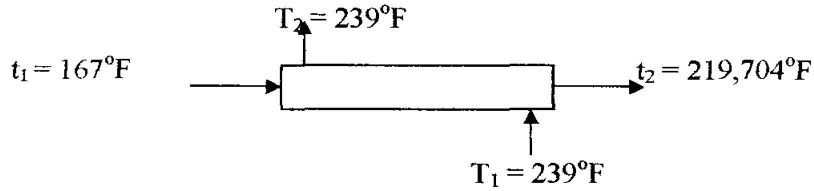
P operasi = 3,67 atm

T liquid masuk = 75°C ; T gas keluar = 104,28°C

Q_R = 16.377.381,36 kJ/hari = 682.390,89 kJ/jam = 646.779,2258 Btu/jam

Steam yang digunakan : *saturated steam* dengan tekanan 3,16 bar, 140°C

Massa steam yang dibutuhkan = 6.122,1565 kg/hari = 571,5543 lb/jam



$\Delta T1 = T2 - t1 = 239 - 167 = 72°F$

$\Delta T2 = T1 - t2 = 239 - 219{,}704 = 19{,}296°F$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T1 - \Delta T2}{\mathrm{Ln}\left(\frac{\Delta T1}{\Delta T2}\right)} = \frac{72 - 19{,}296}{\ln\left(\frac{72}{19{,}296}\right)} = 40{,}0252$$

$$R = \frac{\Delta T2 - \Delta T1}{t2 - t1} = \frac{19{,}296 - 72}{219{,}704 - 167} = -1$$

$$S = \frac{t2 - t1}{T1 - t1} = 0{,}732$$

Berdasarkan harga R dan S didapatkan: $F_T = 1$ (Kern, 1965, Fig. 19, p.829)

$F_T = 1$ karena salah satu fluida suhunya konstan (Figure 18, p.828, Kern, 1965)

$\Delta T = \Delta T_{LMTD} \times F_T = 40{,}0252 \times 1 = 40{,}0252°F$

Tc = 239 °F

$$tc = \frac{219{,}704 + 167}{2} = 193{,}352°F$$

Trial U_D = 169 Btu/jam.ft^2.°F

Asumsi 1 inch OD, 12 BWG, 1 ¼ inch triangular pitch, L = 12 ft.

a" = 0,2618 (Tabel 10, p. 843, Kern, 1965)

$Q = U_D \cdot A \cdot \Delta T$

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T} = \frac{646.779{,}2258}{169 \times 40{,}0252} = 95{,}6172\ ft^2$$

A = Nt . a" . L = Nt . 0,2618 . 12

Nt = 30,4358 tubes ≈ 31 tubes

Dari tabel 9 hal 842, Kern, 1965, diperoleh untuk 1-2 heat exchanger :

ID_{shell} = 13 ¼ in Nt = 177 tubes

U_D koreksi → A = Nt . a" . L = 31 . 0,2618 . 12 = 97,3896 ft^2

$$U_D = \frac{Q}{A.\Delta T} = \frac{646.779,2258}{97,3896.40,0252} = 165,9242 \text{ Btu/jam.ft}^2.°F$$

Tube Side

a't = 0,479 in^2

(Tabel10,p.843,Kern,1965)

at = (Nt . a't)/144.n

= (31.0,479)/144.2 = 0,0515

Gt = W/at

= 10.653,9926/ 0,0515

= 206.873,6427 lb/jam.ft^2

Pada tc = 193,352 °F

μ = 0,0175.2,42 = 0,0424 lb/ft.hr

D = 0,782/12 = 0,0652 ft

$$Ret = \frac{D.G}{\mu} = 105.068,9606$$

hio = 1500 Btu/jam.ft^2. °F

Shell Side

Asumsi : ho = 160

$$tw = tc + \frac{ho}{hio + ho}.(Tc + tc)$$

$$=193,352 + \frac{160}{1500 + 160}.(270,5+193,35)$$

= 238,0604°F

Δtw = tw - tc = 44,710°F

Dari Fig. 15.11, p.474, Kern, 1965,

diperoleh : ho = 300 btu/jam.ft^2.°F

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho} = \frac{1500 \times 300}{1500 + 300} = 250$$

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud} = \frac{250 - 168,4583}{250 \times 168,4583} = 0,0019 \text{ (memenuhi)}$$

Tube Side	Shell Side
Untuk Ret = 105068,9606	Diabaikan
f = 0,00023 (Fig.26, p.836, Kern 1965)	
$\Delta Pt = \dfrac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5{,}22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \varphi_t}$	
$= \dfrac{0{,}00023 \cdot 105068{,}9606^2 \cdot 12 \cdot 2}{5{,}22 \cdot 10^{10} \cdot 0{,}0652 \cdot 1 \cdot 1}$	
= 0,0179 psia	

Spesifikasi Reboiler (E-135) :

1. Tipe : Shell and Tube Kettle Reboiler
2. Dimensi :
3. Shell ID : 13 ¼ in
4. Baffle space : 5 in
5. Tube ID : 0,782 in

   OD: 1 in

   Jumlah: 31

   Passes: 2
6. Pitch : 1 ¼ in
7. Susunan : triangular
8. Panjang : 12 ft
9. Luas perpindahan panas : 95,6172 ft^2
10. Bahan konstruksi : Carbon steel
11. Jumlah : 1 buah

APPENDIX D

ANALISA EKONOMI

APPENDIX D
PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

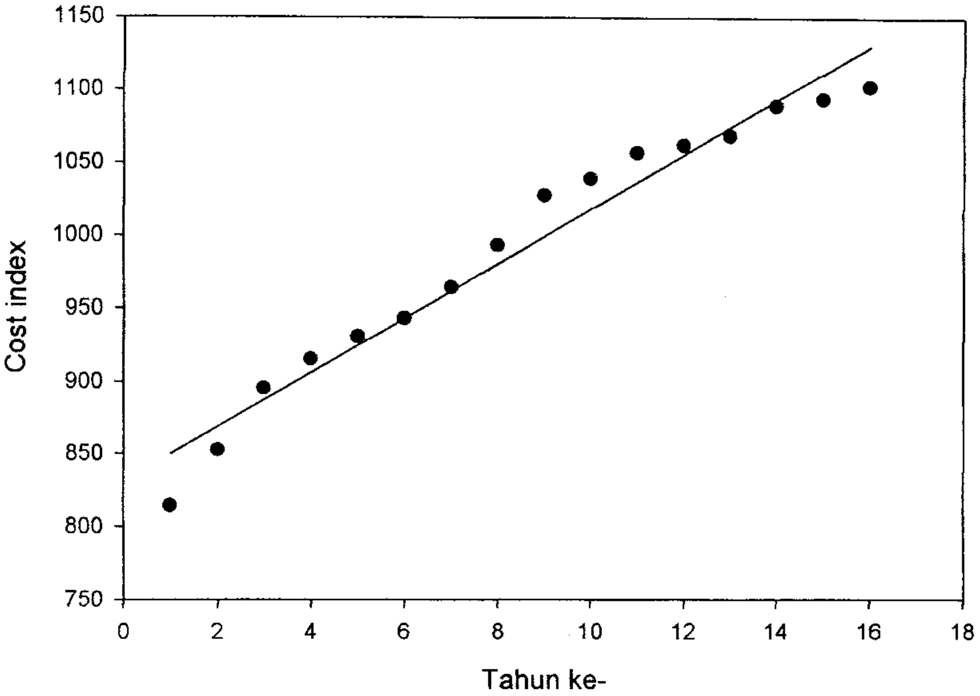
Pabrik *bioetanol* dari tongkol jagung ini direncanakan berdiri pada tahun 2011. Untuk memperkirakan harga alat pada tahun berdirinya pabrik digunakan metode *Cost Index* di mana *cost index* yang dipakai ialah *Marshall and Swift installed-equipment indexes* [22] Perhitungan ialah sebagai berikut:

$$\text{Harga alat tahun B} = \frac{\text{Cost index pada tahun B}}{\text{Cost index pada tahun A}} \times \text{Harga alat tahun A}$$

Di mana A ialah tahun saat ini atau tahun yang menjadi patokan harga alat yang dipakai dan B ialah tahun rencana didirikannya pabrik, yaitu 2011.

D.1. Perhitungan Harga Peralatan

Pada perencanaan pabrik bioetanol dari tongkol jagung ini, harga peralatan yang digunakan didasarkan pada harga alat yang terdapat pada pustaka Peters & Timmerhauss dan Ulrich. *Cost index* yang digunakan adalah dari Marshall & Swift Cost Index. Diperkirakan pabrik didirikan tahun 2011, sehingga dengan extrapolasi dari linierisasi data-data tahun sebelumnya dan berbagai asumsi berbagai kejadian yang telah terjadi pada masa pemerintahan di Indonesia didapatkan :



Gambar D.1. ***Marshall and Swift installed-equipment indexes***

Dari linearisasinya diperoleh persamaan : y = 18,7226.X – 36351,9196

Maka untuk tahun 2011 *cost index* nya ialah:

y = (18,7226 x 25) + 36351,9196 = 1299,323

Harga yang tersedia ialah harga tahun 2008, di mana *cost index* nya ialah:

y = (18,7226 x 22) - 36351,9196 = 1243,155

Sehingga perhitungan untuk harga alat:

Harga tahun 2011 = $\frac{1299,323}{1243,155}$ x harga tahun 2009

Tabel D.1 Harga Alat Proses

Alat	Jumlah (unit)	Harga(Rp)/unit (2009)	Total Harga(Rp) (2009)	Total Harga(Rp) (2011)
Belt Conveyor	2	56.200.000	112.400.000	117.480.480
Rotary Cutter	1	221.023.000	221.023.000	231.013.239
Vibrating screen	1	80.400.000	80.400.000	84.034.080
Belt washer	2	79.000.000	158.000.000	165.141.600
Rotary Dryer	1	476.000.000	476.000.000	497.515.200
Blower	1	208.000.000	208.000.000	217.401.600
Holding tank 1	1	122.800.000	122.800.000	128.350.560
Tangki H_2SO_4	1	255.000.000	255.000.000	266.526.000
Pompa H_2SO_4	1	1.200.000	1.200.000	1.254.240
Impragnator dan Reaktor	1	285.260.000	285.260.000	298.153.752
Pompa impragnator	2	1.300.000	2.600.000	2.717.520
Rotary drum filter	1	166.260.000	166.260.000	173.774.952
Holding tank II	1	226.520.000	226.520.000	236.758.704
Pompa holding tank II	1	1.250.000	1.250.000	1.306.500
Vacuum pump	2	2.320.000	4.640.000	4.849.728
Tangki netralisasi	1	198.450.000	198.450.000	207.419.940
Rotary drum filter II	1	154.780.000	154.780.000	161.776.056
Holding tank III	1	164.350.000	164.350.000	171.778.620
Pompa holding tank III	1	1.375.000	1.375.000	1.437.150
Tangki Starter	1	280.000.000	280.000.000	292.656.000
Pompa starter	1	1.150.000	1.150.000	1.201.980
Centrifuge	2	131.580.000	263.160.000	275.054.832
Holding tank IV	1	135.000.000	135.000.000	141.102.000
Pompa Holding tank IV	2	1.000.000	2.000.000	2.000.000
Fermentor	3	365.550.000	1.096.650.000	1.146.218.580
Pompa fermentor	1	1.254.000	1.254.000	1.310.680
Heater	1	96.720.000	96.720.000	101.091.744
Menara destilasi	1	524.000.000	524.000.000	547.684.800
Kondensor	1	61.920.000	61.920.000	64.718.784
Drum akumulato etanol	1	75.500.000	75.500.000	78.912.600
Drum akumulator destilat	1	145.500.000	145.500.000	152.076.600
			Total	5.629.616.521

Tabel D.2 Harga Alat utilitas

Alat	Jumlah (unit)	Harga/unit (2009)	Harga (Rp) (2009)	Harga (Rp) (2011)
Pompa ke demineralisasi	1	750.000	750.000	738.900
Tangki demineralisasi	1	124.500.000	124.500.000	130.127.400
Clarifier	2	98.000.000	196.000.000	204.859.200
Bak penampung air demineralisasi	1	10.356.000	10.356.000	10.824.091
Pompa air umpan boiler	1	750.000	750.000	783.900
Tangki air umpan boiler	1	59.370.000	59.370.000	62.053.524
Boiler	1	154.370.000	154.370.000	161.347.524
Pompa air ke sanitasi	1	1.100.000	1.100.000	1.149.720
Bak penampung air sanitasi	1	70.356.000	70.356.000	73.536.091
Fiter udara	2	18.560.000	37.120.000	38.797.824
Hepa Filter	1	21.900.000	21.900.000	22.889.880
Air heater	1	44.880.000	44.880.000	46.908.576
Blower	1	2.640.000	2.640.000	2.759.328
Kompresor	1	3.256.000	3.256.000	3.403.171
Kondensor	1	61.250.000	61.250.000	64.018.500
Generaotr set	1	125.450.000	125.450.000	131.120.340
			Total	955.317.969

Dari perhitungan di atas maka total harga alat ialah :

= Rp. 5.629.616.521+ Rp. 955.317.969

= Rp 6.584.934.490

D.2 Perhitungan Harga Tanah dan Bangunan

Harga tanah dan bangunan dihitung dengan menggunakan harga pada tahun 2009. Tanah dan bangunan dibeli terlebih dahulu pada tahun perencanaan, yaitu tahun 2009. Untuk harga bangunan dibagi menjadi empat, yaitu:

1. Bangunan kantor, meliputi: pos satpam, kantin, WC, mushola, poliklinik, laboratorium, bengkel dan kantor.
2. Bangunan produksi, meliputi: *warehouse* produk, area produksi, *warehouse* bahan baku, kantor QC, penyimpanan NH_4OH dan utilitas.
3. Taman meliputi area parkir dan taman, perluasan.
4. Jalan

Tabel D.3 Harga Tanah dan Bangunan

	Luas (m2)	**Harga/ m2 (Rp)**	**Harga Total (Rp)**
Tanah	10.000	100.000	1.000.000.000
Bangunan:			
Bangunan	5228	750.000	3.921.000.000
		Total	**4.921.000.000**

D.3 Perhitungan Gaji Karyawan

Gaji karyawan dalam 1 tahun dihitung sebanyak 13 bulan gaji dengan rincian 1 bulan gaji digunakan untuk tunjangan hari raya. Tabel perhitungan gaji karyawan dapat dilihat pada tabel D.4

Tabel D.4 Gaji karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji / bulan	Gaji Total / bulan	Gaji total /tahun (12 bulan) + THR
Direktur	1	Rp15.000.000	Rp15.000.000	Rp195.000.000
General Manager	1	Rp10.000.000	Rp10.000.000	Rp130.000.000
Manager Personalia dan Umum	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000	Rp91.000.000
Kabag HRD	1	Rp2.500.000	Rp2.500.000	Rp32.500.000
Karyawan HRD	4	Rp1.250.000	Rp5.000.000	Rp65.000.000
Kabag Keamanan	1	Rp1.500.000	Rp1.500.000	Rp19.500.000
Karyawan Keamanan	16	Rp1.100.000	Rp17.600.000	Rp228.800.000
Manager Keuangan	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000	Rp91.000.000
Akuntan	1	Rp3.000.000	Rp3.000.000	Rp39.000.000
Kabag Administrasi	1	Rp2.500.000	Rp2.500.000	Rp32.500.000
Karyawan Administrasi	5	Rp1.250.000	Rp6.250.000	Rp81.250.000
Manager Pemasaran	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000	Rp91.000.000
Kabag Marketing	1	Rp5.000.000	Rp5.000.000	Rp65.000.000
Marketing	5	Rp1.250.000	Rp6.250.000	Rp81.250.000
Manager Produksi	1	Rp7.000.000	Rp7.000.000	Rp91.000.000
Kabag R&D	1	Rp5.000.000	Rp5.000.000	Rp65.000.000
Karyawan R&D	3	Rp2.000.000	Rp6.000.000	Rp78.000.000
Kabag QC	1	Rp5.000.000	Rp5.000.000	Rp65.000.000
Karyawan QC	12	Rp2.000.000	Rp24.000.000	Rp312.000.000
Kabag Proses	1	Rp2.500.000	Rp2.500.000	Rp32.500.000
Supervisor Bahan Baku & Produk	1	Rp2.500.000	Rp2.500.000	Rp32.500.000
Karyawan Produksi	35	Rp1.100.000	Rp38.500.000	Rp500.500.000
Kabag Utilitas	1	Rp2.500.000	Rp2.500.000	Rp32.500.000
Karyawan Utilitas	5	Rp1.250.000	Rp6.250.000	Rp81.250.000
Kabag Teknik	1	Rp2.500.000	Rp2.500.000	Rp32.500.000
Karyawan Teknik	4	Rp1.500.000	Rp6.000.000	Rp78.000.000
Karyawan Kebersihan	10	Rp1.000.000	Rp10.000.000	Rp130.000.000
Sopir	10	Rp1.000.000	Rp10.000.000	Rp130.000.000
Pegawai Poliklinik	2	Rp1.000.000	Rp2.000.000	Rp26.000.000
			Total	Rp2.929.550.000

D.4 Perhitungan Biaya Utilitas

- Biaya air

Kebutuhan air total = 220,8785 m^3/ hari

Harga air tiap:

0-10 m^3 = Rp. 12.135

10-20 m^3 = Rp. 16.375

> 20 m^3 = Rp 17.375

Biaya pemakaian air per hari = Rp 17.375,00/20 m^3

= Rp. 868,75/m^3

Biaya pemakaian air per tahun

= 220,8785 m^3/ hari x Rp. 868,75/m^3 x 300 hari

= Rp. 57.566.459,00

- Biaya Listrik

Perhitungan tarif dasar listrik tiap bulan dihitung untuk keperluan industri dengan batas daya 200 kW, berdasarkan PP no. 76 tahun 2003 adalah sebagai berikut :

Kebutuhan listrik total = 420,3667 kW/ hari

Listrik ada yang dinyalakan tiap hari, walaupun pabrik tidak beroperasi yaitu sebesar : 21,38 Kw.

1. Biaya beban = (Rp. 29.500 kW x 398,9867 kW/ hari x 300) + (Rp. 29.500 kW x 21,38 kW / hari x 365)

   = Rp. 3.761.241.445,00

2. Biaya pemakaian

Waktu Beban Puncak (WBP) = Rp. 439,00/kWh (17.00 - 22.00)

Luar Waktu Beban Puncak (LWBP) = Rp. 615,00/kWh(22.00 - 17.00)

Untuk 1 hari terdapat 5 jam WBP dan 19 jam LWBP

Biaya listrik terpakai per tahun kerika pabrik beroperasi :

= [(5 jam x 398,9867 kW/hari x Rp. 439,00/kWh) + (19 jam x 398,9867 kW/hari x Rp. 615,00/kWh)] x 300 hari/tahun

= Rp. 1.661.380.619,00

Biaya listrik terpakai per tahun kerika pabrik tidak beroperasi :

= [(5 jam x 21,38 kW/hari x Rp. 439,00/kWh) + (19 jam x 21,38 kW/hari x Rp. 615,00/kWh)] x 365 hari/tahun

= Rp. 108.315.356,00

Biaya listrik total per tahun = Rp. 5.530.937.420,00

- Biaya Bahan Bakar

Bahan Bakar yang digunakan adalah solar.

Kebutuhan Bahan Bakar total = 46.941,048 kg/ bulan

= 58.685 L/ bulan

Harga bahan bakar tiap L = Rp. 5300,- [5]

Biaya pemakaian bahan bakar per bulan = 58.685 L/ bulan x Rp. 5300/L

= Rp. 311.030.500/bulan

Biaya pemakaian bahan bakar per tahun = Rp. 311.030.500/bulan x 12

= Rp. 3.732.366.000,00

Total biaya utilitas= biaya air + biaya listrik + biaya bahan bakar

= Rp. 57.566.459,00 + Rp. 5.470.652.234,00 + Rp. 3.732.366.000,00

= Rp. 9.260.584.693,00

D.5 Perhitungan Harga Bahan Baku

Harga bahan baku dan kemasan dapat dilihat pada Tabel D.4 dan D.5

Pabrik beroperasi selama 300 hari per tahun dengan perincian :

1 tahun 365 hari : - 300 hari kerja

- 65 hari (hari minggu dan hari besar)

Tabel D.5 Harga Bahan Baku

Bahan baku	Jumlah (kg/hari)	Harga (Rp/kg)	Harga total/ hari (Rp)	Harga Total/ thn (Rp)
Tongkol jagung	77.008,00	300,00	23.102.000,00	6.930.600.000,00
Starter	43,01	473.543,00	20.366.005,52	6.109.801.654,61
H_2SO_4	56,83	767,25	43.602,81	13.080.843,00
$Ca(OH)_2$	8905,9017	2511,00	22.362.719,17	6.708.815.751,00
NH_4OH	71,08	2.371,50	168.578,07	50.573.421,00
Total			**66.042.905,57**	**19.812.871.167,61**

Dari neraca massa diperoleh bahwa kapasitas produksi tiap hari ialah 11.121,6539 kg bioetanol yang akan ditampung langsung di tangki penampungan bioetanol, kemudian bioetanol akan dikirim langsung menuju ke PT. Pertamina.

D.6 Harga Jual

D.6.1. Hasil Penjualan Produk *bioetnaol*

Penjualan produk *bioetanol* dilakukan melalui PT. Pertamina karena pabrik tidak menjual produk tersebut ke konsumen secara langsung. Harga yang ditetapkan adalah Rp. 9500/ L. Dalam sehari memproduksi 11.121,6539 kg bioetanol. ρ etanol 96 % = 830 kg/m^3

Dalam sehari dihasilkan etanol sebanyak $\frac{11.121{,}6539 kg}{830 kg/m^3}$ =13,3996 m^3

= 13.399,6 L/ hari

Hasil penjualan produk per hari = Rp. 9500/L x 13.399,6 L/ hari

= Rp. 127.296.200,00

Hasil penjualan produk per tahun = Rp. 127.296.200,00 x 300

= Rp.38.188.860.000,00

D.6.2. Hasil Penjualan Limbah produksi bioetanol

Harga limbah padat (selulosa, hemiselulosa, lignin) per kg = Rp. 500/ kg

Limbah padat yang dihasilkan per hari = 23.825,9020kg/ hari

Hasil penjualan pulp sellulosa per tahun

= 23.825,9020 kg/ hari x Rp.500/ kg x 300

= Rp 3.573.885.300,00

Harga padatan xilitol per kg = Rp. 3.000/ kg

Xilitol yang dihasilkan per hari = 23.320,4550 kg/ hari

Hasil penjualan xilitol per tahun = 23.320,4550 kg/ hari Rp. 3.000/ kg x 300

= Rp. 20.988.409.500,00

Total penghasilan per tahun

= Rp 3.573.885.300,00 + Rp 20.988.409.500,00 + Rp 38.188.860.000,00

= Rp. 62.751.154.800,00