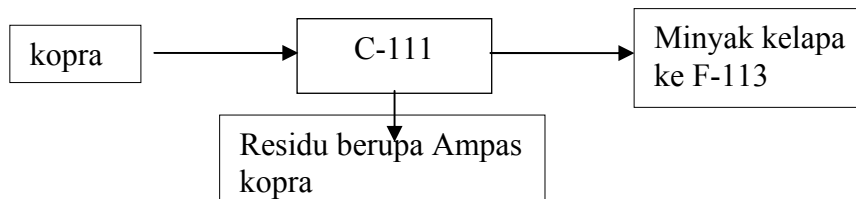


**APPENDIX A**  
**PERHITUNGAN NERACA MASSA**

Kapasitas produksi : 1500 lt/batch  
 Hari : 2 batch = 4 jam/batch  
 Proses : Semi Kontinyu

**14. Screw Press (C-111)**

Fungsi: Memeras kopra untuk menghasilkan minyak.



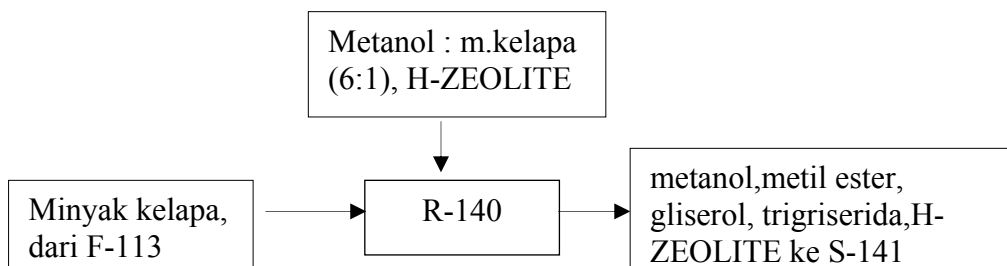
Data: Komposisi total minyak kelapa pada kopra sebesar 58% berat<sup>[7]</sup>.

**Masuk:** Kopra = 3500 kg  
**Keluar:** Minyak kelapa = 58% x 3500 kg = 2030 kg  
**Residu:**  
 Ampas kopra = 42% x 3500 kg = 1470 kg

Input	Output
<b>Dari F-111</b>	<b>Masuk ke F-112</b>
Kopra 3500 kg	Minyak kelapa 2030 kg
	<b>Residu</b>
	Ampas kopra 1470 kg
<b>Total</b> 3500 kg	<b>Total</b> 3500 kg

**15. Reaktor Transesterifikasi (R-140)**

Fungsi: mereaksikan trigliserida dengan metanol dengan katalis H-Zeolite.



Data: Konversi dari minyak kelapa ke metil ester adalah 77%<sup>[8]</sup>

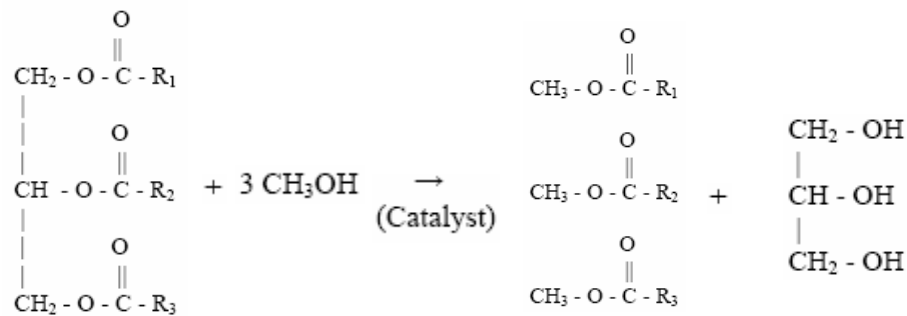
Rasio metanol dengan minyak kelapa adalah 6:1 kgmol terhadap jumlah minyak.

BM TG : 649,958 kg/kgmol

BM metil ester: 217,986 kg/kgmol

BM metanol : 32 kg/kgmol

BM Gliserol : 92 kg/kgmol



**Trigliserida + 3metanol → 3metil ester + gliserol**

**mula-mula:** 3,1233 18,7398 kgmol

**rx:** 2,4049 7,2148 7,2148 2,4049 kgmol

**sis:** 0,7184 11,525 7,2148 2,4049 kgmol

Trigliserida mula-mula: 2030 kg / 649,958 kg/kgmol = 3,1233 kgmol

Metanol mula-mula: 6 x 3,1233 kgmol = 18,7398 kgmol

Massa trigliserida sisa : 0,7184 kgmol x 649,958 kg/kgmol = 466,9 kg

Massa metanol sisa: 11,525 x 32 kg/kgmol = 368,7968 kg

Massa metil ester yang didapatkan: 7,2148 x 217,986 kg/kgmol = 1572,7197 kg

Massa gliserol yang dihasilkan: 2,4049 kgmol x 92 kg/kgmol = 221,2531 kg

**Masuk:** Minyak kelapa atau trigliserida sebanyak 2030 kg

Metanol :  $6 \times 3,1233 \text{ kgmol} \times 32 \text{ kg/kgmol} = 599,6695 \text{ kg}$

H-Zeolite :  $3\% \times \text{berat minyak}$

$3\% \times 2030 \text{ kg} = 60,9 \text{ kg}$

**Keluar:** Metil ester : 1572,7197 kg

Metanol : 368,7968 kg

H-Zeolite : 60,9 kg

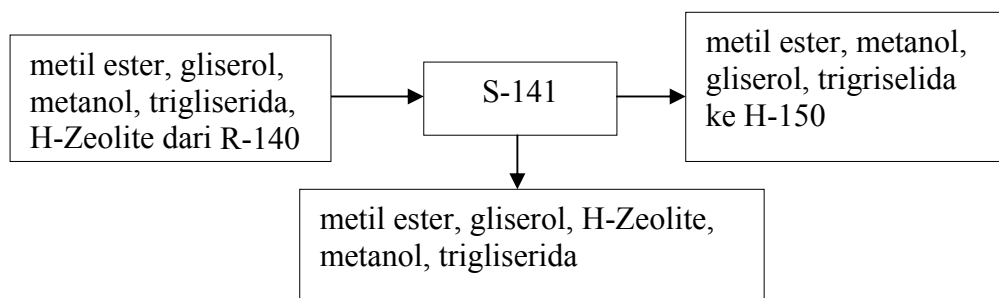
Gliserol : 221,2531 kg

Trigliserida : 466,9 kg

Input			Output		
<b>Dari screw press</b>			<b>Masuk S-121</b>		
<b>Trigliserida</b>	2030	kg	<b>Metil ester</b>	1572,7197	kg
<b>Metanol</b>	599,6695	kg	<b>Metanol</b>	368,7968	kg
<b>H-Zeolit</b>	60,9	kg	<b>H-Zeolite</b>	60,9	kg
			<b>Gliserol</b>	221,2531	kg
			<b>Trigliserida</b>	466,9	kg
<b>Total</b>	2690,5695	kg	<b>Total</b>	2690,5695	kg

### 16. Screening(S-141)

Fungsi: memisahkan antara metil ester, gliserol, metanol, trigeliserida dengan H-Zeolite.



**Data:** H-Zeolite setelah reaksi tetap berbentuk padat.

Asumsi: H-Zeolite yang tersaring adalah 100%

Metil ester, glycerol, metanol, trigliserida yang ikut tersaring adalah sebanyak 1% dari berat mula-mula

**Masuk:** Metil ester sebanyak 1572,7197 kg

Metanol = 368,7968 kg

H-Zeolite = 60,9 kg

Gliserol = 221,2531 kg

Trigliserida = 466,9 kg

**Keluar:** **Masuk H-330**

Metil ester = 99% x 1572,7197 kg = 1556,9925 kg

Metanol = 99% x 368,7968 kg = 365,1088 kg

Gliserol = 99% x 221,2531 kg = 219,0405 kg

Trigliserida = 99% x 466,9 kg = 462,2310 kg

**Masuk H-320**

Metil ester = 1% x 1572,7197 kg = 15,7272 kg

Metanol = 1% x 368,7968 kg = 3,688 kg

H-Zeolite = 60,9 kg

Gliserol = 1% x 221,2531 kg = 2,2125 kg

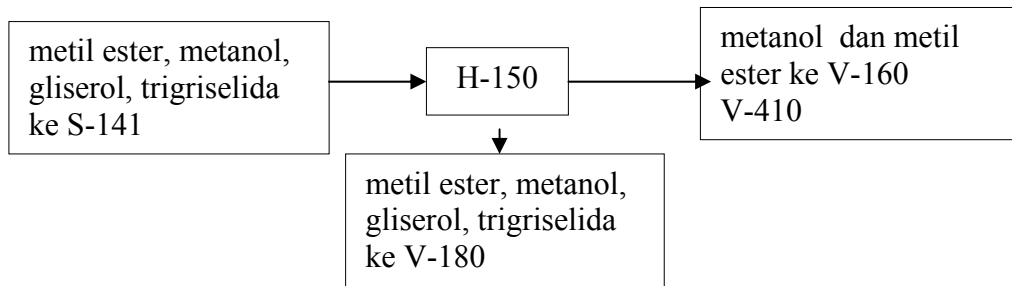
Trigliserida = 1% x 466,9 kg = 4,669 kg

Input			Output		
<b>Dari screening</b>			<b>Masuk ke decanter</b>		
<b>Metil ester</b>	1572,7197	kg	<b>(H-130)</b>		
<b>Metanol</b>	368,7968	kg	<b>Metil ester</b>	1556,9925	kg
<b>H-Zeolite</b>	60,9	kg	<b>Metanol</b>	365,1088	kg

<b>Gliserol</b>	221,2531	kg	<b>Gliserol</b>	219,0405	kg
<b>Trigliserida</b>	466,9	kg	<b>Trigliserida</b>	462,2310	kg
			Masuk ke tempat pembuangan		
			<b>Metil ester</b>	15,7272	kg
			<b>Metanol</b>	3,688	kg
			<b>H-Zeolite</b>	60,9	kg
			<b>Gliserol</b>	2,2125	kg
			<b>Trigliserida</b>	4,669	kg
<b>Total</b>	2690,5695	kg	<b>Total</b>	2690,5695	kg

### 17. Decanter (H-150)

Fungsi : memisahkan metil ester dan glycerol



**Masuk:** Metil ester = 1556,9925 kg  
Metanol = 365,1088 kg

Gliserol = 219,0405 kg

Trigliserida = 462,2310 kg

**Keluar: Masuk Evaporator**

Metil ester =  $0,99 \times 1556,9925 \text{ kg} = 1541,4226 \text{ kg}$

Metanol =  $0,99 \times 365,1088 \text{ kg} = 361,4577 \text{ kg}$

Masuk Tangki Penampung Glyserol

Metil ester =  $0,01 \times 1556,9925 \text{ kg} = 15,4142 \text{ kg}$

Trigliserida = 462,2310 kg

Metanol =  $0,01 \times 365,1088 \text{ kg} = 3,6511 \text{ kg}$

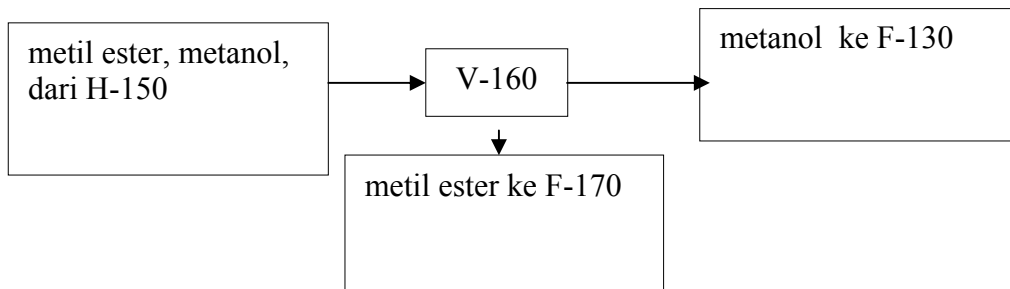
Gliserol = 219,0405 kg

Input	Output
Masuk	Masuk evaporator 1

<b>Metil ester</b>	1556,9925	kg	<b>Metil ester</b>	1541,4226	kg
<b>Metanol</b>	365,1088	kg	<b>Metanol</b>	361,4577	kg
<b>Gliserol</b>	219,0405	kg	Produk samping		
<b>Trigliserida</b>	462,2310	kg	<b>Metanol</b>	3,6511	kg
			<b>metil ester</b>	15,4142	kg
			<b>glyserol</b>	219,0405	kg
			<b>trigliserida</b>	462,2310	kg
<b>Total</b>	2603,3728	kg	<b>Total</b>	2603,3728	kg

### 18. Evaporator 1 (V-160)

Fungsi: merecovery metanol



Data: Methanol yang terecover 99 %<sup>[9]</sup>.

**Masuk:** Metil ester = 1541,4226 kg  
Metanol = 361,4577 kg

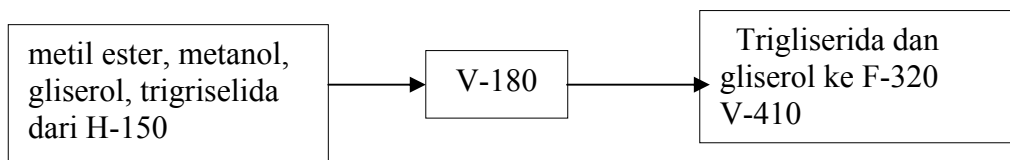
**Keluar:** Metil ester = 1541,4226 kg  
Metanol = 1% x 361,4577 kg = 3,6146 kg  
Recovery

Metanol = 99% x 361,4577 kg = 357,8431 kg

Input			Output		
<b>Masuk</b>			<b>Produk Samping</b>		
<b>Metil ester</b>	1541,4226	kg	<b>Metil ester</b>	1541,4226	kg
<b>Metanol</b>	361,4577	kg	<b>Metanol</b>	3,6146	kg
			recovery		
			<b>Metanol</b>	357,8431	kg
<b>Total</b>	1902,8803	kg	<b>Total</b>	1902,8803	kg

### 19. Evaporator 2 (V-180)

Fungsi: memurnikan produk samping



↓  
 metil ester, metanol,  
 trigliserida ke F-190

**Masuk:** Metil ester = 15,4142 kg  
 Metanol = 3,6511 kg

Gliserol = 219,0405 kg

Trigliserida = 462,2310 kg

**Keluar:** **RECOVERY MINYAK**

Metil ester = 15,4142 kg

Metanol = 3,6511 kg

Trigliserida =  $0.99 \times 462,2310 \text{ kg} = 457,6087 \text{ kg}$

**PRODUK SAMPING**

Gliserol = 219,0405 kg

Trigliserida =  $0.01 \times 462,2310 \text{ kg} = 4,6223 \text{ kg}$

Input			Output		
<b>Masuk</b>			<b>Recovery</b>		
<b>Metil ester</b>	15,4142	kg	<b>Metil ester</b>	15,4142	kg
<b>Metanol</b>	3,6511	kg	<b>Metanol</b>	3,6511	kg
<b>Gliserol</b>	219,0405	kg	<b>Trigliserida</b>	457,6087	kg
<b>Trigliserida</b>	462,2310	kg	<b>Produk Samping</b>		
			<b>Gliserol</b>	219,0405	kg
			<b>Trigliserida</b>	4,6223	kg
<b>Total</b>	604,3416	kg	<b>Total</b>	604,3416	kg

**APPENDIX B**  
**PERHITUNGAN NERACA PANAS**

Kapasitas produksi : 1,5 ton/batch  
1 hari : 2 batch  
 $T_{\text{masuk}}$  : 30°C

**Data-data kapasitas panas:**

- $C_p$  Zeolite = 2,0133 kJ/kgK<sup>[10]</sup>
- $C_p$  metil ester (liq) = 1,957 kJ/kgK<sup>[10]</sup>
- $C_p$  metil ester (gas) = 1,36 kJ/kgK<sup>[10]</sup>
- $C_p$  Minyak Kelapa = 2,0185 kJ/kgK<sup>[10]</sup>
- $C_p$  gliserol ( $C_3H_8O_3$ ) = 1.9919 kJ/kgK<sup>[10]</sup>
- $C_p$  metanol (liquid) (J/mol.K) = 1287,5822<sup>[11]</sup>
- $C_p$  metanol (gas) (J/mol.K) = 248,7762<sup>[11]</sup>
- $C_p$  air = 4,187 kJ/kg K<sup>[11]</sup>

**Data – data panas pembentukan ( $\Delta H_f$ ) :**

- $\Delta H_f$  gliserol = 668,6032 kJ/mol<sup>[11]</sup>
- $\Delta H_f$  metanol = -201,167 kJ/mol<sup>[11]</sup>
- $\Delta H_f$  metil ester = pendekatan dengan  $M_r$  yang paling mendekati ( $M_r = 217,986$ )  
yaitu tetradecanoic metil ester = -672,369 kJ/mol<sup>[10]</sup>
- $\Delta H_f$  trigliserida = -2164,3 kJ/mol<sup>[10]</sup>

**Data –data panas latent ( $\lambda$ )**

- $\lambda$  metanol = 1109 kJ/kg<sup>[10]</sup>
- $\lambda$  metil ester = 984 kJ/kg<sup>[10]</sup>

**A. Reaktor Transesterifikasi (R-140)**

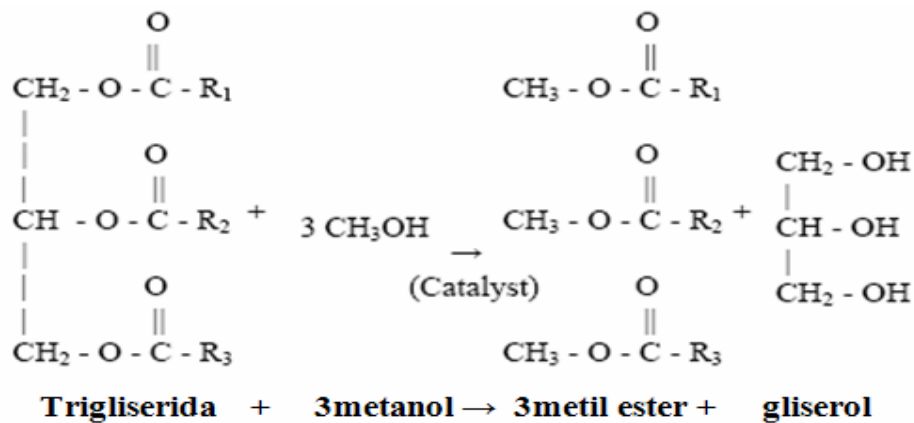
**Asumsi**

- Panas hilang sebesar 5% panas total

**Panas yang dibutuhkan :**



Panas reaksi pada reaksi trigliserida menjadi metil ester



Komponen	kmol	$\Delta H_f$ (kJ/mol)	Panas (kJ)
Trigliserida	2,4049	-2164,3	-6759851,889
Metanol	7,2148	-201,167	-3769829,347
Metil ester	7,2148	-672,369	-4851007,861
Gliserol	2,4049	668,6032	1607923,836

$$\text{Panas reaksi} = (-4851007,861 + 1607923,836) - (-6759851,889 - 3769829,347) = 7286597,21 \text{ kJ}$$

$$Q = m \cdot C_p \cdot (T_{\text{keluar}} - T_{\text{masuk}})$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ minyak kelapa} &= 2030 \text{ kg} \cdot 2,0185 \text{ KJ/kg K} \cdot (330 - 300) \text{ K} \\
 &= 122926,65 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Dengan cara perhitungan yang sama untuk metanol dan H-Zeolite, didapatkan :

$$Q \text{ metanol} = 30583,1454 \text{ kJ}$$

$$Q \text{ H-Zeolite} = 14853,51 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned}
 Q \text{ TOTAL} &= Q \text{ minyak kelapa} + Q \text{ metanol} + Q \text{ H-Zeolite} + Q \text{ reaksi} + \\
 &Q \text{ loss}
 \end{aligned}$$

$$= 122926,65 + 30583,1454 + 14853,51 + 7286597,21 + 5\%$$

$$Q \text{ TOTAL}$$

$$= 7827708,541 \text{ kJ}$$

**Panas yang diberikan :**

$$Q \text{ steam} = Q \text{ TOTAL}$$

$$Q \text{ steam} = 7827708,541 \text{ kJ}$$

<b>Panas yang dibutuhkan</b>		<b>Panas yang diberikan</b>	
Panas minyak kelapa	122926,65 kJ	Panas steam	7827708,541 kJ
Panas metanol	30583,1454 kJ		
Panas H-Zeolite	14853,51 kJ		
Panas reaksi	7286597,21 kJ		
Panas hilang	372748,0258 kJ		
<b>Total</b>	<b>7827708,541 kJ</b>	<b>Total</b>	<b>7827708,541 kJ</b>

## F. Evaporator 1 (V-160)

### Asumsi

- Panas hilang sebesar 5% panas total
- T bahan masuk evaporator adalah 50°C
- T operasi pada evaporator 70°C (data dari percobaan)

### Panas yang dibutuhkan :

$$Q = m \cdot c_p \cdot \Delta T$$

$$Q \text{ metanol} = 361,4577 \text{ kg} \cdot (1287,5822 \text{ kJ/kmol.K} : 32 \text{ kg/kmol}) \cdot (343 - 323) \text{ K}$$

$$= 213796,1133 \text{ kJ}$$

Dengan cara perhitungan yang sama untuk metil ester didapatkan :

$$Q \text{ metil ester} = 60331,2796 \text{ kJ}$$

$$Q \text{ metanol (perubahan fase)} = m \cdot \lambda$$

$$= 361,45778 \text{ kg} \cdot 1109 \text{ KJ/kg}$$

$$= 414856,5867 \text{ KJ}$$

$$Q \text{ metanol} = Q \text{ metanol} + Q \text{ metanol (perubahan fase)}$$

$$= 213796,1133 + 414856,5867 = 628703,0265 \text{ KJ}$$

$$Q \text{ TOTAL} = Q \text{ metanol} + Q \text{ metil ester} + Q \text{ loss}$$

$$= 628703,0265 + 60331,2796 + 5\% Q \text{ TOTAL}$$

$$= 725299,2696 \text{ kJ}$$

### Panas yang diberikan :

$$Q \text{ steam} = Q \text{ TOTAL}$$

$$Q \text{ steam} = 725299,2696 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{steam}} = \text{massa steam} \cdot \lambda_{\text{steam}}$$

$$\text{massa steam} = \frac{725299,2696 \text{ kJ}}{2120,45 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}}$$

$$\text{massa steam} = 342,05 \text{ kg}$$

Panas yang dibutuhkan di reboiler		Panas yang diberikan ke reboiler	
Panas metanol	628703,0265 kJ	Panas steam	725299,2696 kJ
Panas metil ester	60331,2796 kJ		
Panas hilang	36264,9635 kJ		
<b>Total</b>	<b>725299,2696 kJ</b>	<b>Total</b>	<b>725299,2696 kJ</b>

### G. condenser 1 (E-161)

#### Asumsi

- Panas hilang sebesar 5% panas total
- T bahan masuk *Condenser* adalah 70°C
- T operasi kondenser adalah 64,7°C

#### Panas yang dibutuhkan :

$$Q = m \cdot c_p \cdot \Delta T$$

$$Q_{\text{metanol fase uap}} = 357,8431 \text{ kg} \cdot 248,7762 \text{ kJ/kmol K} / 32 \text{ kg/kmol} \cdot 5,3 \text{ K} \\ = 40894,87016 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{metanol (perubahan fase)}} = m \cdot \lambda \\ = 357,8431 \text{ kg} \cdot 1109 \text{ kJ/kg} \\ = 396847,9979 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{TOTAL}} = Q_{\text{metanol fase uap}} + Q_{\text{metanol perubahan fase}} - Q_{\text{loss}} \\ = 40894,8702 + 396847,9979 - 5\% Q_{\text{TOTAL}} \\ = 416897,9696 \text{ kJ}$$

#### Panas yang diberikan :

$$Q_{\text{air pendingin}} = Q_{\text{TOTAL}}$$

$$Q_{\text{air pendingin}} = 416897,9696 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{air pendingin}} = \text{massa air pendingin} \cdot c_p \text{ air pendingin} \cdot \Delta T$$

$$\text{massa air pendingin} = \frac{416897,9696 \text{ kJ}}{4,187 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \times 15\text{K}}$$

$$\text{massa air pendingin} = 6191,688 \text{ kg}$$

Panas yang dibutuhkan di condenser		Panas yang diberikan ke condenser	
Panas metanol	437742,8681 kJ	Panas air pendingin	416897,9696 kJ
		Panas hilang	20844,8985 kJ
<b>Total</b>	<b>437742,8681 kJ</b>	<b>Total</b>	<b>437742,8681 kJ</b>

## H. Evaporator II (V-180)

### Asumsi

Panas hilang sebesar 5% panas total

T bahan masuk evaporator adalah 70°C

T operasi pada evaporator 240°C (data dari percobaan)

Panas yang dibutuhkan di reboiler		Panas yang diberikan ke reboiler	
Panas minyak kelapa	79306,1282 kJ	Panas steam	189854,735 kJ
Panas metanol	4049,0564 kJ		
Panas glyserol	76353,6973 kJ		
Panas metil ester	20653,1163 kJ		
Panas hilang	9492,7368 kJ		
<b>Total</b>	<b>189854,735 kJ</b>	<b>Total</b>	<b>189854,735 kJ</b>

## I. condenser II (E-181)

### Asumsi

- Panas hilang sebesar 5% panas total
- T bahan masuk *Condenser* adalah 240°C
- T operasi kondenser adalah 230°C

Panas yang dibutuhkan di condenser		Panas yang diberikan ke condenser	
Panas minyak kelapa	79306,1282 kJ	Panas air pendingin	99055,5247 kJ
Panas metanol	4049,0564 kJ	Panas hilang	4952,7762 kJ
Panas metil ester	20653,1163 kJ		
<b>Total</b>	<b>104008,3010 kJ</b>	<b>Total</b>	<b>104008,3010 kJ</b>

## APPENDIX C

### PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

#### 5. Tangki Penampung Metanol (F-110)

Fungsi : untuk menampung bahan baku methanol 98 %

Tipe : silinder tegak dengan tutup dish dan alas datar

Dasar Pemilihan :

6. Karena penyimpanan dapat dilakukan pada tekanan yang tinggi
7. Bahan yang ditangani jumlahnya tidak terlalu besar
8. Biaya fabrikasi lebih murah daripada tangki berbentuk bola

Perhitungan :

Metanol dalam tangki penampung : 983,5098 kg/hari

Kapasitas penyimpanan : 7 hari

$$\rho \text{ methanol} = 791,8 \text{ kg/m}^3 = 49,4321 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{volume bahan} = \frac{983,5098 \frac{\text{kg}}{\text{hari}} \times 7 \text{ hari}}{791,8 \text{ kg/m}^3} = 8,6948 \text{ m}^3 = 307,0406 \text{ ft}^3$$

$$\text{volume tangki} = \frac{\text{volume bahan}}{80 \%} = \frac{8,6948}{80 \%} = 10,8685 = 383,8008 \text{ ft}^3$$

Dipilih  $H = D$

[12, hal 249]

$$\text{Volume Tangki} = \frac{\pi}{4} \times D_{shell}^2 \times H_{shell}$$

$$383,8008 \text{ ft}^3 = \frac{\pi}{4} \times D_{shell}^2 \times D_{shell}$$

$$383,8008 \text{ ft}^3 = 0,7854 D_{shell}^3$$

$$D_{shell} = 7,8766 \text{ ft} = 310,1017 \text{ in}$$

$$H_{shell} = D_{shell} = 7,8766 \text{ ft} = 310,1017 \text{ in}$$

Mencari tinggi liquid pada shell (H')

$$\text{Volume bahan} = \frac{\pi}{4} \times D_{\text{shell}}^2 \times H'$$

$$307,0406 \text{ ft}^3 = \frac{\pi}{4} \times (7,8766 \text{ ft})^2 \times H'$$

$$H' = 6,3045 \text{ ft}$$

Menghitung tekanan operasi :

$$P_{\text{op}} = \frac{\rho \times H_L}{144}$$

$$[14] \text{ p.46, eq. 3.17} = \frac{49,4321 \times 6,3045}{144}$$

$$= 2,1642 \text{ psi}$$

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times P_{\text{op}} = 1,2 \times 2,1642 \text{ psi} = 2,5970 \text{ psi}$$

Menentukan tebal shell :

$$\text{Tebal shell} = \frac{P \times D}{2 \times f \times E} + c$$

[14] p. 45,

eq.

Konstruksi carbon stell SA 240 grade C :

$$P = \text{tekanan design} = 2,5970 \text{ psia}$$

$$ID = \text{diameter shell} = 2,4008 \text{ m}$$

$$f_{\text{ALL}} = \text{allowable stress} = 18750 \text{ lb/in}^2$$

$$E = \text{efisiensi sambungan} = 80 \% \text{ (double welded butt joint)}$$

$$c = \text{corrosion allowance} = \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell} = 0,1518 \text{ in}$$

Menentukan tebal tutup bawah : Tutup bawah berbentuk datar

$$\begin{aligned} \text{Tebal tutup bawah} &= c \times D \times \sqrt{\frac{P}{f}} \\ &= 0,4562 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup atas :

$$\begin{aligned} \text{Tebal tutup atas} &= \frac{P \times D}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + c \\ &= 0,1518 \text{ in} \end{aligned}$$

### Spesifikasi :

Kapasitas	= 6884,5686 kg
Diameter tangki	= 7,8766 ft
Tinggi tangki	= 7,8766 ft
Tebal shell	= 0,1518 in
Tebal tutup bawah	= 0,4562 in
Tebal tutup atas	= 0,1518 in
Jumlah	= 1 buah

## 2. Bak Penampung H-Zeolite (F-120)

Fungsi : untuk menampung serbuk H- Zeolite

Tipe : bak berbentuk balok, dengan konstruksi dari seng

Dasar Pemilihan :

- o. Tidak memerlukan biaya yang mahal dalam pembuatan
- p. Dapat digunakan untuk tekanan atmosfer

### Diketahui :

Waktu penyimpanan : 30 hari

Kondisi operasi : T = 25°C, P = 1 atm

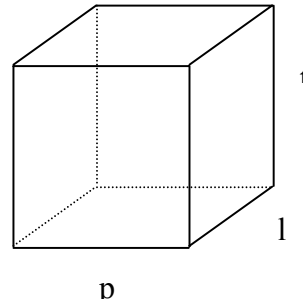
Kapasitas : 60,9 kg/hari x 30 hari = 1827 kg

$\rho_{\text{H-zeolite}} \text{ pada } 30^\circ\text{C} = 1560 \text{ kg/m}^3$

$$\text{Volume bahan} = \frac{1827 \text{ kg}}{1560 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 1,1711 \text{ m}^3$$

Asumsi : volume bahan =  $\frac{\text{volume bak}}{80\%}$

Volume bak :  $\frac{1,1711}{80\%} = 0,9369 \text{ m}^3$



Gambar C.1. Dimensi Bak Penampungan H-Zeolite

#### Dimensi bak penampung

Ditetapkan :

10. tinggi dari bak penampung = 1,5 m  $\approx$  59,055 in

11. panjang = 1,5 x lebar

12. alas berbentuk persegi empat

Volume bak = panjang x lebar x tinggi

$0,9369 \text{ m}^3 = 1,5 \cdot \text{lebar} \times \text{lebar} \times 1,5 \text{ m}$

$0,6246 = 1,5 \text{ lebar}^2$

Lebar =  $0,6453 \text{ m} \approx 25,4055 \text{ in}$

Panjang =  $1,5 \times \text{lebar} = 1,5 \times 0,6453 \text{ m} = 0,9679 \text{ m} \approx 38,1062 \text{ in}$

#### **Spesifikasi :**

Kapasitas = 1827 kg

Tinggi bak = 59,055 in

Panjang bak = 38,1062 in



Lebar bak = 25,4055 in

Jumlah = 1 buah

### 3. Bak Penampung kopra (F-130)

Fungsi : untuk menampung parutan kopra sebelum di proses

Tipe : bak berbentuk balok, dengan konstruksi dari seng

Dasar Pemilihan :

5. Tidak memerlukan biaya yang mahal dalam pembuatan

6. Dapat digunakan untuk tekanan atmosfer

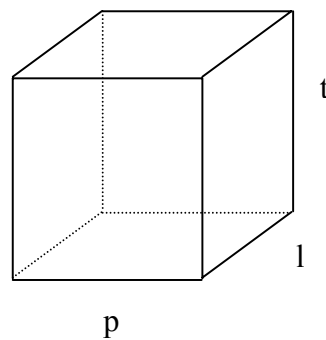
#### Diketahui :

Waktu penyimpanan : 7 hari

Kondisi operasi :  $T = 25^{\circ}\text{C}$ ,  $P = 1 \text{ atm}$

Kapasitas :  $3500 \text{ kg/hari} \times 7 \text{ hari} = 24500 \text{ kg}$

$\rho$  kopra pada  $30^{\circ}\text{C}$  :  $465 \text{ kg/m}^3$



Gambar C.2. Dimensi Bak Penampungan kopra

Dengan cara yang sama pada perhitungan bak penampung H-Zeolite, didapatkan :

Spesifikasi :

Kapasitas = 24500 kg

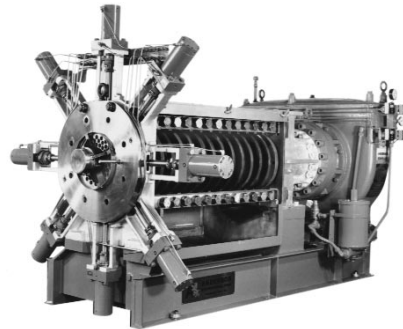
Tinggi bak = 98,425 in

Panjang bak = 247,4876 in

Lebar bak = 164,9918 in

Jumlah = 1 buah

### 5. *Screw Press* (C-131)



**Gambar C.3. *Screw Press***

Fungsi = Untuk menekan ampas kopra yang mengandung minyak hingga minyak terpisah.

Tipe = *Screw extender* [12] halaman 242

Dasar pemilihan = Cocok untuk mengepres kopra sehingga didapatkan minyak dan sekaligus menekan ampas kelapa.

#### **Data:**

Jumlah *Screw Press* = 1 unit

Waktu transportasi = 30 menit = 0,5 jam

Kapasitas yang dipindahkan = 3500 kg = 3,5 ton

Densitas ampas = 195,3 kg/ m<sup>3</sup> = 12,1926 lb/ft<sup>3</sup>[3]

#### **Perhitungan:**

Range tekanan = 500 – 20.000 lb/in<sup>2</sup>

[16] tabel 8-56, halaman 8-64

Untuk ampas kopra digunakan tekanan 500 lb/in<sup>2</sup>

Kapasitas =  $\frac{3500 \text{ kg}}{0,5 \text{ jam}}$  = 7.000 kg/jam = 7ton/jam

Power alat = 2 – 4 Kwh/ton

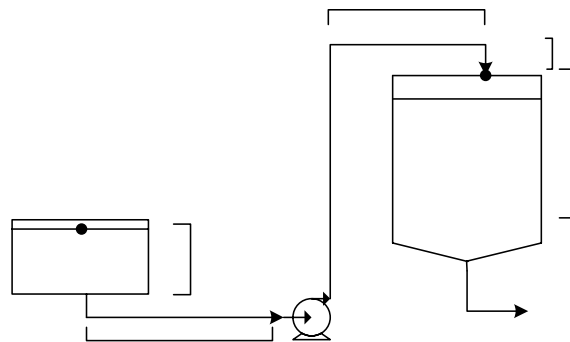
Power yang dibutuhkan = 2 x 7ton/jam

= 14 Kwh = 18,7743 Hp

**Spesifikasi Alat Screw Press:**

- Kapasitas = 21 ton / jam
- Tekanan = 500 lb/in<sup>2</sup>
- Power = 56,7 Hp = 60 Hp
- Dimensi = 11,5 ft x 1,64 ft x 2,62 ft = 3,5 m x 0,5 m x 0,8 m
- Bahan = Carbon steel

**6. Pompa 1 (L-132)**



**Gambar C.4. Pompa 2**

- Fungsi = Untuk memindahkan minyak kelapa dari screw press ke tangki penampung minyak kelapa.
- Tipe = Centrifugal pump
- Dasar pemilihan = Minyak kelapa yang dihasilkan kental sehingga dibutuhkan tekanan yang besar.

**Data:**

- Kapasitas pompa = 2030 kg
- Banyaknya pompa = 1 unit
- Densitas minyak kelapa = 920 kg/m<sup>3</sup> = 57,4336 lb/ft<sup>3</sup> [19]
- Viskositas minyak kelapa = 44,2857 cp = 0,0298 lb/ft.s [18]
- Volume larutan =  $\frac{2030 \text{ kg}}{920 \text{ kg/m}^3}$  X-110  
= 2,2065 m<sup>3</sup> = 0,0625 ft<sup>3</sup>/s 1 1,6 m

**Perhitungan:**

Asumsi aliran laminar (Nre < 2100)

Di optimum =  $3,0 \times q_f^{0,36} \times \mu_c^{0,18}$  [15] hal 496 1 m

$$= 3,0 \times 2,2065^{0,36} \times 44,2857^{0,18}$$

$$= 2,1874 \text{ in}$$

Karena Di optimum = 2,1874in maka dipilih *steel pipe* (IPS) berukuran 2<sup>1</sup>/<sub>2</sub> in sch. 80

yang memiliki:

[13] App. A.5-1

$$\text{OD} = 2,875 \text{ in} \approx 0,2396 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2,323 \text{ in} \approx 0,1936 \text{ ft}$$

$$A = 0,0294 \text{ ft}^2$$

$$\text{Kecepatan linear (v)} = \left[ \frac{qf}{A} \right] = \frac{0,0625 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{0,0294 \text{ ft}^2} = 2,1253 \text{ ft/s}$$

$$N_{\text{Re}} = \left[ \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \right]$$

$$= \frac{57,4336 \text{ lb/ft}^3 \times 2,1253 \text{ ft/s} \times 0,2396 \text{ ft}}{0,0298 \text{ lb/ft.s}} = 23,3124 \rightarrow \text{laminar}$$

Dengan persamaan Bernoulli:

[13] Pers. 2.7-28

$$\text{Beda ketinggian pompa dengan tangki} = Z_2 - Z_1 = 3,8464 - 0,5 \text{ m} = 3,3464 \text{ m}$$

Perhitungan  $\Sigma F$ :

1. *Sudden contraction losses* ( $h_c$ )

$$K_c = 0,55 \times \left[ \left( 1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \right]$$

di mana:  $A_1$  = luas penampang tangki

$A_2$  = luas penampang pipa

Karena  $A_1 \gg A_2$  maka  $(A_2/A_1)$  diabaikan.

$$K_c = 0,55 \times (1-0) = 0,55$$

$$h_c = K_c \times \left[ \left( \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \right) \right]$$

$$= 0,55 \times \left( \frac{2,2^2}{2 \times 0,5 \times 32,174} \right)$$

$$= 0,08 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

## 2. Friksi pada pipa lurus ( $F_t$ )

Digunakan pipa *commercial steel*,  $\varepsilon = 0,00015$  ft

$$\left[ \frac{\varepsilon}{D} \right] \left| \frac{0,00015}{0,26} \right| = 0,0006$$

Dari figure 2.10-3 [Geankoplis], diperoleh  $f = 0,01$

panjang pipa lurus ( $\Delta L$ ) =  $1 + 1,5 + 3,3464 + (2 \times 0,5)$  m

$$= 6,8464 \text{ m} \approx 22,46 \text{ ft}$$

$$F_t = 4 \times f \times \left[ \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2 \times g_c} \right]$$

$$= 4 \times 0,0055 \times \frac{22,46}{0,26} \times \frac{2,2^2}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,14 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

## 3. *Fitting* dan *valve* ( $h_f$ )

Digunakan: 3 buah elbow  $90^\circ$  dan 1 globe valve wide open

Dari [14, tabel 2.10-1] :

$$K_f = (3 \times 0,75) + (1 \times 1) = 3,25$$

$$h_f = K_f \times \left[ \frac{v^2}{2 \times \alpha \times g_c} \right]$$

$$= 3,25 \times \left( \frac{2,2^2}{2 \times 0,5 \times 32,174} \right)$$

$$= 0,49 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\Sigma F = h_c + F_t + h_f$$

$$= 0,08 + 0,13 + 0,49 = 0,70 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Beda ketinggian pompa dengan tangki =

$$\Delta Z = Z_2 - Z_1 = 3,8464 - 1,6 \text{ m} = 2,2464 \text{ m} \approx 7,37 \text{ ft}$$

$$\Delta P = P_2 - P_1 = (1,01 - 1,01) \text{ bar} = 0 \text{ bar}$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s (karena } A_1 \gg A_2, \text{ maka } v_1 \text{ dapat dianggap 0)}$$

$$-W_s = \left[ \frac{1}{2 \times \alpha \times g_c} \times (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \times (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \Sigma F \right]$$

$$-W_s = \frac{2,2^2 \text{ ft}^2/\text{s}^2}{2 \times 0,5 \times 32,174 \text{ lb}_m \cdot \text{ft}/\text{lb}_f \cdot \text{s}^2} + \frac{32,174 \text{ ft}/\text{s}^2}{32,174 \text{ lb}_m \cdot \text{ft}/\text{lb}_f \cdot \text{s}^2} \times 2,2464 \text{ ft} + 0 + 0,7 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$-W_s = 4,6964 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi pompa = 70%

[15] fig 14-38

$$\text{brake HP} = \left[ \frac{-w_s \times m}{\eta \times 550} \right] \approx \left[ \frac{-w_s \times Q \times \rho}{\eta \times 550} \right]$$

$$= \frac{4,6964 \text{ ft.lbf/lb}_m \times (0,11 \text{ ft}^3/\text{s} \times 57,70 \text{ lb}/\text{ft}^3)}{0,70 \times 550} = 0,08 \text{ HP}$$

Efisiensi motor = 80%

[15] fig 12-18

$$W_p = \left[ \frac{\text{Brake HP}}{0,8} \right] = \frac{0,08}{0,8} = 0,1 \text{ HP}$$

### **Spesifikasi Pompa 1:**

Fungsi = Untuk memompa minyak kelapa dari screw press ke tangki penampung minyak.

Tipe = *Centrifugal pump*

Rate volumetrik = 0,003 m<sup>3</sup>/s

Ukuran pipa 3 in sch 40

Diameter Luar (OD) = 3,5 in  $\approx$  0,29 ft

Diameter Dalam (ID) = 3,068 in  $\approx$  0,26 ft

Power pompa = 0,1 Hp

Jumlah = 1 unit

## 7. Pompa 1 (L-111)

Fungsi = Untuk memindahkan metanol ke reaktor.

Tipe = *centrifugal pump*

Dengan cara yang sama pada perhitungan pompa yang lain, didapatkan :

### Spesifikasi Pompa 2:

Fungsi = Untuk memompa metanol ke reaktor

Tipe = *centrifugal Pump*

Kapasitas pompa = 599,6695 kg

Rate volumetrik = 0,0002 m<sup>3</sup>/s

Ukuran pipa <sup>3</sup>/<sub>4</sub> in sch 80

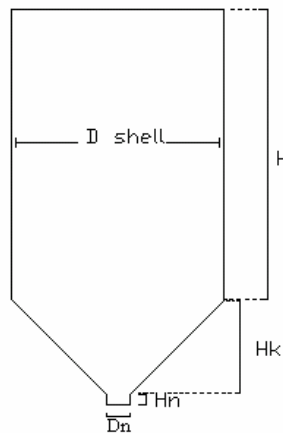
Diameter Luar (OD) = 1,05 in

Diameter Dalam (ID) = 0,742 in

Power pompa = 1 Hp

Jumlah = 1 unit

## 8. Tangki Penampung Minyak kelapa (F-133)



Fungsi = Untuk menampung minyak dari kopra yang berasal dari screw press

Tipe = Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk flat dan tutup bawah berbentuk konis

Dasar pemilihan = Minyak kelapa tidak ada yang tertinggal di tangki sehingga lebih ekonomis

Kapasitas = 2030 kg

Kondisi operasi:  $T = 30^{\circ}\text{C}$  (303 K);  $P = 1 \text{ atm}$

Banyaknya tangki = 1 unit

### Perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan volumetrik minyak kelapa} &= \frac{\text{Kapasitas minyak kelapa}}{\text{massa jenis minyak kelapa}} \\ &= \frac{2030 \text{ kg}}{920 \text{ kg/m}^3} = 2,2065 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Asumsi : volume bahan} = \frac{\text{volume tangki}}{80 \%}$$

$$\text{Volume bak} : \frac{2,2065}{80 \%} = 2,7852 \text{ m}^3$$

### Menghitung volume tangki

Volume tangki = volume *shell* + volume konis

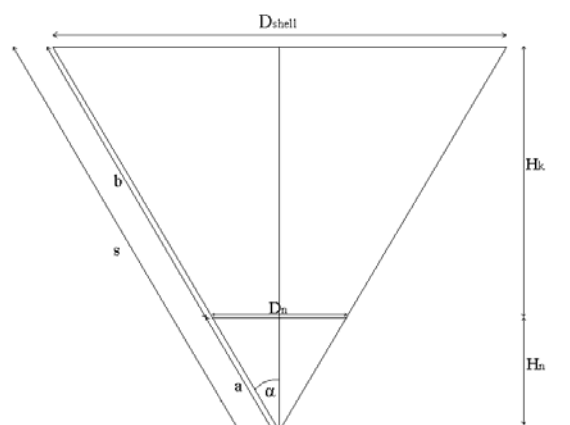
$$\frac{H_{shell}}{D_{shell}} = 2-5 \text{ (12 Tabel 4-27 hal 248)}$$

$$\text{Diambil } \frac{H_{shell}}{D_{shell}} = 2$$

### Volume shell

$$\begin{aligned} V_{shell} &= \frac{\pi}{4} \times D_{shell}^2 \times H = \frac{\pi}{4} \times D_{shell}^2 \times 2 D_{shell} \\ &= \frac{\pi}{2} \times D_{shell}^3 \end{aligned}$$

### Volume konis



Sudut konis yang digunakan sebesar  $60^{\circ}$  sehingga  $\alpha = \frac{60}{2} = 30^{\circ}$



Diameter *nozzle* ( $D_n$ ) yang pada umumnya digunakan berkisar 4, atau 8, atau 10 in.

[14] p. 96

$D_n$  yang digunakan adalah 8 inchi (0,2032 m)

$$H_n = \frac{D_n}{2 \cdot \text{tg } \alpha}$$

$$H_k = \frac{D_{shell}}{2 \cdot \text{tg } \alpha} - H_n = \frac{D_{shell}}{2 \cdot \text{tg } \alpha} - \frac{D_n}{2 \cdot \text{tg } \alpha} = \frac{D_{shell} - D_n}{2 \cdot \text{tg } \alpha}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume konis} &= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D_{shell}^2 \times (H_k + H_n) - \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D_n^2 \times H_n \\ &= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D_{shell}^2 \times \left( \frac{D_{shell} - D_n}{2 \cdot \text{tg } 30} + \frac{D_n}{2 \cdot \text{tg } 30} \right) - \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D_n^2 \times \frac{D_n}{2 \cdot \text{tg } 30} \\ &= \frac{\pi}{24 \cdot \text{tg } 30} (D_{shell}^3 - D_n^3) \end{aligned}$$

Volume tangki = volume *shell* + volume konis

$$2,7852 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{2} \times D_{shell}^3 + \frac{\pi}{24 \cdot \text{tg } 30} (D_{shell}^3 - D_n^3)$$

$$2,7852 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{2} \times D_{shell}^3 + \frac{\pi}{24 \cdot \text{tg } 30} (D_{shell}^3 - 0,2032^3)$$

$$2,7852 \text{ m}^3 = 1,57 D_{shell}^3 + 0,2266 D_{shell}^3 - (1,901 \times 10^{-3})$$

$$D_{shell} = 1,1576 \text{ m}$$

$$H_{shell} = 2 \times D_{shell} = 2 \times 1,1576 = 2,3152 \text{ m}$$

$$H_n = \frac{D_n}{2 \cdot \text{tg } \alpha} = \frac{0,2032}{2 \cdot \text{tg } 30} = 0,1760 \text{ m}$$

$$H_k = \frac{D_{shell}}{2 \cdot \text{tg } \alpha} - H_n = \frac{1,1576}{2 \cdot \text{tg } 30} - 0,176 = 0,8265 \text{ m}$$

$$\mathbf{H \ tangki \ total} = H_{shell} + H_k = 2,3152 + 0,8265 = 3,1417 \text{ m}$$

$$a = \sqrt{\left(\frac{D_n}{2}\right)^2 + H_n^2} = \sqrt{\left(\frac{0,2032}{2}\right)^2 + 0,176^2} = 0,2032 \text{ m}$$

$$s = \sqrt{\left(\frac{D_{shell}}{2}\right)^2 + (H_k + H_n)^2} = \sqrt{\left(\frac{1,1576}{2}\right)^2 + (0,8265 + 0,176)^2} = 1,1576 \text{ m}$$

$$b = s - a = (1,1576 - 0,2032) \text{ m} = 0,9544 \text{ m}$$

### Mencari tinggi liquid di dalam tangki

Volume liquid = V shell + volume tangki

$$2,7852 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{2} \times D_{shell}^2 \times H_L + \frac{\pi}{24 \text{ tg } 30} (D_{shell}^3 - Dn^3),$$

$$2,7852 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{2} \times 1,4035^2 \times H_L + \frac{\pi}{24 \text{ tg } 30} (1,1576^3 - 0,2032^3)$$

$$H_L = 0,5724 \text{ m}$$

Tinggi liquid total dalam tangki =  $H_L + H_k = 0,5724 + 0,8265 = 1,3989 \text{ m}$

### Menghitung Tekanan dalam Tangki

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho x (H - 1)}{144} \quad [14] \text{ p.46, eq. 3.17}$$

$$= \frac{57,7024 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} x (1,8780 \text{ ft} - 1)}{144} = 0,3502 \text{ psia}$$

P design = 1,2 P hidrostatik = 1,2 x 0,3502 = 0,4202 psia

### Menghitung Tebal Shell = Tutup Atas (Flat)

$$t_a = \frac{P \cdot ID}{2 \cdot f_{ALL} \cdot E} + c \quad [14] \text{ p. 45, eq. 3.16}$$

Digunakan (Carbon Steel SA-283 grade C)

dimana,

P = tekanan design = 0,4202 psia

ID = diameter shell = 1,1576 m = 45,5747 in

$f_{ALL}$  = allowable stress = 18750 lb/in<sup>2</sup>

[14] App. D, p.342

E = efisiensi sambungan = 80 %

Double welded butt joint, [14] p.254, tabel 13.2

c = corrosion allowance =  $\frac{1}{8}$  in

$$t_a = \frac{0,4202 \times 45,5747}{2 \times 18750 \times 0,8} + \frac{1}{8} = 0,1256 \text{ in}$$

Tebal plate yang mendekati komersial adalah 3/16 in

### Menghitung Tebal Tutup Bawah (Konis)

$$t_b = \frac{P.ID}{2.\cos\alpha(f_{ALL}E - 0,6P)} + c$$

Digunakan (**Carbon Steel SA-283 grade C**)

dimana,

P	= tekanan design	= 0,4202 psia
ID	= diameter <i>shell</i>	= 1,1576 m = 45,5747 in
f <sub>ALL</sub>	= allowable stress	= 18750 lb/in <sup>2</sup>

[14] App. D, p.342

E = efisiensi sambungan = 80 %

*Double welded butt joint*, [14] p.254, tabel 13.2

c = corrosion allowance = 1/8 in

$$t_b = \frac{0,4202 \times 44,5747}{2.\cos 30(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 0,4202)} + \frac{1}{8} = 0,1257 \text{ in}$$

Tebal *plate* yang mendekati komersial adalah 3/16 in

### Spesifikasi Tangki Penampung Minyak Kelapa:

Bahan konstruksi	= Carbon Steel SA-283 grade C
Kapasitas	= 2030 kg
Diameter tangki	= 1,1576 m
Tinggi konis (H <sub>k</sub> )	= 0,8265 m
Tinggi <i>shell</i> (H <sub>shell</sub> )	= 2,3152 m
Tinggi tangki total (H tangki total)	= 3,1417 m
Tebal <i>shell</i>	= 3/16 in
Tebal tutup atas ( <i>head</i> )	= 3/16 in
Tebal tutup bawah (alas)	= 3/16 in
Jumlah tangki	= 1 unit

### **9. Pompa 3 (L-134)**

Fungsi = Untuk memindahkan minyak kelapa ke reaktor.

Tipe = *centrifugal pump*

Dengan cara yang sama pada perhitungan pompa yang lain, didapatkan :

### Spesifikasi Pompa 3:

Fungsi	= Untuk memompa minyak kelapa dari tangki penampung minyak ke reaktor.
Tipe	= <i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas pompa	= 2030 kg
Rate volumetrik	= 0,003 m <sup>3</sup> /s
Ukuran pipa 3 in sch 40	
Diameter Luar (OD)	= 3,5 in $\approx$ 0,29 ft
Diameter Dalam (ID)	= 3,068 in $\approx$ 0,26 ft
Power pompa	= 0,1 Hp
Jumlah	= 1 unit

### **10. Reaktor Transesterifikasi (R-140)**

Fungsi	= Tempat bereaksinya minyak kelapa dengan metanol
Tipe	= Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standar dished head yang dilengkapi pengaduk dan jaket pemanas serta isolasi.
Dasar Pemilihan	= Suhu selama reaksi dapat dijaga konstan
Kapasitas	= 2690,5695 kg
Kondisi operasi	: T = 60°C (333 K), P = 1 atm
Lama reaksi	= 2 jam

#### **Perhitungan:**

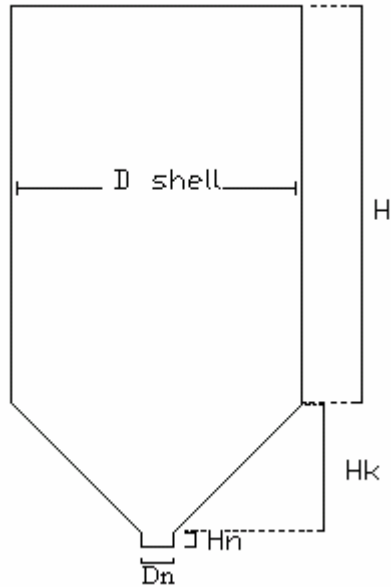
##### **Menentukan Ukuran tangki**

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 904,596 \text{ kg/ m}^3 \\ \text{Kapasitas tangki} &= 2690,5695 \text{ kg} \\ \text{volume larutan} &= \frac{\text{kapasitasn tangki}}{\rho \text{ campuran}} = \frac{2690,5695 \text{ kg}}{904,596 \text{ kg/m}^3} \\ &= 2,8779 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dianggap volume larutan adalah 80 % volume *shell*, sehingga

$$\text{Volume tangki} = \frac{\text{Volume larutan}}{80\%} = \frac{2,8779 \text{ m}^3}{0,8} = 3,5974 \text{ m}^3$$

Volume tangki = volume *shell* + volume konis



- Keterangan:  $D_{shell}$  = diameter *shell*  
 $H$  = tinggi *shell*  
 $H_k$  = tinggi konis  
 $H_n$  = tinggi *nozzle*  
 $D_n$  = diameter *nozzle*

### **Menghitung volume tangki**

Volume tangki = volume *shell* + volume konis

$$\frac{H_{shell}}{D_{shell}} = 2-5 \text{ (12 Tabel 4-27 hal 248)}$$

Diambil  $\frac{H_{shell}}{D_{shell}} = 2$

Dimana :  $\frac{H_{shell}}{D_{shell}} = 2$

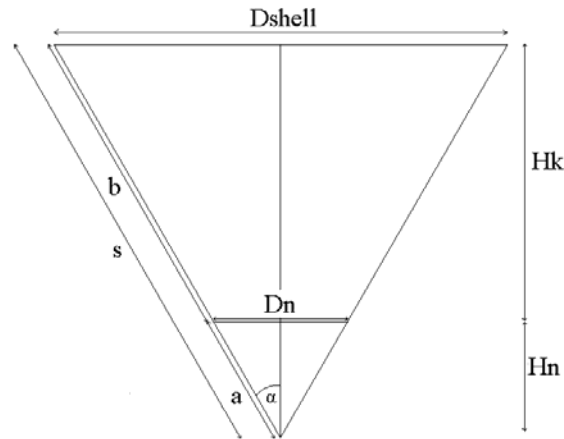
[23]

### **Volume shell**

$$= \frac{\pi}{4} \times D_{shell}^2 \times H = \frac{\pi}{4} \times D_{shell}^2 \times 2 D_{shell}$$

$$= \frac{\pi}{2} \times D_{shell}^3$$

### **Volume konis**



Sudut konis yang digunakan sebesar  $60^\circ$  sehingga  $\alpha = \frac{60}{2} = 30^\circ$

[14] p. 96

Diameter *nozzle* ( $D_n$ ) yang pada umumnya digunakan berkisar 4, atau 8, atau 10 in.

[14] p. 96

$D_n$  yang digunakan adalah 8 inchi (0,2032 m)

$$H_n = \frac{D_n}{2 \cdot \text{tg } \alpha}$$

$$H_k = \frac{D_{shell}}{2 \cdot \text{tg } \alpha} - H_n = \frac{D_{shell}}{2 \cdot \text{tg } \alpha} - \frac{D_n}{2 \cdot \text{tg } \alpha}$$

$$= \frac{D_{shell} - D_n}{2 \cdot \text{tg } \alpha}$$

$$\text{Volume konis} = \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D_{shell}^2 \times (H_k + H_n) - \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D_n^2 \times H_n$$

$$= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D_{shell}^2 \times \left( \frac{D_{shell} - D_n}{2 \text{tg} 30} + \frac{D_n}{2 \text{tg} 30} \right) - \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D_n^2 \times \frac{D_n}{2 \text{tg} 30}$$

$$= \frac{\pi}{24 \text{tg} 30} (D_{shell}^3 - D_n^3)$$

Volume tangki = volume *shell* + volume konis

$$3,5974 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{2} \times D_{shell}^3 + \frac{\pi}{24 \text{tg} 30} (D_{shell}^3 - D_n^3)$$

$$3,5974 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{2} \times D_{shell}^3 + \frac{\pi}{24 \text{tg} 30} (D_{shell}^3 - 0,2032^3)$$

$$3,5974 \text{ m}^3 = 1,57 D_{shell}^3 + 0,2266 D_{shell}^3 - (1,901 \times 10^{-3})$$

$$3,5974 \text{ m}^3 = 1,7966 D_{shell}^3 - 1,901 \times 10^{-3}$$

$$3,5993 \text{ m}^3 = 1,7966 D_{shell}^3$$

$$D_{shell}^3 = 2,0034 \text{ m}^3$$

$$D_{shell} = 1,2606 \text{ m}$$

$$H_{shell} = 2 D_{shell} = 2 \times 1,2606 = 2,5212 \text{ m}$$

$$H_n = \frac{D_n}{2 \cdot \text{tg } \alpha} = \frac{0,2032}{2 \cdot \text{tg } 30} = 0,176 \text{ m}$$

$$H_k = \frac{D_{shell}}{2 \cdot \text{tg } \alpha} - H_n = \frac{1,2606}{(2 \times \text{tg } 30)} - 0,176$$

$$= 0,9157 \text{ m}$$

$$H \text{ tangki total} = H_{shell} + H_k = 2,5212 + 0,9157 = 3,4369 \text{ m}$$

$$a = \sqrt{\left(\frac{D_n}{2}\right)^2 + H_n^2} = \sqrt{\left(\frac{0,2032}{2}\right)^2 + 0,176^2} = 0,2032 \text{ m}$$

$$s = \sqrt{\left(\frac{D_{shell}}{2}\right)^2 + (H_k + H_n)^2} = 1,2606 \text{ m}$$

$$b = s - a = (1,2606 - 0,2032) \text{ m} = 1,0574 \text{ m}$$

### **Mencari tinggi liquid di dalam tangki**

Volume larutan = volume *shell* + volume tangki

Ket :  $H_L$  = tinggi liquid

$$3,5974 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{4} \times D_{shell}^2 \times H_L + \frac{\pi}{24 \text{tg } 30} (D_{shell}^3 - D_n^3),$$

$$3,5974 \text{ m}^3 = \frac{\pi}{4} \times 1,0977^2 \times H_L + \frac{\pi}{24 \text{tg } 30} (1,2606^3 - 0,2032^3)$$

$$H_L = 0,6304 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi liquid dalam tangki (ZT)} = H_L + H_k = 0,6304 + 0,9157$$

$$= 1,5461 \text{ m} = 5,0724 \text{ ft}$$

$$P \text{ hidrostatik} = \frac{\rho \times H_L}{144} \quad [14] \text{ p.46, eq. 3.17}$$

$$= \frac{56,4742 \text{ lb/ft}^3 \times 5,0724 \text{ ft}}{144 \text{ in}^2/\text{ft}^2}$$

$$= 0,4189 \text{ lb/in}^2 \text{ (psia)}$$

$$P \text{ design} = 1,2 P \text{ hidrostatik} = 1,2 \times 0,4189 = 0,5027 \text{ psia}$$

### Menghitung Tebal Shell = Tutup Atas (Flat)

$$t_a = \frac{P.ID}{2.f_{ALL}.E} + c \quad [14] \text{ p. 45, eq. 3.16}$$

Digunakan (**Carbon Steel SA-283 grade C**)

dimana,

P	= tekanan design	= 0,5027 psia
ID	= diameter <i>shell</i>	= 1,2606 m
f <sub>ALL</sub>	= allowable stress	= 18750 lb/in <sup>2</sup> [14] App.D, p.342
E	= efisiensi sambungan = 80 %	

*Double welded butt joint*, [14] p.254, tabel 13.2

c = corrosion allowance = 1/8 in = 0,1250 in

$$t_a = \frac{0,5027 \text{ lb/in}^2 \times 49,6298 \text{ in}}{2 \times 18750 \text{ lb/in}^2 \times 0,8} + \frac{1}{8} \text{ in} = 0,1258 \text{ in} = 0,0032 \text{ m}$$

Tebal *plate* yang mendekati komersial adalah 3/16 in

### Menghitung Tebal Tutup Bawah (Konis)

$$t_b = \frac{P.ID}{2.\cos\alpha(f_{ALL}E - 0,6P)} + c$$

Digunakan (**Carbon Steel SA-283 grade C**)

dimana,

P	= tekanan design	= 0,5027 psia
ID	= diameter <i>shell</i>	= 1,2606 m
f <sub>ALL</sub>	= allowable stress	= 18750 lb/in <sup>2</sup> (Carbon Steel SA-240 grade C)
E	= efisiensi sambungan = 80 %	

*Double welded butt joint*, [14] p.254, tabel 13.2

c = corrosion allowance = 1/8 in = 0,1250 in

$$t_b = \frac{0,5027 * 49,6298 \text{ in}}{2.\cos 30(18750 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} \times 0,8 - 0,6 \times 0,5027)} + 0,1250$$

= 0,126

Tebal *plate* yang mendekati komersial adalah 1/16 in



### Menghitung spesifikasi jaket

Suhu operasi :  $60^{\circ}\text{C}$

Tekanan operasi :  $101,325\text{ kPa} = 1\text{ atm}$

Data steam:

Steam pada suhu  $148^{\circ}\text{C}$ ,  $4,5\text{ atm}$

$Q_{\text{steam}}$  yang diperlukan untuk memanaskan tangki yaitu  $7827708,541\text{ kJ}$  (dari neraca panas)

Untuk tekanan  $4,5\text{ atm}$  dan pada suhu  $148^{\circ}\text{C}$  dari Geankoplis 4ed [13] App. A,2-9, p963, didapat:

$$1/\rho = 0,4142\text{ (m}^3/\text{kg)} \longrightarrow \rho_{\text{steam}} = 2,4143\text{ kg/m}^3$$

$$\text{Sat'd Vapor} = 2744,02\text{ kJ/kg} \quad [13]\text{ 4ed App. A,2-9, p963}$$

$$\text{Enthalpy Liquid} = 623,572\text{ kJ/kg} \quad [13]\text{ 4ed App. A,2-9, p963}$$

$$\text{Enthalpy sat evap, } \lambda = 2744,02\text{ kJ/kg} - 623,572\text{ kJ/kg} = 2120,448\text{ kJ/kg}$$

Dari neraca panas

Didapat : massa steam yang dibutuhkan selama di reaktor =  $4101,7127\text{ kg}$

massa steam yang di butuhkan tiap jam =  $2050,8564$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik steam} &= \frac{\text{kebutuhan massa steam}}{\rho_{\text{steam}}} \\ &= \frac{2050,8564\text{ kg}}{2,4143\text{ kg/m}^3} = 849,4647\text{ m}^3/\text{jam} = 0,2360\text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\text{Tebal shell} = 3/16\text{ in} \times 2,54 \frac{\text{cm}}{\text{in}} \times \frac{1}{100} \frac{\text{m}}{\text{cm}} = 0,0048\text{ m}$$

$$D_o\text{ shell} = D_i\text{ shell} + 2 \times \text{tebal shell} = 1,2606\text{ m} + 2 \times 0,0048\text{ m} = 1,2701\text{ m}$$

Kecepatan alir steam ( $v$ ) diambil =  $1\text{ m/s}$

Rate volumetric =  $A \times v$

$$0,2360\text{ m}^3/\text{s} = \frac{\pi}{4} \times (D_i^2\text{jaket} - D_o^2\text{Shell}) \times v$$

$$0,2360\text{ m}^3/\text{s} = \frac{\pi}{4} \times (D_i^2\text{jaket} - 1,2701^2\text{ m}^2) \times 1\text{ m/s}$$

$$D_i\text{ jaket} = 1,3834\text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal jaket} &= D_i\text{ jaket} - D_o\text{ shell} \\ &= 1,3834 - 1,2701 \end{aligned}$$

$$= 0,11 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} D_{\text{ojaket}} &= D_{\text{ijaket}} + 2 \times \text{tebal jaket} \\ &= 1,3834 + 2 \times 0,11 \\ &= 1,61 \text{ m} \end{aligned}$$

$$T_1 = \text{suhu steam masuk} = 148^\circ\text{C}$$

$$t_2 = \text{suhu bahan keluar} = 60^\circ\text{C}$$

$$t_1 = \text{suhu bahan masuk} = 30^\circ\text{C}$$

$$\theta = \text{waktu pemanasan} = 2 \text{ jam}$$

$$M = \text{massa bahan dalam tangki} = 2690,5695 \text{ kg}$$

$$\ln \frac{(T_1 - t_1)}{(T_1 - t_2)} = \frac{U * A * \theta}{M * C} \quad [20] \text{ pers 18.7, hal 627}$$

$$\begin{aligned} \text{Overall } U_D &= 100-500 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}, \text{ jadi diambil } U_D = \text{Btu/hr.ft}^2.\text{°F} \\ &= \text{kJ/jam.m}^2.\text{K} \text{ (Kern tabel 8, hal 840)} \end{aligned}$$

$$\ln \frac{(148 - 30)}{(148 - 60)} = \frac{6125,376 \text{ kJ / jam.m}^2.\text{K} \times A \text{ m}^2 \times 2 \text{ jam}}{2690,5695 \text{ kg} \times 3,3279 \text{ kJ / mol.K}}$$

$$A \text{ (luas jaket)} = 0,2144 \text{ m}^2$$

$$0,2144 \text{ m}^2 = \pi \times D_{\text{shell}} \times H_j$$

$$0,2144 \text{ m}^2 = \pi \times 1,61 \times H_j$$

$$H_j \text{ (tinggi jaket)} = 0,0538 \text{ m}$$

$$H_{\text{shell}} = 2,5212 \text{ m}$$

$$H_{\text{bahan}} (H_L) = 0,6304 \text{ m}$$

$$H_j = 0,0538 \text{ m} < H_{\text{shell}} (2,5212 \text{ m}) \rightarrow \text{memenuhi syarat}$$

### **Perhitungan Pengaduk**

Jenis pengaduk : 6 flat blade turbin

Dasar pemilihan : Pengaduk ini cocok digunakan untuk bahan dengan viskositas dibawah 10000 cp.

$$Da/Dt = 0,3 - 0,5 \rightarrow Da = (0,3 - 0,5)Dt \quad [13] \text{ ed. 3, tabel 3.4-1, p.144}$$

$$Da = 0,3 Dt = 0,3 \times 1,2606 \text{ m} = 0,3782 \text{ m}$$

$$J = \frac{1}{12} Dt = 1/12 \times 1,2606 \text{ m} = 0,1051 \text{ m}$$

$$L = \frac{1}{4} Da = 0,25 \times 0,3782 \text{ m} = 0,0945 \text{ m}$$

$$W = \frac{1}{5} Da = 1/5 \times 0,3782 \text{ m} = 0,0756 \text{ m}$$

$$C = \frac{1}{3} Dt = 1/3 \times 1,2606 \text{ m} = 0,4202 \text{ m}$$

Dimana : Da = diameter pengaduk  
Dt = diameter tangki  
L = panjang blade  
W = lebar blade  
C = jarak dari dasar tangki ke pusat pengaduk  
J = lebar baffle

Kecepatan impeller : 900 rpm

Diambil : 900 rpm

N : 900 rpm = 14,9996 /s

Viskositas yang digunakan adalah viskositas minyak karena merupakan komponen terbesar dalam campuran bahan.

$$\rho \text{ campuran} = 904,596 \text{ kg/ m}^3$$

$$\rho \text{ air pada } 50^\circ\text{C} = 988,07 \text{ kg/ m}^3$$

$$\mu \text{ minyak pada } 50^\circ\text{C} = 8,5714 \text{ cp} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$$

$$Nre = \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu} = \frac{(0,3293 \text{ m})^2 \times 14,9996 \text{ s}^{-1} \times 904,596 \text{ kg/ m}^3}{0,0009 \text{ kg/ m.s}}$$

$$= 2156199,53$$

[13] 4 ed., pers.3.4-1 hal 158

$Nre > 2100 \rightarrow$  turbulen, untuk aliran turbulen  $\alpha=1$

$Da/W = 5, Dt/J = 12$  (curve 1)

$$Np = 5 \quad [13] \text{ ed.4, fig 3.4-5, p.159}$$

$$sg = \frac{\rho_{campuran}}{\rho_{air}} = \frac{904,596 \text{ kg/m}^3}{988,07 \text{ kg/m}^3} = 0,9155$$

Jumlah pengaduk (n) = tinggi liquid dalam shell . sg / diameter tangki

$$n = \frac{H_{tangki \text{ total}} \cdot sg}{D_{shell}} = \frac{3,4369 \text{ m} \cdot 0,9155}{1,2606 \text{ m}} = 2,4961 \rightarrow 3 \text{ buah}$$

$$\text{Jarak pengaduk} = (\text{Tinggi campuran dalam tangki} - C) / n$$

$$= (2,8779 - 0,4202) / 3 = 1,2289 \text{ m}$$

20. Perhitungan power pengaduk

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

$$\begin{aligned} P &= Np \cdot \rho_{\text{campuran}} \cdot N^3 \cdot Da^5 \\ &= 5 \times 904,596 \text{ kg/m}^3 \times (14,9996 \text{ /s})^3 \times (0,3782 \text{ m})^5 \\ &= 118074,60 \text{ J/s} = 158,3406 \text{ hp} \end{aligned}$$

Effisiensi pengaduk = 88%

[15] ed.5, fig. 14-38, p.521

Jadi Power yang dibutuhkan =  $158,3406 / 0,88$

$$= 179,9325 \text{ Hp} = 180 \text{ Hp}$$

**Spesifikasi Reaktor Transesterifikasi:**

Bahan konstruksi	= Carbon Steel SA-283 grade C
Kapasitas	= 2690,5695 kg/ jam
Diameter tangki	= 1,2606 m
Tinggi konis ( $H_k$ )	= 0,9157 m
Tinggi <i>shell</i> ( $H_{shell}$ )	= 2,5212 m
Tinggi tangki total ( $H_{\text{tangki total}}$ )	= 3,4369 m
Tebal <i>shell</i>	= 3/16 in
Tebal tutup atas ( <i>head</i> )	= 3/16 in
Tebal tutup bawah (alas)	= 1/16 in
Diameter inside jaket	= 1,3834 m
Diameter outside jaket	= 1,61 m
Tinggi jaket pada tabung	= 0,0538 m
Diameter impeller ( $Da$ )	= 0,3782 m
Jarak tangki- pengaduk ( $C$ )	= 0,4202 m
Panjang blade ( $L$ )	= 0,0945 m
Lebar baffle ( $J$ )	= 0,1051 m
Lebar blade ( $W$ )	= 0,0756 m
Jarak pengaduk	= 1,2289 m
Jumlah tangki	= 1 unit
Power	= 180 Hp

**11. Screening (S-141)**

Fungsi : untuk H-Zeolite dari metanol sisa, minyak kelapa sisa, metil ester, dan glyserol

Tipe : silinder tegak dengan tutup ayakan mesh dan alas datar

**Spesifikasi :**

Kapasitas	= 896,8565 kg
Diameter tangki	= 3,812 ft
Tinggi tangki	= 3,812 ft
Tebal shell	= 0,1322 in
Tebal tutup bawah	= 0,1322 in
Ukuran Mesh	= 100 mesh
Jumlah	= 1 buah

**12. Pompa 4 (L-142)**

Fungsi = Untuk memindahkan Hasil Screening ke tangki penampung hasil screening.

Tipe = *centrifugal pump*

Dengan cara yang sama pada perhitungan pompa yang lain, didapatkan :

**Spesifikasi Pompa 4:**

Fungsi = Untuk memindahkan Hasil Screening ke tangki penampung hasil screening.

Tipe = *Centrifugal pump*

Kapasitas pompa = 2603,3728 kg

Rate volumetrik = 0,15 m<sup>3</sup>/s

Ukuran pipa 2<sup>1</sup>/<sub>2</sub> in sch 40

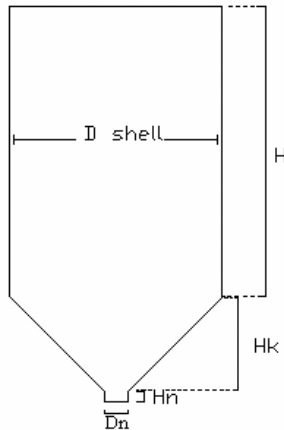
Diameter Luar (OD) = 2,875 in

Diameter Dalam (ID) = 2,469 in

Power pompa = 0,16 Hp

Jumlah = 1 unit

**13. Tangki Penampung Hasil Screening (F-143)**



- Fungsi = Untuk menampung minyak kelapa sisa. metil ester, glyserol, metanol sisa dari screening.
- Tipe = Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk flat dan tutup bawah berbentuk konis

**Spesifikasi Tangki Penampung Hasil Screening :**

- Bahan konstruksi = Carbon Steel SA-283 grade C
- Kapasitas = 2603,3728 kg
- Diameter tangki = 1,2185 m
- Tinggi konis ( $H_k$ ) = 0,8793 m
- Tinggi *shell* ( $H_{shell}$ ) = 2,437 m
- Tinggi tangki total ( $H$  tangki total) = 3,3163 m
- Tebal *shell* = 3/16 in
- Tebal tutup atas (*head*) = 3/16 in
- Tebal tutup bawah (alas) = 3/16 in
- Jumlah tangki = 1 unit

**14. Pompa 5 (L-144)**

- Fungsi = Untuk memindahkan Hasil Screening dari tangki penampung screening ke decanter
- Tipe = *centrifugal pump*

Dengan cara yang sama pada perhitungan pompa yang lain, didapatkan :

**Spesifikasi Pompa 5:**

- Fungsi = Untuk memindahkan Hasil Screening dari tangki penampung screening ke decanter.

Tipe	= <i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas pompa	= 2603,3728 kg
Rate volumetrik	= 0,15 m <sup>3</sup> /s
Ukuran pipa 3 in sch 40	
Diameter Luar (OD)	= 2,875 in
Diameter Dalam (ID)	= 2,469 in
Power pompa	= 0,16 Hp
Jumlah	= 1 unit

### 15. *Decanter III (H-150)*

Fungsi	= untuk memisahkan metil ester dan glyserol
Tipe	= <i>continous gravity decanter</i> (vertikal)
Dasar pemilihan	= glyserol dan metyl ester dapat langsung terpisah
Kapasitas	= 2603,3728 kg/ <i>batch</i> = 2458,8565 lb/jam
$\rho_{\text{minyak}}$	= 924,27 kg/ m <sup>3</sup> = 57,7018 lb/cuft
$\rho_{\text{campuran}}$	= 952,74 kg/ m <sup>3</sup> = 59,48 lbm/ft <sup>3</sup>
Rate	= 2458,8565 lb/jam / 59,48 lbm/ft <sup>3</sup> = 41,34 ft <sup>3</sup> /jam
Waktu pemisahan	= 20 menit = 0,3333 jam
Total liquid hold up	= 8,6622 × 0,3333 = 2,8874 cuft
Bejana terisi 90%	
Volume bejana	= $\frac{2,8874}{0,9}$ = 3,2082 cuft

Bentuk tutup atas dan bawah dibuat torispherical dished

$$\text{Volume silinder, } V_s = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L$$

$$\text{Ditetapkan : } L = 3,5 D$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \cdot 3,5 \cdot D^3$$

$$\text{Volume dished tanpa flange : } V_d = 4,9 \times 10^{-5} D^3$$

[14] pers. 5-11, hal. 88

$$\text{Volume flange : } V_f = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot S_f$$

$$\text{Ditetapkan : } S_f = 2 \text{ in}$$

$$\text{Volume bejana} = V_s + 2 V_d + 2 V_f$$

$$3,2082 = \frac{\pi}{4} \cdot 3,5 \cdot D^3 + (2 \times 4,9 \times 10^{-5} D^3) + 2 \times \left( \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \frac{2}{12} \right)$$

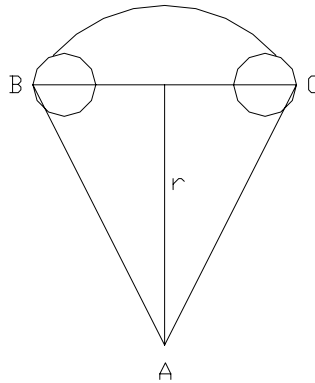
$$= 2,7476 D^3 + 0,2617 D^2$$

Dengan cara trial didapatkan :  $D = 1,0222 \text{ ft}$

$$\text{Tinggi decanter} = L + 2 S_f + 2 b$$

$$L = 3,5 \times D = 3,5 \times 1,0222 = 3,5777 \text{ ft} = 42,9328 \text{ in}$$

$$S_f = 2 \text{ in}$$



$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$BC = r - I_{cr} = 1,0222 - (0,06 \times 1,0222) = 0,9609 \text{ ft}$$

$$AB = \frac{1}{2} D - I_{cr} = (\frac{1}{2} \times 1,0222) - (0,06 \times 1,0222) = 0,4498 \text{ ft}$$

$$b = 1,0222 - \sqrt{0,9609^2 - 0,4498^2} = 0,1731 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi decanter} = 3,5777 + (2 \times \frac{2}{12}) + (2 \times 0,1731) = 4,2572 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi liquida} = Z_1 = 0,9 L = 0,9 \times 3,5777 \text{ ft} = 3,2199 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi liquida interface} : Z_3 = 0,2 Z_1 = 0,2 \times 3,2199 = 0,6440 \text{ ft}$$

Tinggi overflow dari heavy liquid ;  $Z_2$  :

$$Z_2 = Z_3 + (Z_1 - Z_3) \times \frac{\rho_A}{\rho_B} = 0,6440 + (3,2199 - 0,6440) \times \frac{62,2867}{62,43}$$

$$= 3,2140 \text{ ft} = 38,5685 \text{ in}$$

### **Spesifikasi Decanter III:**

Tipe = *continous gravity decanter* (vertikal)

Kapasitas = 2603,3728 kg/ batch

Tinggi = 4,2572 ft = 4,3 ft



Diameter = 1,0222 ft = 1,1 ft

Jumlah = 1 unit

### 16. Evaporator I (V-160)

Tipe : Evaporator Single Efek, Short *Tube* Vertical

Fungsi : Menguapkan metanol

Dasar Pemilihan : Dapat digunakan untuk memisahkan metanol dari metil ester.

Kondisi operasi : Suhu operasi = 70 °C = 158 °F

Tekanan operasi = 1 atm = 101,325 kPa = 14,696 psia

Suhu steam masuk = 148 °C = 298 °F

Tekanan steam = 4,5 bar = 66,132 psia

Untuk tipe ini , koefisien heat transfer ( $U_D$ ) = 200-500 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Dipilih  $U_D$  = 450 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Batasan Short *Tube* Evaporator : ( Hugot, hal 160 )

Tinggi *tube* = 3-6 ft

Diameter *tube* > 3 in

Kecepatan uap = 0,1 ft/det

Dipilih pipa 1 in IPS ; OD 1,5 in ; sch 40 ; panjang 3 ft

Didapat  $a''$  = 0,04 ft<sup>2</sup>/det

Dipilih tinggi *tube* = 4 ft

Dari Appendix B didapat : Q steam = 725299,2696 kJ = 725299,2696 Btu

$U_{ap}(V_o) = 319,98 \text{ kg} = 705,438 \text{ lb}_m$

$$A = \frac{Q}{(U_D \times \Delta T)} = \frac{725299,2696}{450 \times (298 - 158)} = 12 \text{ ft}^2$$

$$\text{Jumlah } tube = A / (a'' \times 4) = \frac{12}{0,04 \times 4} = 75$$

Diambil jumlah *tube* = 75 buah

Pada 212 °F. spesifik volume untuk steam jenuh :  $V_s = 5,042 \text{ m}^3/\text{kg} = 79,13 \text{ ft}^3/\text{lb}_m$

Rate volumetrik =  $V_o \times V_s$

$$\begin{aligned} &= 705,438 \text{ lb}_m \times 79,13 \text{ ft}^3/\text{lb}_m \\ &= 55821,3053 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Luas penampang evaporator} = \frac{\text{rate.volumetrik}}{\text{kec.uap}} = \frac{55821,3053}{370 \times 24} = 7 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas penampang evaporator (D)} = \sqrt{\frac{Ax4}{3,14}} = \sqrt{\frac{7x4}{3,14}} = 2,99 \text{ ft} \approx 35,88 \text{ in}$$

### Penentuan tinggi evaporator

Tinggi cairan diatas *tube* ditetapkan = 1 ft

Tinggi cairan dalam silinder ( $t_{1 \text{ liq}}$ ) = tinggi *tube* + tinggi cairan

$$t_{1 \text{ liq}} = (4 + 1) \text{ ft} = 5 \text{ ft}$$

$$t_{1 \text{ liq}} = 100/80 \times \text{tinggi evaporator} = 100/80 \times 5 \text{ ft} = 6,25 \text{ ft}$$

Diambil tinggi evaporator = 7 ft

### Perhitungan tebal shell

$$P_{\text{design}} = 1,5 P_{\text{operasi}} = 1,5 \times 14,696 = 22,044 \text{ psia}$$

Dari Brownell App D didapat :

Bahan *carbon steel* , SA-283, grade C

Digunakan welded butt joint :  $e = 0,8$

$$C = 0,125$$

$$f = 12650$$

$$P = P_{\text{steam}} - P_{\text{design}} = 66,132 \text{ psia} - 22,044 \text{ psia} = 44,088 \text{ psia}$$

$$t_s = \frac{P \times D}{2((S \times E) - (0,6 \times P))} + c = \frac{44,088 \times 35,88}{2((12650 \times 0,8) - (0,6 \times 44,088))} + 0,125$$

$$= 0,203 \text{ in} \approx 0,21 \text{ in}$$

### Perhitungan tebal konis

$$t_{\text{konis}} = \frac{P \cdot D}{2 \cdot \cos \alpha (S \cdot E - 0,6 P)} + c \quad [14] \text{ hal 118}$$

$$t_{\text{konis}} = \frac{44,088 \cdot 35,88}{2 \cdot \cos 45 (12650 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 44,088)} + 0,125$$

$$= 0,236 \text{ in} = 0,24 \text{ in}$$

### **Perhitungan Standart Dished Head**

$$\text{Tebal tutup atas} = \frac{P \times D}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + c$$

$$= \frac{44,088 \times 35,88}{2 \cdot ((12650 \times 0,8) - (0,2 \times 44,088))} + 0,125$$

$$= 0,203 \text{ in} \approx 0,21 \text{ in}$$

### **Spesifikasi Evaporator I:**

Nama	= Evaporator I
Fungsi	= Menguapkan metanol
Tipe	= Evaporator Single Efek, Short <i>Tube</i> Vertical
Bahan konstruksi	= <i>carbon steel</i> SA-283 grade C
Kapasitas	= 1909,8803 kg/ <i>batch</i>
Tinggi evaporator	= 7 ft
Jumlah <i>tube</i>	= 75 buah
Penampang	= 35,88 in
Tebal <i>shell</i>	= 0,21 in
Tebal konis	= 0,24 in
Tebal tutup atas	= 0,21 in
Jumlah	= 1 unit

### **17. Pompa 6 (L-151)**

Fungsi	= Untuk memindahkan metil ester, dan sisa metanol yang tidak terpisahkan dari decanter ke evaporasi 1.
Tipe	= <i>centrifugal pump</i>

Dengan cara yang sama pada perhitungan pompa yang lain, didapatkan :

### **Spesifikasi Pompa 7:**

Fungsi	= Untuk memindahkan metil ester, dan sisa metanol yang tidak terpisahkan dari decanter ke evaporasi 1.
Tipe	= <i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas pompa	= 1999,0313 kg
Rate volumetrik	= 0,13 m <sup>3</sup> /s
Ukuran pipa 2 <sup>1</sup> / <sub>2</sub> in sch 80	
Diameter Luar (OD)	= 2,875 in
Diameter Dalam (ID)	= 2,323 in

Power pompa = 0,13 Hp  
Jumlah = 1 unit

### 18. Pompa 7 (L-152)

Fungsi = Untuk memindahkan metil ester, dan sisa minyak yang tidak terpisahkan dari decanter ke evaporasi 2.

Tipe = *centrifugal pump*

Dengan cara yang sama pada perhitungan pompa yang lain, didapatkan :

#### Spesifikasi Pompa 6:

Fungsi = Untuk memindahkan glyserol, metanol, dll yang tidak terpisahkan dari decanter ke evaporasi 2..

Tipe = *Centrifugal pump*

Kapasitas pompa = 700,4925 kg

Rate volumetrik = 0,13 m<sup>3</sup>/s

Ukuran pipa 2<sup>1</sup>/<sub>2</sub> in sch 80

Diameter Luar (OD) = 2,875 in

Diameter Dalam (ID) = 2,323 in

Power pompa = 0,13 Hp

Jumlah = 1 unit

### 19. Condenser 1 (E-161)

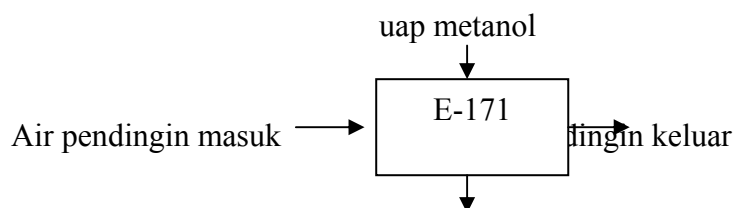
Fungsi : Mengkondensasikan uap metanol dari evaporator

Tipe : *Shell and Tube*

Dasar pemilihan : 1. Luas perpindahan panas besar

2. Mempunyai kapasitas aliran yang besar

Kondisi operasi : T = 64,7°C = 148,46°F



cairan metanol

Perhitungan :

➤ *Perhitungan Koefisien Transfer Panas*

P operasi = 1 atm

T uap masuk = 70°C; T liquid keluar = 64,7°C

Qc = 437742,8681 kJ/jam = 414898,5537 Btu/jam

T air pendingin masuk = 30°C; T air pendingin keluar = 45°C

Cp air pendingin = 4,187 kJ/kg K

Kebutuhan air pendingin :

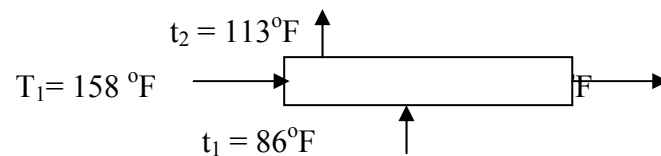
Qc – 5% Qc = Q yang diserap air pendingin

437742,8681 – (5% x 414898,5537) = m. Cp . ΔT

416897,9696 = m x 4,187

massa air pendingin = 6191,688 kg/jam = 13650,4068 lb/jam

Massa air = 90 % x 6191,688 kg = 5572,5192 kg/jam



ΔT1 = T1 – t2 = 158 °F – 113 °F = 45 °F

ΔT2 = T2 – t1 = 148,46 °F – 86 °F = 62,46 °F

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\text{Ln} \left( \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)} = 53,25 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{t_2 - t_1} = \frac{62,46 - 45}{113 - 86} = 0,6467$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,375$$

Berdasarkan harga R dan S didapatkan:  $F_T = 1$  (Kern, 1965, Fig. 19, p.829)

ΔT = ΔT<sub>LMTD</sub> x F<sub>T</sub> = 53,25 °F x 1 = 52,25 °F

$$T_c = \frac{62,46 + 45}{2} = 53,73 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{113 + 86}{2} = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial : U<sub>D</sub> = 46 btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Asumsi:  $\frac{3}{4}$  inch OD, 16 BWG, 1 inch triangular pitch,  $L = 10$  ft

$$a'' = 0,1963 \quad (\text{Kern, 1965, tabel 10, p.843})$$

$$Q = U_D \cdot A \cdot \Delta T$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{394153,626}{46 \times 53,25} = 160,9119 \text{ ft}^2$$

$$A = N_t \cdot a'' \cdot L \rightarrow 160,9119 \text{ ft}^2 = N_t \cdot 0,1963 \cdot 10$$

$$N_t = 81,9724 \text{ tubes}$$

Dari tabel 9 Kern, 1965, diperoleh untuk 2-4 heat exchanger:

$$ID_{\text{shell}} = 12 \text{ in} \quad N_t = 82 \text{ tubes}$$

$$U_D \text{ koreksi} \rightarrow A = N_t \cdot a'' \cdot L = 82 \cdot 0,1963 \cdot 10 = 160,966 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta T} = \frac{394153,626}{160,966 \times 53,25} = 45,9845 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \approx 46 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

#### Shell Side

$$B = ID/5 = 12/5 = 2,4 \text{ in}$$

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \cdot P_T}; C' = P_T - OD$$

$$= 1 - \frac{3}{4} = 0,25$$

$$= \frac{12 \times 1/4 \times 2,4}{144 \cdot 1} = 0,05 \text{ ft}^2$$

$$G_s = W/a_s$$

$$= 788,9132 / 0,05$$

$$= 15778,264 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$De = 0,061 \text{ ft (Figure 28, Kern, 1965)}$$

$$G'' = \frac{W}{L \cdot N_t^{2/3}} = \frac{788,9132}{10 \cdot 82^{2/3}}$$

$$= 4,1798 \text{ lb/jam.lin ft}$$

$$\text{Asumsi : } h_o = 100$$

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} \cdot (T_c + t_c)$$

$$= 99,5 + \frac{95}{268,67 + 95} \cdot (53,73 + 99,5)$$

#### Tube Side

$$a't = 0,302 \text{ in}$$

$$a_t = \frac{N_t \cdot a't}{144 \cdot n} = \frac{30 \cdot 0,302}{144 \cdot 4} = 0,0629$$

$$G_t = W/a_t$$

$$= 12285,3661 / 0,0629$$

$$= 195315,8359 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\text{Pada } t_c = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,682 \cdot 2,42 = 0,165 \text{ lb/ft.hr}$$

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

$$Re_t = \frac{D \cdot G_t}{\mu} = 61198,9619$$

$$\rho_{\text{air}} = 62,43 \text{ lb/ft}^3$$

$$V = \frac{G_t}{3600 \cdot \rho} \quad (\text{figure 25, Kern})$$

$$= \frac{195315,8359}{3600 \cdot 62,43} = 0,86 \text{ ft/detik} \approx 1$$

Dari figure 25, Kern, 1965, didapatkan

$$h_i = 325 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$= 139,53 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$tf = (T_c + tw)/2 = 96,39 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$kf = 0,05 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft})$$

$$sf = 0,8$$

$$\mu_f = 0,4 \text{ cp}$$

Dari figure 12.9 Kern, 1965, diperoleh :

$$h_o = 94 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \cdot ID/OD$$

$$= 325 \cdot 0,62/0,75$$

$$= 268,67 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{268,67 \times 95}{268,67 + 95} = 70,1835 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = \frac{70,1835 - 45,9845}{70,1835 \times 45,9845} = 0,0075 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

➤ *Perhitungan Pressure Drop*

Shell Side

Pada  $T_c = 53,73 \text{ } ^\circ\text{F}$

$$\mu \text{ vapor} = 0,168 \text{ lb/jam.ft}$$

$$D_e = 0,061 \text{ ft}$$

$$Res = (D_e \cdot G_s)/\mu$$

$$= \frac{0,061 \cdot (15778,264)}{0,168} = 5729,013$$

$$f = 0,0025 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \text{ (Figure 29, Kern, 1965)}$$

$$N + 1 = 12 \cdot \frac{L}{B} = 12 \cdot \frac{10}{2,4} = 50$$

$$BM = 32 \text{ g/gmol}$$

$$\rho = \frac{P \cdot BM}{Z \cdot R \cdot T} = \frac{32}{0,248 \cdot 82,06 \cdot 338}$$

$$= 4,65 \cdot 10^{-3} \text{ g/cm}^3 = 0,29 \text{ lb/ft}^3$$

$$s = 0,29/62,5 = 0,00464$$

$$D_s = 12/12 = 1 \text{ ft}$$

$$\Delta P_s = \frac{1}{2} \cdot \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s}$$

Tube Side

Untuk  $Re_t = 61198,9619$

$$f = 0,0003 \text{ (Figure 26, Kern, 1965)}$$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D \cdot s \cdot \phi_t}$$

$$= \frac{0,0003 \cdot (195315,8359^2) \cdot 10 \cdot 4}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,0517 \cdot 1 \cdot 1}$$

$$= 0,1696 \text{ psia}$$

Pada  $G_t = 195315,8359 \text{ lb/jam.ft}^2$ ,

didapat  $\frac{V^2}{2 \cdot g'} = 0,004 \text{ (Fig.27, Kern, 1965)}$

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n}{s} \cdot \frac{V^2}{2 \cdot g'} = \frac{4 \cdot 4}{1} \cdot 0,004$$

$$= 0,064 \text{ psia}$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$= 1,05 + 0,064$$

$$= 1,1171 \text{ psia} < 10 \text{ psia}$$

$$= \frac{1}{2} \cdot \frac{0,0025 \cdot (15778,264^2) \cdot 1,50}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot 0,061 \cdot 0,00464}$$

$$= 1,05 \text{ psia} < 2 \text{ psia}$$

### Spesifikasi Kondensor (E-161) :

1. Tipe : Shell and Tube
2. Dimensi Shell :
  - ID : 12 in
  - Baffle space : 2,4 in
3. Dimensi Tube :
  - ID : 0,62 in
  - OD :  $\frac{3}{4}$  in
  - Passes : 4
  - Pitch : 1 in
  - Susunan : triangular
  - Jumlah : 82
4. Panjang : 10 ft
5. Luas perpindahan panas : 160,9119 ft<sup>2</sup>
6. Bahan konstruksi : Stainless steel 18-8 tipe 304
7. Jumlah : 1 buah

### 20. Pompa 8 (L-162)

Fungsi = Untuk memindahkan recovery metanol ke tangki penampung metanol.

Tipe = *Centrifugal pump*

Dengan cara yang sama pada perhitungan pompa yang lain, didapatkan :

#### Spesifikasi Pompa 8:

Fungsi = Untuk memindahkan recovery metanol ke tangki penampung metanol.

Tipe = *centrifugal Pump*

Kapasitas pompa = 357,8431 kg

Rate volumetrik = 0,0001 m<sup>3</sup>/s

Ukuran pipa 3/8 in sch 80

Diameter Luar (OD) = 0,493 in



Diameter Dalam (ID)	= 0,675 in
Power pompa	= 0,6 Hp
Jumlah	= 1 unit

### **21. Pompa 9 (L-163)**

Fungsi	= Untuk memindahkan metil ester ke tangki penampung metil ester
Tipe	= <i>centrifugal pump</i>

Dengan cara yang sama pada perhitungan pompa yang lain, didapatkan :

#### **Spesifikasi Pompa 9 :**

Fungsi	= Untuk memindahkan metil ester ke tangki penampung metil ester.
Tipe	= <i>Centrifugal pump</i>
Kapasitas pompa	= 1545,0372 kg
Rate volumetrik	= 0,02 m <sup>3</sup> /s
Ukuran pipa 1 <sup>1</sup> / <sub>2</sub> in sch 80	
Diameter Luar (OD)	= 1,9 in
Diameter Dalam (ID)	= 1,5 in
Power pompa	= 0,1 Hp
Jumlah	= 1 unit

### **22. Tangki Penampung Metil Ester (F-170)**

Fungsi : untuk menampung metil ester yang dihasilkan.

Tipe : silinder tegak dengan tutup dish dan alas datar

#### **Spesifikasi :**

Kapasitas	= 10815,5159 kg
Diameter tangki	= 8,6959 ft
Tinggi tangki	= 8,6959 ft
Tebal shell	= 0,1626 in
Tebal tutup bawah	= 0,5673 in
Tebal tutup atas	= 0,1626 in

Jumlah = 1 buah

### 23. Evaporator II (V-180)

Tipe : Evaporator Single Efek, Short *Tube* Vertical

Fungsi : memurnikan produk samping

Dasar Pemilihan : Dapat digunakan untuk memurnikan produk samping.

Suhu steam masuk = 250 °C = 345 °F

Tekanan steam = 4,5 bar = 66,132 psia

Untuk tipe ini , koefisien heat transfer ( $U_D$ ) = 200-500 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Dipilih  $U_D$  = 450 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Batasan Short *Tube* Evaporator : ( Hugot, hal 160 )

Tinggi *tube* = 3-6 ft

Diameter *tube* > 3 in

Kecepatan uap = 0,1 ft/det

Dipilih pipa 1 in IPS ; OD 1,5 in ; sch 40 ; panjang 3 ft

Didapat  $a''$  = 0,04 ft<sup>2</sup>/det

Dipilih tinggi *tube* = 4 ft

Dari Appendix B didapat : Q steam = 725299,2696 kJ = 725299,2696 Btu

$$Uap(V_o) = 319,98 \text{ kg} = 705,438 \text{ lb}_m$$

$$A = \frac{Q}{(U_D \times \Delta T)} = \frac{725299,2696}{450 \times (298 - 158)} = 12 \text{ ft}^2$$

$$\text{Jumlah } tube = A / (a'' \times 4) = \frac{12}{0,04 \times 4} = 75$$

Diambil jumlah *tube* = 70 buah

Pada 212 °F. spesifik volume untuk steam jenuh :  $V_s = 5,042 \text{ m}^3/\text{kg} = 79,13 \text{ ft}^3/\text{lb}_m$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= V_o \times V_s \\ &= 705,438 \text{ lb}_m \times 79,13 \text{ ft}^3/\text{lb}_m \\ &= 55821,3053 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Luas penampang evaporator} = \frac{\text{rate.volumetrik}}{\text{kec.uap}} = \frac{55821,3053}{370 \times 24} = 4 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas penampang evaporator (D)} = \sqrt{\frac{Ax^4}{3,14}} = \sqrt{\frac{4x^4}{3,14}} = 2,99 \text{ ft} \approx 16,87 \text{ in}$$

### Penentuan tinggi evaporator

Tinggi cairan diatas *tube* ditetapkan = 1 ft

Tinggi cairan dalam silinder (t1 liq)= tinggi *tube* + tinggi cairan

$$t1 \text{ liq} = (4 + 1) \text{ ft} = 5 \text{ ft}$$

$$t1 \text{ liq} = 100/80 \times \text{tinggi evaporator} = 100/80 \times 5 \text{ ft} = 6,25 \text{ ft}$$

Diambil tinggi evaporator = 7 ft

### Perhitungan tebal shell

$$P_{\text{design}} = 1,5 P_{\text{operasi}} = 1,5 \times 14,696 = 22,044 \text{ psia}$$

Dari Brownell App D didapat :

Bahan *carbon steel* , SA-283, grade C

Digunakan welded butt joint :  $e = 0,8$

$$C = 0,125$$

$$f = 12650$$

$$P = P_{\text{steam}} - P_{\text{design}} = 66,132 \text{ psia} - 22,044 \text{ psia} = 44,088 \text{ psia}$$

$$t_s = \frac{P \times D}{2((S \times E) - (0,6 \times P))} + c = \frac{44,088 \times 35,88}{2((12650 \times 0,8) - (0,6 \times 44,088))} + 0,125$$

$$= 0,203 \text{ in} \approx 0,21 \text{ in}$$

### Perhitungan tebal konis

$$t_{\text{konis}} = \frac{P \cdot D}{2 \cdot \cos \alpha (S \cdot E - 0,6 P)} + c \quad [14] \text{ hal 118}$$

$$t_{\text{konis}} = \frac{44,088 \cdot 35,88}{2 \cdot \cos 45 (12650 \cdot 0,8 - 0,6 \cdot 44,088)} + 0,125$$

$$= 0,236 \text{ in} = 0,24 \text{ in}$$

### ***Perhitungan Standart Dished Head***

$$\text{Tebal tutup atas} = \frac{P \times D}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + c$$

$$= \frac{44,088 \times 35,88}{2 \cdot ((12650 \times 0,8) - (0,2 \times 44,088))} + 0,125$$

$$= 0,203 \text{ in} \approx 0,21 \text{ in}$$

### **Spesifikasi Evaporator II:**

Nama	= Evaporator II
Fungsi	= memurnikan produk samping
Tipe	= Evaporator Single Efek, Short <i>Tube</i> Vertical
Bahan konstruksi	= <i>carbon steel</i> SA-283 grade C
Kapasitas	= 700,4925 kg/ <i>batch</i>
Tinggi evaporator	= 4 ft
Jumlah <i>tube</i>	= 70 buah
Penampang	= 16,87 in
Tebal <i>shell</i>	= 0,36 in
Tebal konis	= 0,4 in
Tebal tutup atas	= 0,36 in
Jumlah	= 1 unit

### **24. Condenser 2 (E-181)**

Fungsi : Mengkondensasikan uap hasil evaporator 2

Tipe : *shell and tube heat exchanger*

Dasar pemilihan : 1. Luas perpindahan panas besar  
2. Mempunyai kapasitas aliran yang besar

Dengan cara yang sama pada perhitungan *Condenser 1*, didapatkan :

### **Spesifikasi Kondensor (E-171) :**

8. Tipe : Shell and Tube

9. Dimensi Shell :

ID : 10 in

Baffle space : 2,4 in

10. Dimensi Tube :

ID : 0,62 in

OD :  $\frac{3}{4}$  in

Passes : 4

Pitch : 1 in

Susunan : triangular

Jumlah : 52

11. Panjang : 10 ft

12. Luas perpindahan panas : 104,5989 ft<sup>2</sup>  
13. Bahan konstruksi : Stainless steel 18-8 tipe 304  
14. Jumlah : 1 buah

#### **24. Pompa 10 (L-182)**

Fungsi = Untuk memindahkan minyak kelapa ke tangki penampung minyak

Tipe = *centrifugal pump*

Dengan cara yang sama pada perhitungan pompa yang lain, didapatkan :

##### **Spesifikasi Pompa 10 :**

**Fungsi** = **Untuk memindahkan minyak kelapa ke tangki penampung minyak**

**Tipe** = ***Centrifugal pump***

Kapasitas pompa = 476,8297 kg

Rate volumetrik = 0,02 m<sup>3</sup>/s

Ukuran pipa 1<sup>1</sup>/<sub>2</sub> in sch 80

Diameter Luar (OD) = 1,9 in

Diameter Dalam (ID) = 1,5 in

Power pompa = 0,1 Hp

Jumlah = 1 unit

#### **25. Pompa 11 (L-183)**

Fungsi = Untuk memindahkan glyserol ketangki penampung glyserol.

Tipe = *centrifugal pump*

Dengan cara yang sama pada perhitungan pompa yang lain, didapatkan :

##### **Spesifikasi Pompa 11:**

Fungsi = Untuk memindahkan glyserol ke tangki penampung glyserol.

Tipe = *Centrifugal pump*

Kapasitas pompa = 223,6628 kg

Rate volumetrik = 0,01 m<sup>3</sup>/s

Ukuran pipa 2 in sch 80

Diameter Luar (OD)	= 2,375 in
Diameter Dalam (ID)	= 1,939 in
Power pompa	= 0,1 Hp
Jumlah	= 1 unit

## **26. Tangki Penampung Glyserol (F-190)**

Fungsi : untuk menampung glyserol yang dihasilkan.

Tipe : silinder tegak dengan tutup dish dan alas datar

### **Spesifikasi :**

Kapasitas	= 4877,89 kg
Diameter tangki	= 6,5675 ft
Tinggi tangki	= 6,5675 ft
Tebal shell	= 0,1365 in
Tebal tutup bawah	= 0,2228 in
Tebal tutup atas	= 0,1365 in
Jumlah	= 1 buah

## **APPENDIX D**

### **PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI**

#### **D.1. Perhitungan Harga Peralatan**

##### **D.1.1. Metode Perkiraan Harga**

Harga peralatan dari tahun ke tahun selalu berubah mengikuti kondisi ekonomi. Oleh karena itu untuk mengetahui harga alat untuk tahun yang akan datang diperlukan suatu indeks yang dapat mengkonversikan harga peralatan sekarang ke harga peralatan tahun yang akan datang.

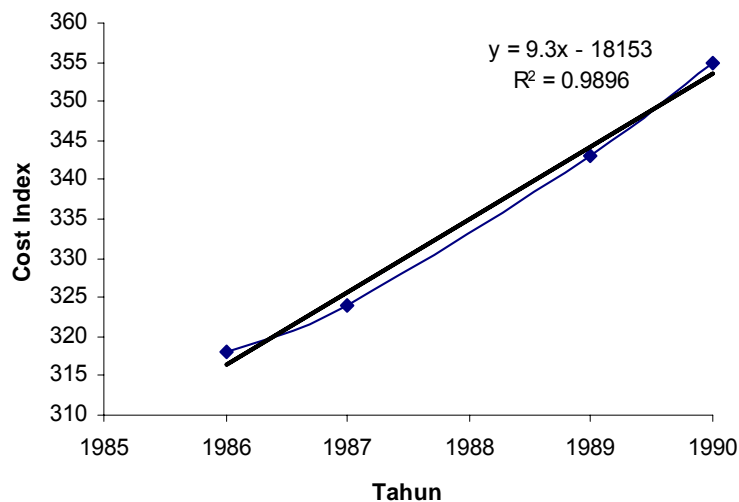
Untuk menghitung harga tahun yang akan datang digunakan rumus:

$$\text{Harga alat tahun yang akan datang} = \frac{\text{Cost index tahun yg akan datang}}{\text{Cost index pd tahun ini}} \times \text{harga alat pd tahun ini}$$

Pada perencanaan pabrik biodiesel, harga alat diperoleh dari pustaka Peters & Timmerhauss, Ulrich, beberapa *supplier* di Indonesia dan luar negeri. *Cost index* yang digunakan adalah *Chemical Engineering Plant Cost Index*. Diperkirakan pabrik biodiesel akan didirikan pada tahun 2011. Data *cost index* untuk menentukan nilai *cost index* tahun 2011 diambil dari pustaka Peters & Timmerhauss.

**Tabel. D.1. Chemical Engineering Plant Cost Index Tahun 1986-1990**

Tahun	Cost Index
1986	318
1987	324
1989	343
1990	355



Gambar D.1 Grafik Hubungan *Cost Index* vs Tahun

Dengan menggunakan regresi linear didapat persamaan  $y = 9,3x - 18153$  ( $y = \text{cost index}$ ,  $x = \text{tahun}$ ), kemudian diperoleh:

- *Cost index* pada tahun 2009 = 530,7
- *Cost index* pada tahun 2011 = 549,3

**Contoh perhitungan :**

Nama alat : *screw press* (C-110)

Kapasitas : 21 ton/jam

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-7*

Harga tahun 2009 : Rp 15.000.000

Harga tahun 2011 :  $\frac{549,3}{530,7} \times \text{Rp } 15.000.000 = \text{Rp } 15.525.720,25$

Dengan cara yang sama, harga peralatan alat proses dan utilitas di sajikan pada Tabel D.2 dan Tabel D.3.

**Tabel D.2. Harga Alat Proses**

No.	Nama Alat	Kode	Harga satuan thn 2009 (Rp)	Harga satuan thn 2011 (Rp)	Jumlah	Harga Total tahun 2011 (Rp.)
1	Tangki Penampung Metanol	F-130	10.000.000,00	10.350.480,50	1	10.350.480,50
2	Bak Penampung H-Zeolite	F-120	5.000.000,00	5.175.240,25	1	5.175.240,25
3	Bak Penampung Kopra	F-110	7.000.000,00	7.245.336,35	1	7.245.336,35
4	Screw Press	C-111	15.000.000,00	15.525.720,75	1	15.525.720,75
5	Tangki Penampung Minyak	F-113	12.500.000,00	12.938.100,62	1	12.938.100,62
6	Pompa Centrifugal	L-112	1.000.000,00	1.035.048,05	11	11.385.528,55
7	Reaktor Transesterifikasi	R-140	15.000.000,00	15.525.720,75	1	15.525.720,75
8	Screening	S-141	5.000.000,00	5.175.240,25	1	5.175.240,25
9	Tangki Penampung Screening	F-144	13.000.000,00	13.455.624,65	1	13.455.624,65



10	Decanter	H-150	15.000.000,00	15.525.720,75	1	15.525.720,75
11	Evaporator 1	V-160	25.000.000,00	25.876.201,24	1	25.876.201,24
12	Evaporator 2	V-180	20.000.000,00	20.700.960,99	1	20.700.960,99
13	Condenser 1	E-161	19.000.000,00	19.665.912,95	1	19.665.912,95
14	Condenser 2	E-182	16.000.000,00	16.560.768,80	1	16.560.768,80
15	Tangki Penyimpanan Metil ester	F-170	13.000.000,00	13.455.624,65	1	13.455.624,65
16	Tangki Penyimpanan glyserol	F-190	14.000.000,00	14.490.672,70	1	14.490.672,70
<b>TOTAL</b>						<b>223.052.854,72</b>

**Tabel D.3. Harga Alat Utilitas**

No.	Nama Alat	Kode	Harga Satuan tahun 2009 (Rp)	Harga satuan tahun 2011 (Rp)	Jumlah	Harga Total tahun 2011 (Rp.)
1	Bak penampung air PDAM	F-410	9.000.000,00	9.630.864,90	1	9.630.864,90
2	Pompa air ke tangki demineralisasi	L-411	500.000,00	535.048,05	1	535.048,05
3	Tangki demineralisasi	H-420	7.000.000,00	7.490.672,70	1	7.490.672,70
4	Pompa air ke tangki penampung demineralisasi	L-421	500.000,00	535.048,05	1	535.048,05
5	Tangki penampung demineralisasi	F-430	7.000.000,00	7.490.672,70	1	7.490.672,70
6	Tangki Penampung air boiler	F-440	7.000.000,00	7.490.672,70	1	7.490.672,70
7	Pompa air ke tangki penampung air boiler	L-431	500.000,00	535.048,05	1	535.048,05
8	Pompa air untuk boiler	L-441	500.000,00	535.048,05	1	535.048,05
9	Boiler	E-440	20.000.000,00	21.401.921,99	1	21.401.921,99
10	Tangki penampung air pendingin	F-450	5.500.000,00	5.885.528,55	1	5.885.528,55
11	Pompa air ke kondenser dan area proses untuk pencucian serta pompa air sanitasi	L-611 L-511 L-412	500.000,00	535.048,05	3	1.605.144,15
<b>TOTAL</b>						<b>63.135.669,87</b>

Total harga alat = Rp 223.052.854,72 + Rp 63.135.669,87

= Rp 286.188.524,60 + harga komputer + harga mesin foto copy

Harga 15 buah komputer = 15 x Rp. 2.500.000 = Rp 37.500.000

Harga 1 buah mesin foto copy = Rp 2.000.000

Harga alat seluruhnya = Rp 325.688.524,59

## D.2. Perhitungan Harga Bahan Baku

Harga bahan baku dapat dilihat pada Tabel D.4.

**Tabel D.4. Harga Bahan Baku**

Bahan	Harga per kg (Rp)	Kebutuhan per hari (kg)	Kebutuhan per tahun (kg)	Harga per tahun (Rp)
Kopra	2.000	7000	2310000	4.620.000.000
Metanol	7000	1199,339	198490,6045	1.389.434.231,50
H-Zeolite	10.000	121,8	40194	401.940.000,00
Total				6.411.374.231,50

## D.3. Perhitungan Harga Utilitas

### LISTRIK

Perhitungan harga utilitas meliputi harga listrik, harga air, harga bahan bakar, dan harga pemurnian air. Berdasarkan keputusan Presiden Republik Indonesia nomor 76 tahun 2003, biaya listrik luar beban puncak (LWBP) untuk industri adalah Rp 439/kWh. Sedangkan, biaya listrik beban puncak (WBP) pada Pk. 17.00-22.00 adalah  $1,4 \times$  LWBP. Contoh perhitungan biaya listrik :

Lampu di area parkir menyala selama 12 jam/hari, Maka biaya listrik dihitung sebagai berikut :

$$\text{Power} = \frac{10763,649 \text{ lumen}}{85 \text{ lumen/watt}} = 0,1266 \text{ kW}$$

$$\text{WBP} = 5 \text{ jam} \times 0,1266 \text{ kW} = 0,633 \text{ kWh}$$

$$\text{Harga listrik WBP} = 1,4 \times \text{Rp } 439/\text{kWh} \times 0,633 \text{ kWh} = \text{Rp. } 389,0418 \text{ /hari}$$

$$\text{LWBP} = 7 \text{ jam} \times 0,1266 \text{ kW} = 0,8862 \text{ kWh}$$

$$\text{Harga listrik LWBP} = \text{Rp } 439/\text{kWh} \times 0,8862 \text{ kWh} = \text{Rp } 389,0418 \text{ /hari}$$

Dengan cara yang sama, biaya listrik dihitung sebagai berikut :

Tabel D.5. Biaya Listrik dari Lampu

No	Ruangan	Lumen Output	Efficacy (lumen/watt)	Waktu (jam)	kW	kWh (WBP)	kWh (LWBP)	WBP (Rp.)	LWBP (Rp.)
<b>Lampu Merkuri</b>									
1	Area parkir	10763,649	85	12	0,1266	0,633	0,886	389,14	389,138
2	Labotarium	807,273	85	8	1,6620		31,579		13863,025
3	Area Proses	141272,888	85	8	0,0095		0,180		79,217
4	Area Utilitas	100909,206	85	8	1,1872		22,556		9902,161
<b>Lampu Fluorescent</b>									
5	Pos Satpam	2583,276	40	12	0,065	0,323	0,452	198,46	198,460
6	Kantor	22603,662	40	8	0,090		4,521		1984,602
7	Musholla	3229,095	40	8	0,013		0,646		283,515
8	Kantin	3013,822	40	8	0,012		0,603		264,614
9	Toilet	3229,095	40	8	0,013		0,646		283,515
11	Generator	1937,457	40	8	0,048	0,242	0,920		404,008
<b>TOTAL</b>								587,60	27652,25

Tabel D.6. Biaya Listrik Dari Alat Proses dan Utilitas

Ruang	hp	kW	kWh (WBP)	kWh (LWBP)	LWBP (Rp)
Proses, kantor, dan utilitas	305,46	227,782	1138,908	4327,849	2.133.629,517

Total biaya listrik lampu dan alat :

$$= ((Rp\ 587,60 + Rp\ 27.652,25) * 360) + (Rp\ 2.133.629,52 * 330)$$

$$= Rp\ 714.264.087,60\ \text{per tahun}$$

$$\text{Biaya beban listrik} = Rp\ 29.500/kW\ \text{bulan}$$

$$\text{Kebutuhan listrik total} = 330\ \text{kW}$$

Total biaya beban dalam setahun :

$$= 330\ \text{kW} \times 29.500/kW\ \text{bulan} \times 12\ \text{bulan/tahun}$$

$$= Rp.\ 116.820.000\ \text{per tahun}$$

$$\text{Total biaya listrik} = \text{Total biaya beban} + \text{biaya listrik lampu dan alat}$$

$$\begin{aligned}\text{Total biaya listrik} &= \text{Rp } 116.820.000 + \text{Rp } 713.416.989,5 \\ &= \text{Rp } 830.236.989,5 \text{ per tahun}\end{aligned}$$

### **AIR**

Biaya kebutuhan air dihitung dengan rumus

$$\begin{aligned}\text{Biaya kebutuhan air} &= \text{Biaya pemakaian} + \text{biaya administrasi} + \text{biaya pemeliharaan} \\ &+ \text{biaya pelayanan air kotor}\end{aligned}$$

$$\text{Kebutuhan air total} = 16,9896 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Berdasarkan keterangan dari PDAM kota Melongguane, diperoleh harga untuk pemakaian air untuk industri Rp.1000 per m<sup>3</sup>

$$\begin{aligned}\text{Total biaya pemakaian} &= 16,9896 \text{ m}^3/\text{hari} \times \text{Rp } 1.000 /\text{m}^3 \\ &= \text{Rp } 16.989,6 \text{ per hari} \\ &= \text{Rp } 5.606.568 \text{ per tahun}\end{aligned}$$

Biaya administrasi (biaya cetak rekening )= Rp. 7.500 per bulan

Biaya pelayanan air kotor = Rp 120.000 per bulan

Biaya pemeliharaan = Rp 150.000 per bulan

$$\begin{aligned}\text{Biaya kebutuhan air} &= \text{Rp } 5.606.568 + (\text{Rp } 7500 + \text{Rp } 120.000 + \text{Rp } 150.000) \times 12 \\ &= \text{Rp } 8.936.568 \text{ per tahun}\end{aligned}$$

### **BAHAN BAKAR**

Dari perhitungan boiler dan Generator pada BAB VI didapatkan data :

#### **Solar**

Kebutuhan solar untuk Generator = 17 L per hari = 5610 L per tahun

Harga 1 liter solar = Rp. 5.000

Biaya solar per tahun = 5610 L x Rp. 5.000 = Rp 28.050.000

### **Batu Bara**

Kebutuhan batu bara untuk boiler = 556,23 kg per hari = 183555,9 kg per tahun

Harga 1 kg batu bara = Rp. 2.000

Biaya batu bara per tahun = 183555,9 x Rp. 2.000 = Rp. 367.111.800

Biaya bahan bakar per tahun = 28.050.000 + 367.111.800 = Rp 395.161.800

### **PEMURNIAN AIR**

Biaya pemurnian air meliputi biaya zeolit dan NaCl. Dari perhitungan pada BAB VI didapatkan data :

#### 1. Zeolit

Kebutuhan = 42,378 kg per bulan = 508,537 kg per tahun

Harga beli pertahun = Rp. 25.000,-/kg x 508,537 kg = Rp 12.713.400

#### 2. NaCl

Kebutuhan = 2,163 kg per minggu = 103,776 kg per tahun

Harga beli pertahun = Rp. 5.000,-/kg x 103,776 kg = Rp 518.880

Total biaya pemurnian air per tahun = Rp 12.713.400 + Rp 518.880

= Rp 13.232.280

Harga total utilitas per tahun dapat dilihat pada Tabel D.7.

***Tabel D.7. Biaya Utilitas per Tahun***

<b>No.</b>	<b>Jenis</b>	<b>Harga (Rp.)</b>
1	Biaya Listrik	714.264.087,60
2	Biaya Air	8.936.568
3	Biaya Bahan Bakar	395.161.800
4	Biaya Pemurnian Air	13.232.280
<b>TOTAL</b>		<b>1.131.594.736</b>

#### D.4. Perhitungan Harga Tanah dan Bangunan

Harga Tanah dan bangunan di Kota Melongguane dapat dilihat pada Tabel D.8.

**Tabel D.8. Harga Tanah dan Bangunan Kota Melongguane**

<b>Jenis</b>	<b>Harga per m<sup>2</sup> (Rp.)</b>	<b>Luas (m<sup>2</sup>)</b>	<b>Harga Total (Rp.)</b>
Tanah	50.000	1700	85.000.000
Bangunan	700.000	1500	1.050.000.000
<b>TOTAL</b>			<b>1.135.000.000</b>

#### D.5. Perhitungan Gaji Pegawai

Pabrik biodiesel ini mempekerjakan pegawai sebanyak 100 orang dengan gaji pegawai ditetapkan selama 12 bulan dengan 1 bulan tunjangan.

Perhitungan gaji pegawai dapat dilihat pada Tabel D.9.

**Tabel D.9. Perincian Gaji Karyawan Tiap Bulan**

<b>No.</b>	<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>	<b>Gaji (Rp.)</b>	<b>Total (Rp.)</b>
1	Direktur Utama	1	6.000.000	6.000.000
2	General Manager	1	4.000.000	4.000.000
3	Manager Produksi	1	2.500.000	2.500.000
4	Manager Keuangan	1	2.500.000	2.500.000

5	Manager Pemasaran	1	2.500.000	2.500.000
6	Manager HRD & RD	1	2.500.000	2.500.000
7	Kepala Bagian Personalia dan Umum	1	2.000.000	2.000.000
8	Kepala Bagian Akuntan	1	2.000.000	2.000.000
9	Kepala Bagian Promosi dan Marketing	1	2.000.000	2.000.000
10	Kepala Bagian Proses dan Utilitas	1	2.000.000	2.000.000
11	Kepala Bagian Maintenance	1	2.000.000	2.000.000
12	Kepala Laboratorium dan QC	1	2.000.000	2.000.000
13	Kepala Bagian Pembelian dan Penjualan	1	2.000.000	2.000.000
14	Sekretaris	2	1.500.000	3.000.000
15	Supervisor Proses	3	1.500.000	4.500.000
16	Pekerja Proses	16	900.000	14.400.000
17	Pekerja Maintenance	3	900.000	2.700.000
18	Pekerja Utilitas	7	900.000	6.300.000
19	Pekerja Laboratorium dan QC	3	900.000	2.700.000
20	Pekerja Akutansi dan Keuangan	3	900.000	2.700.000
21	Pekerja Personalia dan Umum	3	900.000	2.700.000
22	Pekerja Pembelian dan Penjualan	3	900.000	2.700.000
23	Pekerja Pemasaran dan Marketing	4	900.000	3.600.000
24	Pekerja HRD dan RD	4	900.000	3.600.000
25	Pekerja Kebersihan	10	800.000	8.000.000
26	Keamanan	10	800.000	8.000.000
27	Sopir	10	800.000	8.000.000
28	Koperasi dan Kantin	4	700.000	2.800.000
29	Poliklinik	2	700.000	1.400.000
	<b>TOTAL</b>	<b>100</b>		<b>111.100.000</b>

Total gaji pegawai = Rp 111.100.000 /bulan x 13 bulan/tahun

= Rp 1.444.300.000/tahun

#### D.6. Perhitungan Harga Jual Produk

Harga jual biodiesel dihitung dengan menggunakan acuan dari literatur [Mahasiswa]. Setiap hari dihasilkan biodiesel sebanyak 3090,07 L

No.	Produk	Produk per hari	Harga per satuan (Rp)	Harga per hari (Rp)
1.	Biodiesel	3090,07 L	12.000,00	37.080.892,80
2.	Glyserol	447,33 kg	5.000,00	2.236.628,00
3.	Ampas Kopra	5000,00 kg	1.000,00	5.000.000,00
<b>TOTAL</b>				<b>44.317.520,80</b>

Harga jual produk per tahun = Rp 44.317.520,80 x 330

= Rp 14.624.781.864



