LAMPIRAN A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Basis : 1 hari

Waktu operasi = 330 hari/tahun

= 24 jam/hari

1 hari = 3 batch

1 batch = 8 jam

Kapasitas margarin = 20 ton/hari

$$= \frac{20 ton}{hari} \times \frac{1\ hari}{3\ batch} \times \frac{1 batch}{8\ jam} \times \frac{1000\ kg}{ton}$$

= 833,3333 kg/jam

Jadi kapasitas margarine/batch = 833,3333 kg/jam × 8 jam = 6666,6667 kg/batch

Komposisi minyak kedelai:

1 Trigliserida = 99,605 % [7, vol 2, p 499]

- Palmitat = 11 %
- Stearat = 4 %
- Oleat = 24 %
- Linoleat = 54 %
- Linolenat = 7 %

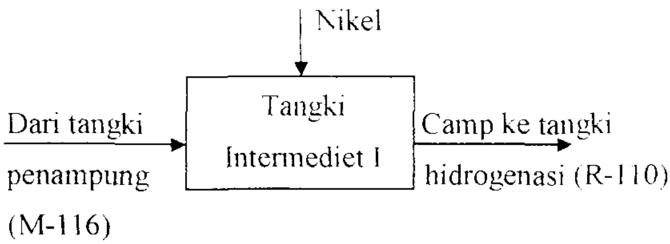
2 Phosphat = 0,045 %

3 Unsaponifiable = 0,3 %

4 FFA = 0,05 %

Bahan baku minyak kedelai = 5493,1487 kg/batch

1. Tangki intermediet I (M-114)



- **Bahan masuk:**

a) Dari tangki penampung (F-116)

Minyak kedelai masuk = 5493,1487 kg/batch

Trigliserida = 0,99605 x 5493,1487 = 5471,4508 kg/batch

Palmitat = 0,11 x 5471,4508 = 601,8596 kg/batch

Stearat = 0,04 x 5471,4508 = 218,8580 kg/batch

Oleat = 0,24 x 5471,4508 = 1313,1482 kg/batch

Linoleat = 0,54 x 5471,4508 = 2954,5834 kg/batch

Linolenat = 0,07 x 5471,4508 = 383,0016 kg/batch

Phosphat = 0,045 x 5493,1487 = 2,4719 kg/batch

Unsapon = 0,3 x 5493,1487 = 16,4794 kg/batch

FFA = 0,05 x 5493,1487 = 2,7466 kg/batch

Total = 5493,1487 kg/batch

b) Tangki Nikel (F-119)

Kebutuhan nikel = 0.01% dari berat lemak takjenuh

$$= \frac{0.01}{100} \times (1313,1482 + 2954,5834 + 383,0016)$$

= 0,4651 kg/batch

Total bahan masuk = (5493,1487 + 0,4651) = 5493,6138 kg/batch

- **Bahan keluar:**

Trigliserida

Palmitat = 601,8596 kg/batch

Stearat = 218,8580 kg/batch

Oleat = 1313,1482 kg/batch

Linoleat = 2954,5834 kg/batch

Linolenat = 383,0016 kg/batch

Phosphat = 2,4719 kg/batch

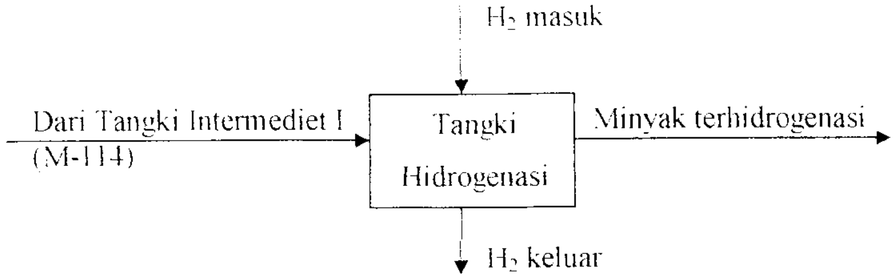
Unsaponifiable = 16,4794 kg/batch

FFA = 2,7466 kg/batch

Nikel = 0,4651 kg/batch

Total = 5493,6138 kg/batch

2. Tangki Hidrogenasi (R-110)



- **Bahan masuk**

a) Dari tangki intermediet I (M-114)

Trigliserida

Palmitat = 601,8596 kg/batch

Stearat = 218,8580 kg/batch

Oleat = 1313,1482 kg/batch

Linoleat = 2954,5834 kg/batch

Linolenat = 383,0016 kg/batch

Phosphat = 2,4719 kg/batch

Unsaponifiable = 16,4794 kg/batch

FFA = 2,7466 kg/batch

Nikel = 0,4651 kg/batch

Total = 5493,6138 kg/batch

b) Kebutuhan H_2 masuk :

Excess 20%

Kebutuhan H_2:

Trioleat = 1,2 x 4,4493 = 5,3392 kmol/batch x 2.0159 kg/kmol

= 10,7635 kg/batch

Trilinoleat = 1,2 x 20,1609 = 24,1931 kmol/batch x 2.0159 kg/kmol

= 48,7719 kg/batch

Trilinolenat = 1,2 x 3,9471 = 4,7365 kmol/batch x 2.0159 kg/mol

= 9,5486 kg/batch

Total = 69,0839 kg/batch

Total bahan masuk = (5493,6138 + 69,0839) = 5562,6978 kg/batch

Reaksi dianggap 100 % (reaksi berjalan sempurna)

Dalam soybean oil trigliserida terdiri atas palmitat, stearat,oleat, linoleat dan linolenat. Palmitat dan stearat adalah lemak padat dimana penyusunya adalah minyak jenuh yang tidak perlu dihidrogenasi sedangkan oleat, linoleat dan linolenat adalah lemak cair, dimana penyusunnya adalah minyak tak jenuh yang mempunyai ikatan rangkap. Dianggap oleat, linoleat dan linolenat mempunyai alkil yang sama yaitu asam oleat, asam linoleat dan asam linolenat.

$$\text{Oleat} = \frac{1313{,}1482\ \frac{kg}{batch}}{885{,}4\ \frac{kg}{kgmol}} = 1{,}4831\ \frac{kgmol}{batch}$$

$$\text{Linoleat} = \frac{2954{,}5834\ \frac{kg}{batch}}{879.3\ \frac{kg}{kgmol}} = 3{,}3602\ \frac{kgmol}{batch}$$

$$\text{Linolenat} = \frac{383{,}0016\ \frac{kg}{batch}}{873{,}3\ \frac{kg}{kgmol}} = 0{,}4386\ \frac{kgmol}{batch}$$

Reaksi hidrogenasi yang terjadi:

1 Reaksi hidrogenasi Oleat

$$(C_{17}H_{33}COO)_3\,C_3H_5 + 3\,H_2 \rightarrow (C_{17}H_{35}COO)_3\,C_3H_5$$

mula-mula:	1,4831	5,3392	-
Bereaksi:	1,4831	4,4493	1,4831
Sisa:	0	0,8899	1,4831

2 Reaksi hidrogenasi linoleat

$$(C_{17}H_{31}COO)_3\,C_3H_5 + 6\,H_2 \rightarrow (C_{17}H_{35}COO)_3\,C_3H_5$$

mula-mula:	3,3602	24,1931	-
Bereaksi:	3,3602	20,1609	3,3602
Sisa:	0	4,0322	3,3602

3 Reaksi hidrogenasi linolenat

$$(C_{17}H_{29}COO)_3\ C_3H_5 + 9\ H_2 \rightarrow (C_{17}H_{35}COO)_3\ C_3H_5$$

	$(C_{17}H_{29}COO)_3\ C_3H_5$	H_2	$(C_{17}H_{35}COO)_3\ C_3H_5$
mula-mula:	0,4386	0,5921	-
Bereaksi:	0,4386	0,4934	0,4386
Sisa:	0	0,7894	0,4386

- **Bahan keluar**

a) Minyak terhidrogenasi

Hydrogenated oil $(C_{17}H_{35}COO)_3\ C_3H_5$ = 1,4831 kgmol/batch x 891.51 kg/kgmol
= 1322,2080 kg/batch

Hydrogenated oil $(C_{17}H_{35}COO)_3\ C_3H_5$ = 3,3602 kgmol/batch x 891.51 kg/kgmol
= 2995,6064 kg/batch

Hydrogenated oil $(C_{17}H_{35}COO)_3\ C_3H_5$ = 0,4386 kgmol/batch x 891.51 kg/kgmol
= 390,48888 kg/batch

Palmitat = 601,8596 kg/batch

Stearat = 218,8580 kg/batch

Phosphat = 2,4719 kg/batch

Unsaponifiable = 16,4794 kg/batch

FFA = 2,7466 kg/batch

Nikel = 0,4651 kg/batch

Total = 5551,1838 kg/batch

b) H_2 sisa

Reaksi 1 = 0,8899 kmol/batch x 2.0159 kg/kmol = 1,7939 kg/batch

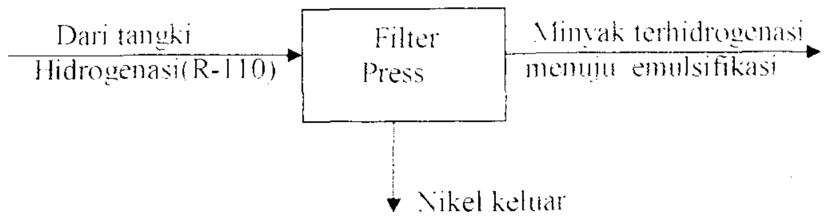
Reaksi 2 = 4,0322 kmol/batch x 2.0159 kg/kmol = 8,1286 kg/batch

Reaksi 3 = 0,7894 kmol/batch x 2.0159 kg/kmol = 1,5914 kg/batch

Total H_2 sisa = 11,5140 kg/batch

Total bahan keluar = (5551,1838 + 11,5140) = 5562,6978 kg/batch

3. Tangki Filter Press (H-119)



- Bahan masuk

Dari tangki hidrogenasi (R-110)

Hydrogenated oil	= 1322,2080 kg/batch
Hydrogenated oil	= 2995,6064 kg/batch
Hydrogenated oil	= 390,9873 kg/batch
Palmitat	= 601,8596 kg/batch
Stearat	= 218,8580 kg/batch
Phosphat	= 2,4719 kg/batch
Unsaponifiable	= 16,4794 kg/batch
FFA	= 2,7466 kg/batch
Nikel	= 0,4651 kg/batch
Total	= 5551,6823 kg/batch

- **Bahan keluar**

a) Minyak yang meninggalkan filter press

Filter oil = 601,8596 + 218,8580 + 1322,2080 + 2995,6064 + 390,9873
= 5529,4676 kg/batch

Hydrogenated oil	= 0,240 x 5529,4676 = 1327,0722 kg/batch
Hydrogenated oil	= 0,54 x 5529,4676 = 2985,9125 kg/batch
Hydrogenated oil	= 0,07 x 5529,4676 = 387,0627 kg/batch
Palmitin	= 0,11 x 5529,4676 = 608,2414 kg/batch
Stearat	= 0,04 x 5529,4676 = 221,1787 kg/batch
Phosphat	= 2,4719 kg/batch
Unsaponifiable	= 16,4794 kg/batch
FFA	= 2,7466 kg/batch
Total	= 5551,1656 kg/batch

b) Katalis Ni sebagai waste

Oil retention adalah 10 % dari cake yang di hasilkan

Cake yang di hasilkan adalah = Ni dan minyak terikut

$$\frac{\text{Minyak terikut}}{\text{Minyak terikut} + \text{Ni}} = 10\ \%$$

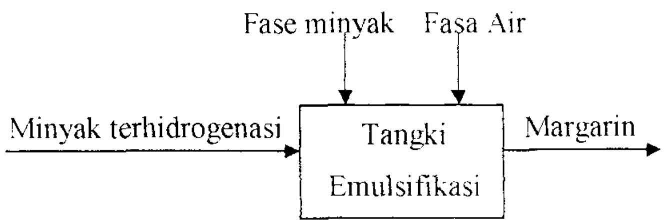
$$\frac{\text{Minyak terikut}}{\text{Minyak terikut} + 0.0850} = 0.1$$

Minyak terikut = 0,5167 kg/batch

Cake = 0,4650 + 0,0517 = 0,5167 kg/batch

Total bahan keluar = (5551,1656 −0,5167) = 5551,6823 kg/batch

4. Tangki Emulsifikasi(M-120)



- **Bahan masuk**

a) Minyak terhidrogenasi

Hydrogenated oil	=	1327,0722 kg/batch
Hydrogenated oil	=	2985,9125 kg/batch
Hydrogenated oil	=	387,0627 kg/batch
Palmitin	=	608,2414 kg/batch
Stearat	=	221,1787 kg/batch
Phosphat	=	2,4719 kg/batch
Unsaponifiable	=	16,4794 kg/batch
FFA	=	2,7466 kg/batch
Total	=	5551,1656 kg/batch

b) Tangki bumbu fasa minyak (F-124)

Terdiri dari: Lechitine	= 0,5 %	[5, A.23, hal 733]
Warna (b-karoten)	= 0,59 %	[9]
Vitamin A	= 0,05 %	[9]
Vitamin D	= 0,05 %	[9]

Bumbu fase minyak yang ditambahkan pada masing-masing komponen merupakan % terhadap berat margarin.

Massa margarin = 6666,6667 kg/jam

Lechitine = 0,5 % x 6666,6667 = 33,3333 kg/batch

Warna (b-karoten) = 0,59 % x 6666,6667 = 39,3333 kg/batch

Vitamin A = 0,05 % x 6666,6667 = 3,3333 kg/batch

Vitamin D = 0,05 % x 6666,6667 = 3,3333 kg/batch

Total fase minyak = 79,3333 kg/batch

c) Tangki bumbu fasa air(F-123)

Terdiri dari:	Garam	= 2.0 %	[10]
	Skim milk	= 1,49 %	[11]
	Air	= 12 %	[1, hal 342]
	Na Benzoat	= 0,1 %	[10]

Bumbu fase air yang ditambahkan pada masing-masing komponen merupakan % terhadap berat margarin

Berat margarin = 6666,6667 kg/jam

Garam = 2,0 % x 6666,6667 = 133,3333 kg/batch

Skim milk = 1,45 % x 6666,6667 = 96,6667 kg/batch

Air = 12 % x 6666,6667 = 800,00 kg/batch

Na Benzoat = 0,1 % x 6666,6667 = 6,6667 kg/batch

Total fase air = 1036,6667 kg/batch

Total bahan masuk = bahan masuk + bumbu fase minyak + bumbu fase air

= 5551,1656 + 79,3333 + 1036,6667

= 6667,1656 kg/batch

- **Bahan keluar**

d) Minyak keluar dari tangki emulsifikasi

Hydrogenated oil = 1327,0722 kg/batch

Hydrogenated oil = 2985,9125 kg/batch

Hydrogenated oil = 387,0627 kg/batch

Palmitin = 608,2414 kg/batch

Stearat = 221,1787 kg/batch

Phosphat = 2,4719 kg/batch

Unsaponifiable	=	16,4794 kg/batch
FFA	=	2,7466 kg/batch
Lechitine	=	33,3333 kg/batch
Beta karoten	=	39,3333 kg/batch
Vitamin A	=	3,3333 kg/batch
Vitamin D	=	3,3333 kg/batch
Garam	=	133,3333 kg/batch
Skim milk	=	96,6667 kg/batch
Air	=	6,6667 kg/batch
Natrium Benzoat	=	6,6667 kg/batch
Total	=	6667,1656 kg/batch

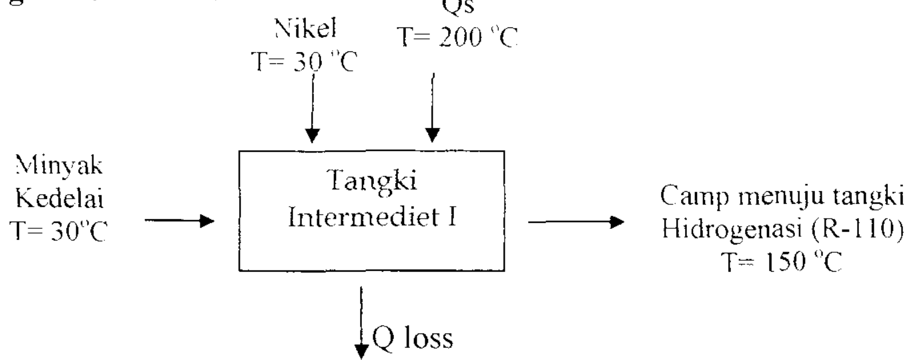
LAMPIRAN B

PERHITUNGAN NERACA PANAS

T ref = 25 °C = 298 °K

Perhitungan neraca panas untuk masing – masing alat :

1. **Tangki Intermediet I (M-114)**



Cp minyak kedelai (30 °C) $= 0{,}464\ \dfrac{\text{kcal}}{\text{kg °C}}$ [7, p. 201]

Cp minyak kedelai (170 °C) $= 0{,}556\ \dfrac{\text{kcal}}{\text{kg °C}}$ [7, p. 201]

Cp nikel [11, table 4-2, P 30 – 82]

$$Cp = 25{,}667 + \left[\left(\frac{-1{,}3406E-2}{2}\right)\times\left(T_1 - T_2\right)\right] - \left[\left(\frac{4{,}7730E-5}{3}\right)\times\left(T_1^2 + \left(T_1 \times T_2\right) + T_2^2\right)\right]$$

$$\text{Cp nikel (30°C)} = 25{,}951\ \frac{J}{mol.^oK} : 58{,}693\ \frac{kg}{kmol} = 0{,}4421\ \frac{J}{kg.^oK}$$

$$= 0{,}4421\ \frac{J}{kg.^oK}\ \text{x}\ 0{,}239\ \frac{KKal}{J} = 0{,}1057\ \frac{KKal}{kg^oK}$$

$$\text{Cp nikel (150°C)} = 27{,}104\ \frac{J}{mol.^oK} : 58{,}693\ \frac{kg}{kmol} = 0{,}4658\ \frac{J}{kg.^oK}$$

$$= 0{,}4618\ \frac{J}{kg.^oK}\ \text{x}\ 0.239\ \frac{KKal}{J} = 0{,}1104\ \frac{KKal}{kg^oK}$$

Keterangan:

Trigliserida ⟶ ΔH_1 : Palmitat

ΔH_2 : Stearat

ΔH_3 : Oleat

ΔH_4 : Linoleat

ΔH_5 : Linolenat

ΔH_6 : Phosphat

ΔH_7 : Unsaponifiable

ΔH_8 : FFA

ΔH_9 : Nikel

- **Entalpi masuk**

Suhu masuk = 30 °C = 303 K

1. Dari tangki penampung (F-116)

ΔH_1 = m x Cp x ΔT

= 601,8596 kg x 0,464 kcal/kg °C x (30-25)C = 1396,3142 kcal

ΔH_2 = m x Cp x ΔT

= 218,8580 kg x 0,464 kcal/kg °C x (30-25)C = 507,7506 kcal

ΔH_3 = m x Cp x ΔT

= 1313,1482 kg x 0,464 kcal/kg °C x (30-25)C = 3046,5038 kcal

ΔH_4 = m x Cp x ΔT

= 2954,5834 kg x 0,464 kcal/kg °C x (30-25)C = 6854,6336 kcal

ΔH_5 = m x Cp x ΔT

= 383,0016 kg x 0,464 kcal/kg °C x (30-25)C = 888,5636 kcal

ΔH_6 = m x Cp x ΔT

= 2,4719 kg x 0,464 kcal/kg °C x (30-25)C = 5,7348 kcal

ΔH_7 = m x Cp x ΔT

= 16,4794 kg x 0,464 kcal/kg °C x (30-25)C = 38,2323 kcal

ΔH_8 = m x Cp x ΔT

= 2,7466 kg x 0,464 kcal/kg °C x (30-25)C = 6,3721 kcal

2. Dari tangki nikel (F-119)

ΔH_9 = m x Cp x ΔT

= 25,951 kg x 0,1057 kcal/kg °K x (303-298) K = 1,7087 kcal

Total entalpi masuk = $\Delta H_1+\Delta H_2+\Delta H_3+\Delta H_4+\Delta H_5+\Delta H_6+\Delta H_7+\Delta H_8+\Delta H_9$

= 12745,8138 kcal

- **Entalpi keluar**

Suhu keluar =150 °C = 423 °K

ΔH_1 = m x Cp x ΔT

= 601,8596 kg x 0,541 kcal/kg °C x (150-25)C = 40700,7546 kcal

$\Delta H_2 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 218,8580 \text{ kg} \times 0,541 \text{ kcal/kg }^{\circ}C \times (150-25)C = 14800,2744 \text{ kcal}$

$\Delta H_3 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 1313,1482 \text{ kg} \times 0,541 \text{ kcal/kg }^{\circ}C \times (150-25)C = 88801,6464 \text{ kcal}$

$\Delta H_4 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 2594,5834 \text{ kg} \times 0,541 \text{ kcal/kg }^{\circ}C \times (150-25)C = 199803,7044 \text{ kcal}$

$\Delta H_5 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 383,0016 \text{ kg} \times 0,541 \text{ kcal/kg }^{\circ}C \times (150-25)C = 25900,4802 \text{ kcal}$

$\Delta H_6 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 2,4719 \text{ kg} \times 0,541 \text{ kcal/kg }^{\circ}C \times (150-25)C = 167,1634 \text{ kcal}$

$\Delta H_7 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 16,4794 \text{ kg} \times 0,541 \text{ kcal/kg }^{\circ}C \times (150-25)C = 1114,4225 \text{ kcal}$

$\Delta H_8 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 2,7466 \text{ kg} \times 0,541 \text{ kcal/kg }^{\circ}C \times (150-25)C = 185,7371 \text{ kcal}$

$\Delta H_9 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 0,4651 \text{ kg} \times 0,1104 \text{ kcal/kg }^{\circ}K \times (423-298) \text{ K} = 6,4158 \text{ kcal}$

Total entalpi keluar = $\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_5 + \Delta H_6 + \Delta H_7 + \Delta H_8 + \Delta H_9$

= 371480,5989 kcal

Asumsi: Q loss = 10% dari Q steam

Entalpi masuk + Q steam = Entalpi keluar + Q loss

Q steam = (entalpi keluar- entalpi masuk)/0,9

= (371480,5989- 12745,8138)/0,9

= 398594,2056 kcal

Q loss = 10% x 398594,2056

= 39859,4206 kcal

T steam masuk = 200 °C pada tekanan 1553,8 kpa

Pada T = 200 °C → Hv = 667,1444 kcal/kg [15, table A.2-9]

H_L = 203,6042 kcal/kg

$\lambda = 667,1444 - 200,6042 = 463,5402$ kcal/kg

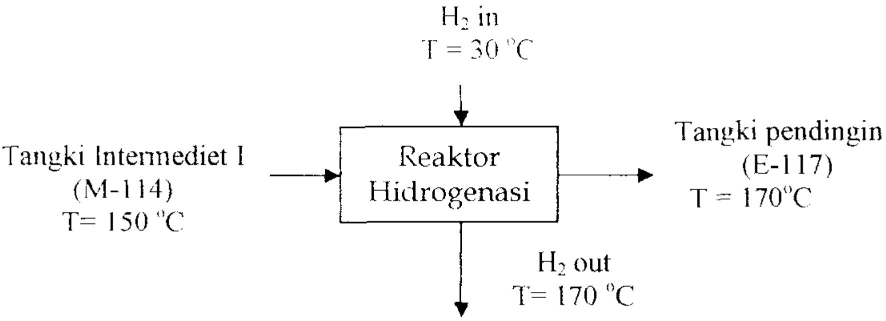
Q steam = massa steam x λ

$$\text{massa steam} = \frac{398594,2056 kcl}{463,5402 kcal/kg} = 859,8914 \text{ kg}$$

Neraca panas masuk dan keluar pada tangki intermediet I ditunjukkan seperti tabel dibawah ini :

Masuk	Kkal/batch	Keluar	Kkal batch
Total panas masuk	12745,8138	Total panas keluar	371480,5989
Q steam	398594,2056	Q loss	39859,4206
Total =	411340,0194	Total	411340,0194

2. TANGKI HIDROGENASI (R-110)`



Cp gas H_2 [11, table 2-2, hal 52]

$$Cp = 25{,}399 + \left[\left(\frac{2{,}0178E-2}{2}\right)\times(T_1 - T_2)\right] - \left[\left(\frac{-3{,}8549E-5}{3}\right)\times\left(T_1^2 + (T_1 * T_2) + T_2^2\right)\right]$$

$$+\left[\left(\frac{3{,}1880E-8}{4}\right)\times(T_1 + T_2)\times\left(T_1^2 + T_2^2\right)\right] + \left[\left(\frac{-8{,}7585E-12}{5}\right)\times\left[T_1 + T_2 \times \left(T_1^2 + T_2^2\right)\right]\right]$$

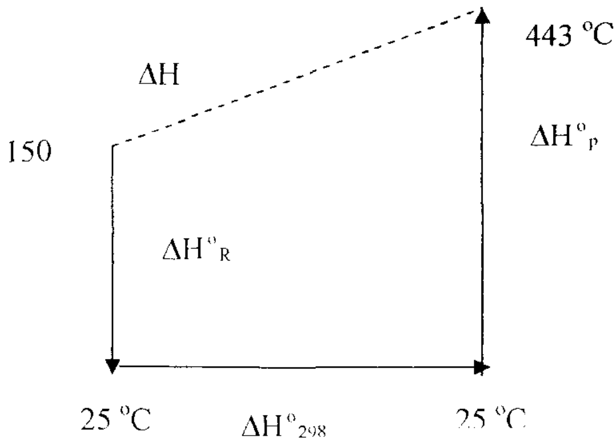
$$\text{Cp gas } H_2 \ (30^oC) = 28{,}8474 \frac{J}{mol.^oK} : 2{,}01594 \frac{kg}{kmol} = 14{,}3097 \frac{J}{kg.^oK}$$

$$= 14{,}3097 \frac{J}{kg.^oK} \text{ x } 0.239 \frac{KKal}{J} = 3{,}4200 \frac{KKal}{kg^oK}$$

$$\text{Cp gas } H_2 \ (170^oC) = 29{,}2000 \frac{J}{mol.^oK} : 2{,}01594 \frac{kg}{kmol} = 14{,}4845 \frac{J}{kg.^oK}$$

$$= 14{,}4845 \frac{J}{kg.^oK} \text{ x } 0.239 \frac{KKal}{J} = 3{,}4618 \frac{KKal}{kg^oK}$$

Cp hydrogenated oil (170°C) = $0{,}8167 \ \frac{\text{kcal}}{\text{kg °C}}$ [8, volume 2 th ed; p. 199]



Keterangan:

Trigliserida ⟶ ΔH_1 : Palmitat

ΔH_2 : Stearat

ΔH_3 : Oleat

ΔH_4 : Linoleat

ΔH_5 : Linolenat

ΔH_6 : Phosphat

ΔH_7 : Unsaponifiable

ΔH_8 : FFA

ΔH_9 : Nikel

ΔH_{10} : H_2

- **Entalpi masuk**

T_1 = 150 °C = 423 °K.

1 Dari tangki intermediet I (M-114)

ΔH_1 = m x Cp x ΔT

= 601,8596 kg x 0,541 kcal/kg °C x (150-25)C = 40700,7546 kcal

ΔH_2 = m x Cp x ΔT

= 218,8580 kg x 0,541 kcal/kg °C x (150-25)C = 14800,2744 kcal

ΔH_3 = m x Cp x ΔT

= 1313,1482 kg x 0,541 kcal/kg °C x (150-25)C = 88801,6464 kcal

ΔH_4 = m x Cp x ΔT

= 2954,5834 kg x 0,541 kcal/kg °C x (150-25)C = 199803,7044 kcal

ΔH_5 = m x Cp x ΔT

= 383,0016 kg x 0,541 kcal/kg °C x (150-25)C = 25900,4802 kcal

ΔH_6 = m x Cp x ΔT

= 2,4719 kg x 0,541 kcal/kg °C x (150-25)C = 167,1634 kcal

ΔH_7 = m x Cp x ΔT

= 16,4794 kg x 0,541 kcal/kg °C x (150-25)C = 1114,4225 kcal

ΔH_8 = m x Cp x ΔT

= 2,7466 kg x 0,541 kcal/kg °C x (150-25)C = 185,7371 kcal

ΔH_9 = m x Cp x ΔT

= 0,4651 kg x 0,1104 kcal/kg °K x (423-298) K = 6,4158 kcal

2 Kebutuhan panas H_2 masuk

ΔH_{10} = m x Cp x ΔT

= 8,6355 kg x 3,4200 kcal/kg °K x (303-298) K = 1195,7761 kcal

Total entalpi masuk = $\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_5 + \Delta H_6 + \Delta H_7 + \Delta H_8 + \Delta H_9 + \Delta H_{10}$

= 371514,8677 kcal

- **Entalpi keluar**

Suhu keluar =170 °C = 423 °K

ΔH_1 = m x Cp x ΔT

= 601,8596 kg x 0,8167 kcal/kg °C x (170-25)C = 71273,1151 kcal

ΔH_2 = m x Cp x ΔT

= 218,8580 kg x 0,8167 kcal/kg °C x (170-25)C = 25917,4964 kcal

ΔH_3 = m x Cp x ΔT

= 1322,2080 kg x 0,8167 kcal/kg °C x (170-25)C = 156577,8557 kcal

ΔH_4 = m x Cp x ΔT

= 2995,6064 kg x 0,8167 kcal/kg °C x (170-25)C = 354744,2002 kcal

ΔH_5 = m x Cp x ΔT

= 390,4888 kg x 0,8167 kcal/kg °C x (170-25)C = 46242,2694 kcal

ΔH_6 = m x Cp x ΔT

= 2,4719 kg x 0,8167 kcal/kg °C x (170-25)C = 292,7281 kcal

ΔH_7 = m x Cp x ΔT

= 16,4794 kg x 0,8167 kcal/kg °C x (170-25)C = 1951,5207 kcal

$\Delta H_8 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 2{,}7466 \text{ kg} \times 0{,}8167 \text{ kcal/kg}\ ^oC \times (170\text{-}25)C = 325{,}2535 \text{ kcal}$

$\Delta H_9 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 0{,}4651 \text{ kg} \times 0{,}1074 \text{ kcal/kg}\ ^oK \times (443\text{-}298)\ K = 7{,}5056 \text{ kcal}$

$\Delta H_{10} = m \times Cp \times \Delta T$

$= 1{,}7936 \text{ kg} \times 3{,}200 \text{ kcal/kg}\ ^oK \times (443\text{-}298)\ K = 900{,}3146 \text{ kcal}$

Total entalpi keluar $= \Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_5 + \Delta H_6 + \Delta H_7 + \Delta H_8 + \Delta H_9 + \Delta H_{10}$

$= 658232{,}2594 \text{ kcal}$

- *Menentukan panas reaksai:*

1 Reaksi hidrogenasi Oleat

$$(C_{17}H_{33}COO)_3\,C_3H_5 + 3\,H_2 \rightarrow (C_{17}H_{35}COO)_3\,C_3H_5$$

mula-mula:	1,4831	-	-
Bereaksi:	1,4831	4,4493	1,4831
Sisa:	0	4,4493	1,4831

2 Reaksi hidrogenasi linoleat

$$(C_{17}H_{31}COO)_3\,C_3H_5 + 6\,H_2 \rightarrow (C_{17}H_{35}COO)_3\,C_3H_5$$

mula-mula:	3,3602	-	-
Bereaksi:	3,3602	3,3602	3,3602
Sisa:	0	3,3602	3,3602

3 Reaksi hidrogenasi linolenat

$$(C_{17}H_{29}COO)_3\,C_3H_5 + 9\,H_2 \rightarrow (C_{17}H_{35}COO)_3\,C_3H_5$$

mula-mula:	0,4386	-	-
Bereaksi:	0,4386	0,4386	0,4386
Sisa:	0	0,4386	0,4386

$$\Delta H^o_{rx} = \sum_{Produk} n_i * \Delta H_{fi} - \sum_{Reaktan} n_i * \Delta H_{fi}$$

♥ Perhitungan ΔH^o_{rx} untuk reaksi 1.

$$\Delta H^o{}_{rx} = \sum_{Produk} n_i * \Delta H_{f\,i} - \sum_{Reaktan} n_i * \Delta H_{f\,i}$$

$$\Delta H^o{}_{rx} = \left[\left(n_{C_{57}H_{110}O_6} * \Delta H_{f\,C_{57}H_{110}O_6}\right)\right] - \left[\left(n_{H_2} * \Delta H_{f\,H_2}\right) + \left(n_{C_{57}H_{104}O_6} * \Delta H_{f\,C_{57}H_{104}O_6}\right)\right]$$

$$= \left[(1,4831 * 45,63)\right] - \left[(4,4493 * 0) + (1,4831 * 68,33)\right] = -33,6667\,Kkal$$

- Perhitungan $\Delta H^o{}_{rx}$ untuk reaksi 2.

$$\Delta H^o{}_{rx} = \left[\left(n_{C_{57}H_{110}O_6} * \Delta H_{f\,C_{57}H_{110}O_6}\right)\right] - \left[\left(n_{H_2} * \Delta H_{f\,H_2}\right) + \left(n_{C_{57}H_{98}O_6} * \Delta H_{f\,C_{57}H_{98}O_6}\right)\right]$$

$$= \left[(3,3602 * 45,63)\right] - \left[(20,1609 * 0) + (3,3602 * 76,48)\right] = -103,6608\,Kkal$$

- Perhitungan $\Delta H^o{}_{rx}$ untuk reaksi 3.

$$\Delta H^o{}_{rx} = \left[\left(n_{C_{57}H_{110}O_6} * \Delta H_{f\,C_{57}H_{110}O_6}\right)\right] - \left[\left(n_{H_2} * \Delta H_{f\,H_2}\right) + \left(n_{C_{57}H_{104}O_6} * \Delta H_{f\,C_{57}H_{104}O_6}\right)\right]$$

$$= \left[(0,4386 * 45,63)\right] - \left[(3,9471 * 0) + (0,4386 * 77,827)\right] = -14,1206\,Kkal$$

- *Menentukan Kebutuhan Steam :*

Asumsi: Q loss = 10 % dari Q steam

T steam masuk = 200 °C pada tekanan 1553,8 kpa

Pada T = 200 °C → H_v = 667,1444 kcal/kg [15, table A.2-9]

H_L = 203,6042 kcal/kg

λ = 667,1444 – 200,6042 = 463,5402 kcal/kg

Entalpi masuk + Q steam = Entalpi keluar + Q loss

Q steam = (entalpi keluar - entalpi masuk)/0,9

= (658232,2594 – 371514,8677)/0,9

= 318574,8796 kcal

Q loss = 10% x 371514,8677

= 31857,4880 kcal

Q steam = massa steam x λ

$$\text{massa steam} = \frac{318574{,}8796\,kcl}{463{,}5402\,kcal/kg} = 687{,}2649 \text{ kg}$$

Neraca panas masuk dan keluar pada Tangki hidrogenasi ditunjukkan seperti tabel dibawah ini

Masuk	Kkal/batch	Keluar	Kkal/batch
H bahan masuk	371514.8677	H bahan keluar	658232.2594
Q steam	318574.8796	Q loss	31857.4880
Total	690089.7473	Total	690089.7473

- *Menentukan Kebutuhan Pendingin :*

Neraca massa masuk = Neraca panas keluar

Q masuk + ΔHf_{298} + Q pendingin = Q keluar + Q loss

Q pendingin = {(371514,8677 + (-151,4480)) - 658232,2594}/0,9

Q pendingin = 318406,6041 kcal

Q loss = 10 % dari Q pendingin

= 31840,6604 kcal

$T_1 = 30\ ^oC = 303\ ^oK$

$T_2 = 45\ ^oC = 318\ ^oK$

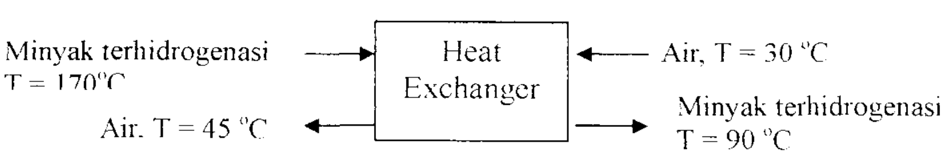
Cp air = 75,5006 J/mol K = 4,1945 J/kg K = 1,0025 kcal/kg K

Q pendingin = massa pendingin x Cp x ΔT

$$\text{massa pendingin} = \frac{318406{,}6041 kcl}{(1{,}0025 kcal/kgK * (318-303))K} = 19057{,}1310 \text{ kg}$$

Masuk	Kkal/batch	Keluar	Kkal/batch
H bahan masuk	371514.8677	H bahan keluar	658232.2594
H reaksi	151.4480	Q loss	31840.6604
Q pendingin	318406.6041		
Total	690072.9198	Total	690072.9198

3 HEAT EXCHANGER (E-117)



Cp air = 75,5006 J/mol K = 4,1945 J/kg K [15, App A.2, p.822]

= 1,0025 kcal/kg K

Cp hydrogenated oil (90°C) = $0{,}5245\ \dfrac{\text{kcal}}{\text{kg}\ ^\circ\text{C}}$ [8, volume 2th ed; p. 199]

➢ Entalpi Masuk

Dari tangki hidrogenasi (R-110)

$\Delta H_1 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 601,8596 \text{ kg} \times 0,8167 \text{ kcal/kg }^{o}C \times (170-25)^{o}C = 71273,1151 \text{ kcal}$

$\Delta H_2 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 218,8580 \text{ kg} \times 0,8167 \text{ kcal/kg }^{o}C \times (170-25)C = 25917,4964 \text{ kcal}$

$\Delta H_3 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 1322,2080 \text{ kg} \times 0,8167 \text{ kcal/kg }^{o}C \times (170-25)C = 156577,8557 \text{ kcal}$

$\Delta H_4 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 2995,6064 \text{ kg} \times 0,8167 \text{ kcal/kg }^{o}C \times (170-25)C = 354744,2002 \text{ kcal}$

$\Delta H_5 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 390,4888 \text{ kg} \times 0,8167 \text{ kcal/kg }^{o}C \times (170-25)C = 46242,2694 \text{ kcal}$

$\Delta H_6 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 2,4719 \text{ kg} \times 0,8167 \text{ kcal/kg }^{o}C \times (170-25)C = 292,7281 \text{ kcal}$

$\Delta H_7 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 16,4794 \text{ kg} \times 0,8167 \text{ kcal/kg }^{o}C \times (170-25)C = 1951,5207 \text{ kcal}$

$\Delta H_8 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 2,7466 \text{ kg} \times 0,8167 \text{ kcal/kg }^{o}C \times (170-25)C = 325,2535 \text{ kcal}$

$\Delta H_9 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 0,4651 \text{ kg} \times 0,1074 \text{ kcal/kg }^{o}K \times (443-298) \text{ K} = 7,5056 \text{ kcal}$

Total entalpi masuk $= \Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_5 + \Delta H_6 + \Delta H_7 + \Delta H_8 + \Delta H_9$

$= 657331,9448 \text{ kcal}$

- Entalpi keluar

$T_2 = 90\ ^{o}C = 363\ ^{o}K.$

$\Delta H_1 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 601,8596 \text{ kg} \times 0,5245 \text{ kcal/kg }^{o}C \times (90-25)C = 20518,8980 \text{ kcal}$

$\Delta H_2 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 218,8580 \text{ kg} \times 0,5245 \text{ kcal/kg }^{o}C \times (90-25)C = 7461,4174 \text{ kcal}$

$\Delta H_3 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 1322,2080 \text{ kg} \times 0,5245 \text{ kcal/kg }^{o}C \times (90-25)C = 45077,3765 \text{ kcal}$

$\Delta H_4 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 2995,6064 \text{ kg} \times 0,5245 \text{ kcal/kg }^{o}C \times (90-25)C = 102127,7103 \text{kcal}$

$\Delta H_5 = m \times Cp \times \Delta T$

= 390,4888 kg x 0,8167 kcal/kg °C x (90-25)C = 13312,7394 kcal

ΔH_6 = m x Cp x ΔT

= 2,4719 kg x 0,5245 kcal/kg °C x (90-25)C = 84,2738 kcal

ΔH_7 = m x Cp x ΔT

= 16,4794 kg x 0,5245 kcal/kg °C x (90-25)C =561,8255 kcal

ΔH_8 = m x Cp x ΔT

= 2,7466 kg x 0,5245 kcal/kg °C x (90-25)C = 93,6376 kcal

ΔH_9 = m x Cp x ΔT

= 0,4651 kg x 0,1074 kcal/kg °K x (363-298) K = 3,2588 kcal

Total entalpi keluar = $\Delta H_1+\Delta H_2+\Delta H_3+\Delta H_4+\Delta H_5+\Delta H_6+\Delta H_7+\Delta H_8+\Delta H_9$

= 189241,1374 kcal

Asumsi : Q loss = 10% Q pendingin

Neraca panas masuk = Neraca panas keluar

Q masuk + Q pendingin = Q keluar + Q loss

Q pendingin = (657331,9448 - 189241,1374)/1,1

Q pendingin = 425537,0976 kcal

Q loss = 42553,7098 kcal

T_1 = 30 °C = 303 °K

T_2 = 45 °C = 318 °K

Cp air = 75,5006 J/mol K = 4,1945 J/kg K = 1,0025 kcal/kg K

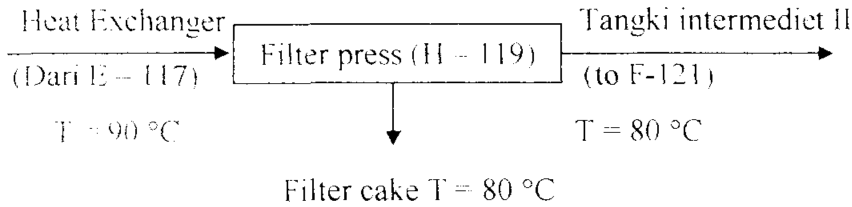
Q pendingin = m pendingin x Cp x ΔT

$$\text{massa air} = \frac{425537{,}0976 kcl}{(1{,}0025 kcal/kgK * (318-303))K} = 28298{,}2739 \text{ kg}$$

Neraca panas masuk dan keluar pada heat exchenger ditunjukkan seperti tabel dibawah ini:

Masuk	Kkal/batch	Keluar	Kkal/batch
H bahan masuk	657331.9448	H bahan keluar	189241.1374
		Q pendingin	42553.7098
		Q loss	425537.0976
Total	657331.9448	Total	657331.9448

4. Filter Press (H-119)



Cp hydrogenated oil (80°C) = 0,5245 $\dfrac{\text{kcal}}{\text{kg °C}}$ [8, volume 2th ed: p. 199]

- Entalpi Masuk

Dari tangki pendingin(E-117)

T_1 = 90 °C = 363 °K.

ΔH_1 = m x Cp x ΔT

= 601,8596 kg x 0,5245 kcal/kg °C x (90-25)C = 20518,8980 kcal

ΔH_2 = m x Cp x ΔT

= 218,8580 kg x 0,5245 kcal/kg °C x (90-25)C = 7461,4174 kcal

ΔH_3 = m x Cp x ΔT

= 1322,2080 kg x 0,5245 kcal/kg °C x (90-25)C = 45077,3765 kcal

ΔH_4 = m x Cp x ΔT

= 2995,6064 kg x 0,5245 kcal/kg °C x (90-25)C = 102127,7103kcal

ΔH_5 = m x Cp x ΔT

= 390,4888 kg x 0,8167 kcal/kg °C x (90-25)C = 13312,7394 kcal

ΔH_6 = m x Cp x ΔT

= 2,4719 kg x 0,5245 kcal/kg °C x (90-25)C = 84,2738 kcal

ΔH_7 = m x Cp x ΔT

= 16,4794 kg x 0,5245 kcal/kg °C x (90-25)C =561,8255 kcal

ΔH_8 = m x Cp x ΔT

= 2,7466 kg x 0,5245 kcal/kg °C x (90-25)C = 93,6376 kcal

ΔH_9 = m x Cp x ΔT

= 0,4651 kg x 0,1074 kcal/kg °K x (363-298) K = 3,2588 kcal

Total entalpi masuk = $\Delta H_1+\Delta H_2+\Delta H_3+\Delta H_4+\Delta H_5+\Delta H_6+\Delta H_7+\Delta H_8+\Delta H_9$

= 189241,1374 kcal

- Entalpi keluar

T_2 = 80 °C = 363 °K

ΔH_1 = m x Cp x ΔT

= 608,2414 kg x 0,5190 kcal/kg °C x (80-25)C = 17362,2518 kcal

ΔH_2 = m x Cp x ΔT

= 221,1787 kg x 0,5190 kcal/kg °C x (80-25)C =6313,5461 kcal

ΔH_3 = m x Cp x ΔT

= 1327,0722 kg x 0,5190 kcal/kg °C x (80-25)C = 37881,2767 kcal

ΔH_4 = m x Cp x ΔT

= 2985,9125 kg x 0,5190 kcal/kg °C x (80-25)C = 85232,8727 kcal

ΔH_5 = m x Cp x ΔT

= 387,0627 kg x 0,5190 kcal/kg °C x (80-25)C = 11048,7057 kcal

ΔH_6 = m x Cp x ΔT

= 2,4719 kg x 0,5190 kcal/kg °C x (80-25)C = 70,5609 kcal

ΔH_7 = m x Cp x ΔT

= 16,4794 kg x 0,5190 kcal/kg °C x (80-25)C = 470,4058 kcal

ΔH_8 = m x Cp x ΔT

= 2,7466 kg x 0,5190 kcal/kg °C x (80-25)C =78,4010 kcal

ΔH_9 = m x Cp x ΔT

= 0,5167 kg x 0,1074 kcal/kg °K x (363-298) K = 3,0524 kcal

Total entalpi keluar = $\Delta H_1+\Delta H_2+\Delta H_3+\Delta H_4+\Delta H_5+\Delta H_6+\Delta H_7+\Delta H_8+\Delta H_9$

= 158461,0732 kcal

Q loss = entalpi masuk – entalpi keluar

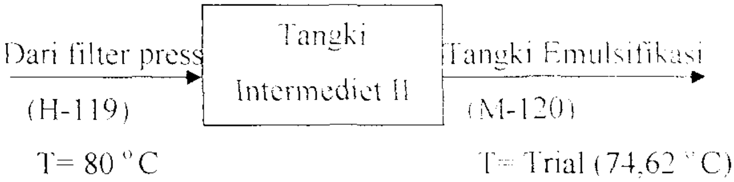
= (189241,1374 – 158461,0732)

= 30780,0642 kcal

Neraca panas masuk dan keluar pada tangki filtrasi ditunjukkan seperti tabel dibawah ini

Masuk	Kkal/batch	Keluar	Kkal/batch
H bahan masuk	189241.1374	H bahan keluar	158461.0732
		Q loss	30780.0642
Total	189241.1374	Total	189241.1374

5 TANGKI INTERMEDIET II (F-121)



- Entalpi masuk

  $T_1 = 80\ ^\circ C = 363\ ^\circ K$.

  ΔH_1 = m x Cp x ΔT

  = 608,2414 kg x 0,5190 kcal/kg °C x (80-25)C = 17362,2518 kcal

  ΔH_2 = m x Cp x ΔT

  = 221,1787 kg x 0,5190 kcal/kg °C x (80-25)C =6313,5461 kcal

  ΔH_3 = m x Cp x ΔT

  = 1327,0722 kg x 0,5190 kcal/kg °C x (80-25)C = 37881,2767 kcal

  ΔH_4 = m x Cp x ΔT

  = 2985,9125 kg x 0,5190 kcal/kg °C x (80-25)C = 85232,8727 kcal

  ΔH_5 = m x Cp x ΔT

  = 387,0627 kg x 0,5190 kcal/kg °C x (80-25)C = 11048,7057 kcal

  ΔH_6 = m x Cp x ΔT

  = 2,4719 kg x 0,5190 kcal/kg °C x (80-25)C = 70,5609 kcal

  ΔH_7 = m x Cp x ΔT

  = 16,4794 kg x 0,5190 kcal/kg °C x (80-25)C = 470,4058 kcal

  ΔH_8 = m x Cp x ΔT

  = 2,7466 kg x 0,5190 kcal/kg °C x (80-25)C =78,4010 kcal

  Total entalpi masuk = $\Delta H_1+\Delta H_2+\Delta H_3+\Delta H_4+\Delta H_5+\Delta H_6+\Delta H_7+\Delta H_8+\Delta H_9$

  = 158458,0207 kcal

- Entalpi keluar

  $T_2 = 74,62\ ^\circ C = 347,77\ ^\circ K$.

  ΔH_1 = m x Cp x ΔT

  = 608,2414 kg x 0,5176 kcal/kg °C x (74,62-25)C = 15621,6546 kcal

  ΔH_2 = m x Cp x ΔT

  = 221,1787 kg x 0,5176 kcal/kg °C x (74,62-25)C =5680,6017 kcal

$\Delta H_3 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 1327{,}0722 \text{ kg} \times 0{,}5176 \text{ kcal/kg } ^\circ C \times (74{,}62-25)C = 34083{,}6101 \text{ kcal}$

$\Delta H_4 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 2985{,}9125 \text{ kg} \times 0{,}5176 \text{ kcal/kg } ^\circ C \times (74{,}62-25)C = 76688{,}1227 \text{ kcal}$

$\Delta H_5 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 387{,}0627 \text{ kg} \times 0{,}5176 \text{ kcal/kg } ^\circ C \times (74{,}62-25)C = 9941{,}0529 \text{ kcal}$

$\Delta H_6 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 2{,}4719 \text{ kg} \times 0{,}5176 \text{ kcal/kg } ^\circ C \times (74{,}62-25)C = 63{,}4870 \text{ kcal}$

$\Delta H_7 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 16{,}4794 \text{ kg} \times 0{,}5176 \text{ kcal/kg } ^\circ C \times (74{,}62-25)C = 423{,}2468 \text{ kcal}$

$\Delta H_8 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 2{,}7466 \text{ kg} \times 0{,}5176 \text{ kcal/kg } ^\circ C \times (74{,}62-25)C = 70{,}5411 \text{ kcal}$

Total entalpi keluar $= \Delta H_1+\Delta H_2+\Delta H_3+\Delta H_4+\Delta H_5+\Delta H_6+\Delta H_7+\Delta H_8$

$= 142048{,}9641$ kcal

Q masuk = Q keluar + Q loss

Q loss = 10 % x Q masuk

= (0,1 x 142048,9641)

= 15845,8021 kcal

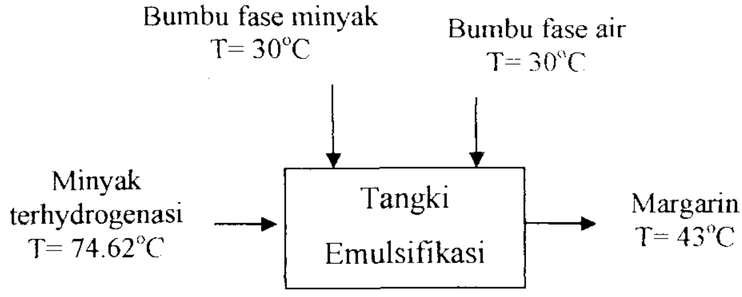
Panas masuk = panas keluar

Q masuk = Q keluar + Q loss

158458,0207 = 142572,3169 + 15845,8021

158458,0207 = 1158418,1190 (trial dianggap sesuai)

6 TANGKI EMULSIFIKASI (M – 120)



Cp beta-karoten ($C_{40}H_{56}$) = $1163{,}68\ \frac{J}{mol.^{o}K} : 536\ \frac{kg}{kmol} = 2{,}1710\ \frac{J}{kg.^{o}K}$

$= 2{,}1710\ \frac{J}{kg.^{o}K}\ x\ 0{,}239\ \frac{KKal}{J} = 0{,}5189\ \frac{KKal}{kg^{o}K}$

Cp Vitamin A ($C_{19}H_{26}O$) = $573{,}66\ \frac{J}{mol.^{o}K} : 270\ \frac{kg}{kmol} = 2{,}1247\ \frac{J}{kg.^{o}K}$

$= 2{,}1247\ \frac{J}{kg.^{o}K}\ x\ 0{,}239\ \frac{KKal}{J} = 0{,}5078\ \frac{KKal}{kg^{o}K}$

Cp Vitanin D ($C_{28}H_{49}O$) = $989{,}2\ \frac{J}{mol.^{o}K} : 356\ \frac{kg}{kmol} = 2{,}7787\ \frac{J}{kg.^{o}K}$

$= 2{,}7787\ \frac{J}{kg.^{o}K}\ x\ 0{,}239\ \frac{KKal}{J} = 0{,}6641\ \frac{KKal}{kg^{o}K}$

Cp lecitin = $1722{,}72\ \frac{J}{mol.^{o}K} : 753{,}4376\ \frac{kg}{kmol} = 2{,}2865\ \frac{J}{kg.^{o}K}$

$= 2{,}2865\ \frac{J}{kg.^{o}K}\ x\ 0{,}239\ \frac{KKal}{J} = 0{,}5465\ \frac{KKal}{kg^{o}K}$

[12, hal 136-139]

Cp Skim milk = $0{,}85\ \frac{KKal}{kg^{o}K}$

Cp Natriun benzoat = $0{,}345\ \frac{\text{kcal}}{\text{kg}\,°\text{C}}$ [13, App D hal = 747]

Cp hydrogenated oil (74,62°C) = $0{,}5176\ \frac{\text{kcal}}{\text{kg}\,°\text{C}}$ [8, volume 2th ed; p. 199]

Cp air (30°C) = $1{,}0016\ \frac{KKal}{kg^{o}K}$ [15, app A.2-5, p. 856]

Cp Nacl [11, table 4-2, p. 106]

$$Cp = 41{,}293 + \left[\left(\frac{3{,}3607E-2}{2}\right)\times(T_1 - T_2)\right] - \left[\left(\frac{-1{,}3927E-5}{3}\right)\times\left(T_1^2 + (T_1 * T_2) + T_2^2\right)\right]$$

Cp Nacl (30°C) = $50{,}1380\ \frac{J}{mol.^{o}K} : 58{,}443\ \frac{kg}{kmol} = 0{,}8579\ \frac{J}{kg.^{o}K}$

$= 0{,}8579\ \frac{J}{kg.^{o}K}\ x\ 0{,}239\ \frac{KKal}{J} = 0{,}2050\ \frac{KKal}{kg^{o}K}$

- Entalpi masuk

1. Dari tangki Intermediet II (F-121)

ΔH_1 = m x Cp x ΔT

= 608,2414 kg x 0,5176 kcal/kg °C x (74,62-25)C = 15621,6546 kcal

$\Delta H_2 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 221,1787 \text{ kg} \times 0,5176 \text{ kcal/kg}\,^{o}C \times (74,62-25)C = 5680,6017 \text{ kcal}$

$\Delta H_3 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 1327,0722 \text{ kg} \times 0,5176 \text{ kcal/kg}\,^{o}C \times (74,62-25)C = 34083,6101 \text{ kcal}$

$\Delta H_4 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 2985,9125 \text{ kg} \times 0,5176 \text{ kcal/kg}\,^{o}C \times (74,62-25)C = 76688,1227 \text{ kcal}$

$\Delta H_5 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 387,0627 \text{ kg} \times 0,5176 \text{ kcal/kg}\,^{o}C \times (74,62-25)C = 9941,0529 \text{ kcal}$

$\Delta H_6 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 2,4719 \text{ kg} \times 0,5176 \text{ kcal/kg}\,^{o}C \times (74,62-25)C = 63,4870 \text{ kcal}$

$\Delta H_7 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 16,4794 \text{ kg} \times 0,5176 \text{ kcal/kg}\,^{o}C \times (74,62-25)C = 423,2468 \text{ kcal}$

$\Delta H_8 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 2,7466 \text{ kg} \times 0,5176 \text{ kcal/kg}\,^{o}C \times (74,62-25)C = 70,5411 \text{ kcal}$

2. Dari tangki fase bumbu minyak(M-124)

T masuk = 30 ^{o}C = 303 ^{o}K

Total massa bumbu fase minyak = 79,3333 kg/batch

Lechitine = 3,3333 kg x 0,5189 kkal/kg ^{o}K x (303-298)^{o}K = 86,480 kkal

B-karoten =33,3333 kg x 0,5078 kkal/kg^{o}K x (303-298)K = 99,8664 kkal

Vitamin A =39,3333 kg x 0,6641kkal/kg ^{o}K x (303-298)K =11,0683 kkal

Vitamin D =3,3333 kg x x 0,5465 kkal/kg ^{o}K x (303-298)K =9,1078 kkal

$\Delta H_{\text{Fase minyak}}$ = 206,5225 kkal

3. Dari tangki fase bumbu air (M-123)

T masuk = 30 ^{o}C = 303 ^{o}K

Total massa bumbu fase minyak = 1036,6667 kg/batch

Garam = 133,3333 x 0,2050 kkal/kg^{o}K x (303-298)K = 136,6914 kkal

Skim milk = 96,6667 x 0,85 kkal/kg^{o}K x (303-298)K = 410,83333 kkal

Air = 800,00 x 1,0016 kkal/kg^{o}K x (303-298)K = 4006,4068 kkal

Na benzoat = 6,6667 x 0,345 kkal/kg^{o}K x (303-298)K = 11,500 kkal

$\Delta H_{\text{fase air}}$ = 4565,4315 kkal

Total entalpi masuk = $\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_5 + \Delta H_6 + \Delta H_7 + \Delta H_8 +$

$\Delta H_{\text{fase minyak}} + \Delta H_{\text{fase air}}$

= 147344,2709 kcal

- Entalpi keluar

T_2 = 43 °C = 316 °K

ΔH_1 = m x Cp x ΔT

= 608,2414 kg x 0,4987 kcal/kg °C x (43-25)C = 5459,9401 kcal

ΔH_2 = m x Cp x ΔT

= 221,1787 kg x 0,4987 kcal/kg °C x (43-25)C = 1985,4328 kcal

ΔH_3 = m x Cp x ΔT

= 1327,0722 kg x 0,4987 kcal/kg °C x (43-25)C = 11912,5966 kcal

ΔH_4 = m x Cp x ΔT

= 2985,9125 kg x 0,4987 kcal/kg °C x (43-25)C = 26803,3423 kcal

ΔH_5 = m x Cp x ΔT

= 387,0627 kg x 0,4987 kcal/kg °C x (43-25)C = 3474,5073 kcal

ΔH_6 = m x Cp x ΔT

= 2,4719 kg x 0,4987 kcal/kg °C x (43-25)C = 22,1894 kcal

ΔH_7 = m x Cp x ΔT

= 16,4794 kg x 0,4987 kcal/kg °C x (43-25)C = 147,9294 kcal

ΔH_8 = m x Cp x ΔT

= 2,7466 kg x 0,4987 kcal/kg °C x (43-25)C = 24,6549 kcal

$\Delta H_{\text{Bumbu fasa minyak}}$ = m x Cp x ΔT

= 79,3333 kg x 0,4987 kcal/kg °K x (316-273)K = 712,1436 kcal

$\Delta H_{\text{Bumbu fasa air}}$ = m x Cp x ΔT

= 1036,6667 kg x 0,4987 kcal/kg °K x (316-273)K= 9305,7420 kcal

Total entalpi keluar = $\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_5 + \Delta H_6 + \Delta H_7 + \Delta H_8 +$

$\Delta H_{\text{fase minyak}} + \Delta H_{\text{fase air}}$

= 59848,4783 kcal

Asumsi: Q loss = 10% Q pendingin

Neraca panas masuk = Neraca panas keluar

Q masuk + Q pendingin = Q keluar + Q loss

Q pendingin = (147344,2709 - 59848,4783)/1,1

Q pendingin = 79541,6296 kcal

Q loss = 79541,1630 kcal

T_1 30 °C 303 °K

T_2 = 45 °C = 318 °K

Cp air = 75,5006 J/mol K = 4,1945 J/kg K = 1,0025 kcal/kg K

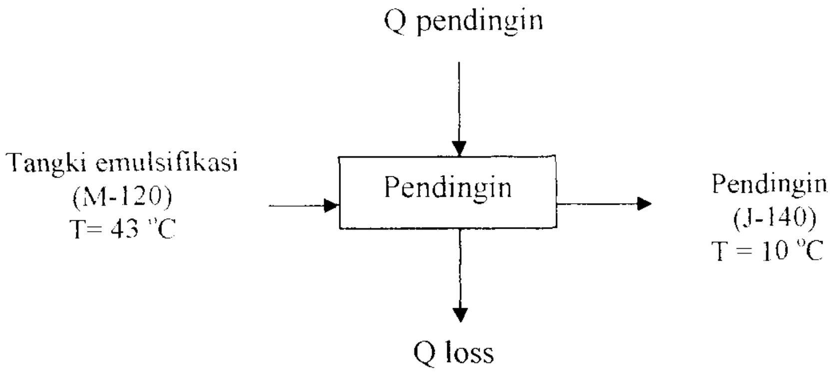
Q pendingin = m pendingin x Cp x ΔT

$$\text{massa air} = \frac{79541{,}6296 kcl}{(1{,}0025 kcal/kgK * (318-303))K} = 5289{,}6560 \text{ kg}$$

Neraca panas masuk dan keluar pada tangki emulsifikasi ditunjukkan seperti tabel dibawah ini

Masuk	Kkal/batch	Keluar	Kkal/batch
H bahan masuk	147344.2709	H bahan keluar	59848.4783
		Q pendingin	79541.6296
		Q loss	7954.1630
Total	147344.2709	Total	147344.2709

7. PENDINGIN (J-140)`



- Entalpi masuk

T_1 = 43 °C = 316 °K

ΔH_1 = m x Cp x ΔT

= 608,2414 kg x 0,4987 kcal/kg °C x (43-25)C = 5459,9401 kcal

ΔH_2 = m x Cp x ΔT

= 221,1787 kg x 0,4987 kcal/kg °C x (43-25)C = 1985,4328 kcal

ΔH_3 = m x Cp x ΔT

= 1327,0722 kg x 0,4987 kcal/kg °C x (43-25)C = 11912,5966 kcal

ΔH_4 = m x Cp x ΔT

= 2985,9125 kg x 0,4987 kcal/kg °C x (43-25)C = 26803,3423 kcal

$\Delta H_5 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 387{,}0627\ kg \times 0{,}4987\ kcal/kg\ ^oC \times (43\text{-}25)C = 3474{,}5073\ kcal$

$\Delta H_6 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 2{,}4719\ kg \times 0{,}4987\ kcal/kg\ ^oC \times (43\text{-}25)C = 22{,}1894\ kcal$

$\Delta H_7 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 16{,}4794\ kg \times 0{,}4987\ kcal/kg\ ^oC \times (43\text{-}25)C = 147{,}9294\ kcal$

$\Delta H_8 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 2{,}7466\ kg \times 0{,}4987\ kcal/kg\ ^oC \times (43\text{-}25)C = 24{,}6549\ kcal$

$\Delta H_{\text{Bumbu fasa minyak}} = m \times Cp \times \Delta T$

$= 79{,}3333\ kg \times 0{,}4987\ kcal/kg\ ^oK \times (316\text{-}273)K = 712{,}1436\ kcal$

$\Delta H_{\text{Bumbu fasa air}} = m \times Cp \times \Delta T$

$= 1036{,}6667\ kg \times 0{,}4987\ kcal/kg\ ^oK \times (316\text{-}273)K = 9305{,}7420\ kcal$

Total entalpi masuk $= \Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_5 + \Delta H_6 + \Delta H_7 + \Delta H_8 +$

$\Delta H_{\text{fase minyak}} + \Delta H_{\text{fase air}}$

$= 59848{,}4783\ kcal$

- Entalpi keluar

$T_1 = 10\ ^oC = 283\ ^oK$

$\Delta H_1 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 608{,}2414\ kg \times 0{,}4215\ kcal/kg\ ^oC \times (10\text{-}25)C = -\ 3845{,}6065\ kcal$

$\Delta H_2 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 221{,}1787\ kg \times 0{,}4215\ kcal/kg\ ^oC \times (10\text{-}25)C = -\ 1398{,}4024\ kcal$

$\Delta H_3 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 1327{,}0722\ kg \times 0{,}4215\ kcal/kg\ ^oC \times (10\text{-}25)C = -\ 8390{,}4142\ kcal$

$\Delta H_4 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 2985{,}9125\ kg \times 0{,}4215\ kcal/kg\ ^oC \times (10\text{-}25)C = -\ 18878{,}4319\ kcal$

$\Delta H_5 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 387{,}0627\ kg \times 0{,}4215\ kcal/kg\ ^oC \times (10\text{-}25)C = -2447{,}2041\ kcal$

$\Delta H_6 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 2{,}4719\ kg \times 0{,}4215\ kcal/kg\ ^oC \times (10\text{-}25)C = -15{,}6287\ kcal$

$\Delta H_7 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 16{,}4794\ kg \times 0{,}4215\ kcal/kg\ ^oC \times (10\text{-}25)C = -\ 104{,}1913\ kcal$

$\Delta H_8 = m \times Cp \times \Delta T$

$= 2{,}7466 \text{ kg} \times 0{,}4215 \text{ kcal/kg}^oC \times (10\text{-}25)C = -17{,}3652 \text{ kcal}$

$\Delta H_{\text{Bumbu fasa minyak}} = m \times Cp \times \Delta T$

$= 79{,}3333 \text{ kg} \times 0{,}4215 \text{ kcal/kg}^oK \times (283\text{-}298)K = -501{,}5850 \text{ kcal}$

$\Delta H_{\text{Bumbu fasa air}} = m \times Cp \times \Delta T$

$= 1036{,}6667 \text{ kg} \times 0{,}4215 \text{ kcal/kg}^oK \times (283\text{-}298)K = -6554{,}3250 \text{ kcal}$

Total entalpi keluar $= \Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_5 + \Delta H_6 + \Delta H_7 + \Delta H_8 +$

$\Delta H_{\text{fase minyak}} + \Delta H_{\text{fase air}}$

$= -42153{,}1542 \text{ kcal}$

Asumsi: Q loss = 10% Q pendingin

Neraca panas masuk = Neraca panas keluar

Q pendingin = (Q masuk - Q keluar)/1,1

Q pendingin = (59848,4783 - 42153,1542)/1,1

Q pendingin = 92728,7568 kcal

Q loss = 9272,8757 kcal

Neraca panas masuk dan keluar pada tangki emulsifikasi ditunjukkan seperti tabel dibawah ini

Masuk	Kkal/batch	Keluar	Kkal/batch
H bahan masuk	59848.4783	H bahan keluar	-42153.1542
		Q pendingin	92728.7568
		Q loss	9272.8757
Total	59848.4783	Total	59848.4783

LAMPIRAN C
PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

1. Tangki Penampung Minyak Kedelai (F – 116)

Fungsi	:	Tempat untuk menyimpan minyak kedelai yang akan digunakan dalam proses produksi
Tipe	:	Bejana silinder tegak dengan tutup atas berupa dishead head (torisperical) dan tutup bawah berupa konis ($\alpha = 45^o$).
Sistem oprasi	:	Batch
Waktu penyimpanan	:	15 hari
Dasar Pemilihan	:	Cocok menyimpan untuk bahan baku berupa liqiud

Perhitungan :

dari neraca massa didapatkan :

- Kebutuhan minyak kedelai dalam pembuatan margarin adalah = 5493,1487 Kg/batch, sehingga kebutuhan selama 15 hari :

$$= 5.493{,}1487 \frac{kg}{batch} \times \frac{3 batch}{1 hari} \times 15 \frac{hari}{bulan} = 247.191{,}6915 \frac{kg}{15\ hari}$$

- Komposisi minyak kedelai :
    1. Phospatida = 0,045 %
    2. Unsaponiviable = 0,3 %
    3. FFA = 0,05 %
    4. Trigliserida = 99,6050 %, terdiri dari :
  - Asam Linoleat = 40,5 %
  - Asam Linolenat = 7 %
  - Asam Oleat = 24 %
  - Asam Stearat = 4 %
  - Asam Palmitat = 11 %

Untuk mengetahui jumlah masing – masing komponen yang ditambahkan adalah :

- Trigliserida = 99,6050 * 247.191,6915 Kg = 246.215,2843Kg
- Dengan cara yang sama didapat :

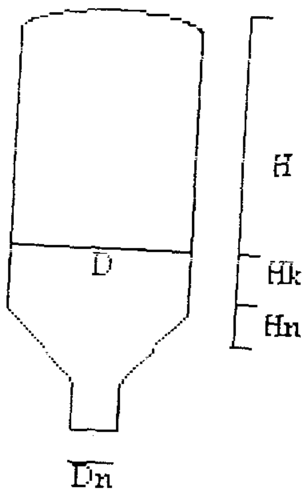
Komponen	% berat	massa (kg)
1. Trigliserida	99,6050	246.215,2843
2. Phospatida	0,045	111,2363
3. Unsaopniviable	0,3	741,5751
4. FFA	0,05	123,5958
Total	**100**	**247.191,6915**

Perhitungan dibagi menjadi 2 buah tangki, sehingga untuk masing – masing tangki :

- total massa masuk = 247.191,6915 kg / 2 = 123.595,8458 Kg
  = 272.483,6212 lbm
- ρ minyak kedelai = 57,0417 lbm/ft^3 [6, Vol. A.10, p.185]
- $V = \dfrac{m}{\rho} = \dfrac{272.483,6212 lbm}{57,0417 lbm/ft^3} = 4.776,9225 ft^3$

Ditetapkan :

- Vcamp = 80% V tangki
- $H_L = 1,5$ D
- Dn = 3 in = 0,25 ft
- $V \text{ tangki} = \dfrac{4.776,9225}{0,8} = 5.971,1531 \; ft^3$



- V camp dalam konis = Vt – V nozzle

$$= \left(\frac{1}{3}\times\frac{\pi}{4}D^2\right)\times Ht - \left(\frac{1}{3}\times\frac{\pi}{4}\times Dn^2\right)H$$

$$= \left(\frac{\pi}{12}D^2\right)\left(\frac{D}{2tg\alpha}\right) - \left(\frac{\pi}{12}Dn^2\right)\left(\frac{Dn}{2tg\alpha}\right)$$

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

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

- V shell = $(\pi/4)$ x D^2 x H

  = $(\pi/4)$ x D^2 x 1,5 H

  = 1,1775 D^3

- V dish head = 0,000049 D^3 [21, pers. 5.11]
- V camp dalam tangki = V camp dalam dish head + V camp dalam shell + V camp dalam konis

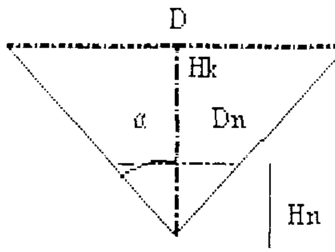
$$5.971{,}1531 = 0{,}000049D^3 + \frac{1}{4}\pi D^3 + \frac{\pi}{24tg\alpha}\left(D^3 - 0{,}25^3\right)$$

$$5{,}971{,}1531 = 0{,}000049D^3 + 1{,}1775D^3 + 0{,}1308D^3 - 2{,}0437.10^{-3}$$

D^3 = 4.536,8856 ft^3

D = 16,5874 ft = 5,0559 m

H_L = 1,5 D = 24,8811 ft = 7,5839 m



- V camp dalam konis $= \dfrac{\pi}{24tg45}\left(16{,}5874^3 - 0{,}25^3\right) = 597{,}1063\,ft^3$
- H_L dalam konis $= \dfrac{D - Dn}{2tg\alpha} = \dfrac{16{,}5874 - 0{,}25}{2tg45} = 8{,}1687\,ft$
- Hn $= \dfrac{Dn}{2tg\alpha} = \dfrac{0{,}25}{2tg\alpha} = 0{,}125\,ft$
- V camp dalam shell = V camp – V camp dalam konis = 4.179,8162 ft^3
- H camp dalam shell $= \dfrac{Vcamp\ dalam\ shell}{\pi/_4\, Dshell^2} = \dfrac{4.179{,}8162}{\pi/_4\,(16{,}5874^2)} = 19{,}3522\,ft$
- H_L dalam tangki = HL dalm konis + HL dalam shell = 27,5209 ft

Tekanan Operasi :

- P oprasi $= \dfrac{\rho_L \times H_{L,\,dalam\ \tan gki}}{144} = \dfrac{57{,}0417 \times 27{,}5209}{144} = 10{,}9017\,psi$
- P design = 1,2 × P oprasi = 16,3525 psi

Tebal Shell

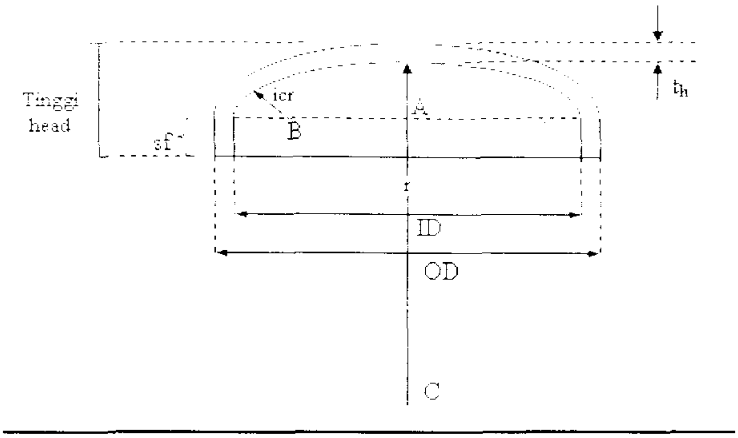
- Bahan konstruksi : Plate steel SA – 240 grade C

Dari Brownel & Young didapatkan : [27]

- f = 18750
- faktor korosi (C) = 1/8 in
- tipe sambungan : double welded but joint, E = 80 %

- dari [27, pers. 13-1]
- ts $= \dfrac{16{,}3525 \times 199{,}0508}{2\left(18750 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 16{,}3525\right)} + \dfrac{1}{8} = 0{,}2336\ \ in$
- ts ~ 1/4 = 0,25 in
- ditetapkan tebal standar = ¼ in

Perhitungan Dished Head :



dimana : t_d = tebal minimum *dish (head/bottom)*, mm, in

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

r = *crown radius / radius of dish*, in

$W = \frac{1}{4} \cdot \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}}\right)$

S = *allowable stress value*, kPa, psi

E = *joint efficiency*

c = *corrosion allowance*, mm

icr = inside corner radius / knuckle radius, in

- OD = ID + 2 ts = 199,5508 in

Dari [27, tabel 5.7, hal 91], didapat :

- OD standar = 204 in
- r = 170 in
- icr = 19,2 in

Dari [27, pers. 7-76, hal.138] :

- $W = \frac{1}{4}\left(3 + \left(\frac{r}{icr}\right)^{0,5}\right) = \frac{1}{4}\left(3 + \left(\frac{170}{19,2}\right)^{0,5}\right) = 1,4939 \ in$
- a = ID/2 = 99,5254 in
- AB = (ID/2) – icr = 80,3254 in
- BC = r – icr = 170 – 19,2 = 150,8 in
- $b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} = 42,3737$ in

Dari [27, pers. 7-77, p. 138] :

- $td = \dfrac{P.r.W}{2.f.E - 0{,}2.P} + C = \dfrac{16{,}3525.170.1{,}4939}{2.18750.0{,}8 - 0{,}2.16{,}3525} = 0{,}2634\ in$
- dipilih td standar = 5/16 in
- dipilih panjang sf = 2 in [27, tabel 5.8]
- Tinggi dish (OA) = td + b + sf = 44,6862 in
- H tangki total = H shell + H konis + H nozzle + tinggi dish = 11,2468 m

2. Pompa (L – 115).

1) **Spesifikasi.**

Fungsi : Untuk memompa minyak kedelai dari tangki intermediet I ke tangki hidrogenasi.

Tipe : Centrifugal pump.

Dasar pemilihan : Beroperasi pada tekanan rendah, memberikan surge kolom yang besar.

Kondisi operasi : P = 1 atm.

T = 150 °C = 423,15 °K.

Jumlah : 1 buah.

2) **Menentukan dimensi pompa.**

- ρ minyak kedelai = $0{,}9137\ {}^{gr}/_{cm^3} = 57{,}0417\ {}^{lb}/_{ft^3}$.
- Massa minyak kedelai = $5493{,}1487\ {}^{kg}/_{batch}$
- Kapasitas volumetrik larutan =

$$\frac{\text{Massa minyak kedelai}}{\rho \text{minyak kedelai}} = \frac{5.493{,}1487}{913{,}69} = 0{,}0017\ {}^{m^3}/_{s} = 0{,}0590\ {}^{ft^3}/_{s}$$

3) **Dimensi pipa.**

Untuk pertama kali aliran diasumsikan turbulen, sehingga :

$D_{i\ opt} = 3{,}9\ .\ q_f^{0,45}\ .\ \rho^{0,13}$ [23, p. 496]

$= 3{,}9\ .\ 0{,}0590^{\ 0,45}\ .\ 57{,}0417^{0,13} = 1{,}8457$ in

Dipilih steel pipe (IPS) berukuran 2 in sch 40 :

ID = 2,0670 in = 0,1722 ft.

OD = 2,3750 in = 0,1979 ft

A = 0,0233 ft^2 [17, App. A.5, p. 892]

Pengecekan asumsi:

$$\text{Kecepatan linear} = v = \frac{0{,}0017}{0{,}0022} = 0{,}7711\ {}^{m}\!/\!_{s}$$

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot ID \cdot v}{\mu} = \frac{57{,}0417 * 0{,}0525 * 0{,}7711}{0{,}0016} = 22.492{,}4942 \rightarrow \text{(turbulen)}$$

→ Asumsi pemilihan pipa memenuhi syarat.

4) Perhitungan ΣF.

Neraca Energi :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

[17, pers 2.7-28, p 64]

Dimana ΣF merupakan total fraksional losses, meliputi :

1. Losses karena kontraksi , hc
2. Losses karena friksi pada pipa lurus, Ff
3. Losses karena friksi pada elbow dan valve, hf
4. Losses karena ekspansi pada bak penampung, h_{ex}
5. Losses karena pressure drop.

Maka :

*) Losses karena sudden kontraksi, hc.

$$Kc = 0{,}55 \text{ x } (1 - \frac{A_2}{A_1})$$

Dimana : A_1 = luas penampang tangki.

A_2 = luas penampang pipa.

Karena A_1>>>A_2 maka (A_2/A_1) diabaikan

maka : Kc = 0,55 x (1 - 0) = 0,55.

$$hc = Kc \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_C} = 0{,}55 \cdot \frac{0{,}7711^2}{2 \cdot 1} = 0{,}1635\ {}^{J}\!/\!_{kg}.$$

*) Losses karena friksi pada pipa lurus, Ft.

Digunakan pipa commersial steel ε = 0,000046 ft

$\varepsilon/D = 0{,}002197$

Dari fig 2.10-3 Geankoplis 3[cd] diperoleh f = 0,0065

Penafsiran panjang pipa lurus (ΔL) = 49,2120 ft.

Pipa yang digunakan dilengkapi dengan:

4 buah elbow 90° ; Le/D = 35 [17, tabel 2.10-1]

1 buah gate valve ; Le/D = 9

Σ L = panjang total = 42,2120 ft+ ((4buah*35*0,1722 ft) + (1 buah*9*0,1722 ft))

= 42,2120ft + 25,6560 ft = 74,8770 ft = 22,8247 m.

$$Ft = 4f \cdot \frac{\Delta L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_c} = 4.\ 0{,}0060 * \frac{22{,}8247}{0{,}0209} * \frac{0{,}7711^2}{2*1} = 3{,}3596\ J/kg$$

$$\text{Friksi karena elbow} = hf = 4 * 0{,}75 * \frac{0{,}7711^2}{2} = 0{,}8919\ J/kg$$

$$\text{Friksi karena gate valve} = hf = 1 * 0{,}17 * \frac{0{,}7711^2}{2} = 0{,}0505\ J/kg$$

*) Friksi karena sudden expansion.

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = 1.$$

Dimana :

A_1 = luas penampang pipa.

A_2 = luas penampang tangki.

Karena $A_1 <<< A_2$ maka (A_2/A_1) diabaikan

$$h_{ex} = K_{ex} * \left(\frac{v^2}{2*\alpha}\right) = 1 * \left(\frac{0{,}7711^2}{2*1}\right) = 0{,}2973\ J/kg.$$

*) Total friksi.

$\Sigma F = hc + Ft + hf + h_{ex} = 0{,}1635 + 3{,}3596 + (0{,}8919 + 0{,}0505) + 0{,}2973$

$= 4{,}7629\ J/kg$

5) Perhitungan Power pompa.

*) Perhitungan Ws.

$$\frac{1}{g_c * 2 * \alpha}(\Delta v^2) + \frac{g}{g_c}(\Delta z) + \frac{\Delta P}{\rho * g_c} + \Sigma F = -\,Ws \qquad [17, \text{pers. } 2.7-28]$$

Dimana :

Δz = 8,8359 ft.

P_1 = 1 atm.

P_2 = 1,1124atm.

ΔP = 1,1124 – 1 = 0,1124 atm

maka : Maka Ws = $200,8960\ \mathrm{J/kg}$

*) Perhitungan Pompa.

Dipakai jenis pompa centrifugal radial [16, tabel 4-20]

Efisiensi pompa (η) = 50%

$$Wp = \frac{-w_s}{\eta}$$ [17, pers.3.3-2]

$= 401,7920\ \mathrm{J/kg}$.

Kecepatan massa = v * ρ

$$= 0,0017\ \frac{m^3}{s} * 913,69\ \frac{kg}{m^3} = 1,5259\ \frac{kg}{s}.$$

$$BHP = \frac{m * Wp}{1000} = \frac{1,5259 * 401,7920}{1000} = 0,6131\ hp$$

Untuk 0,5 kW, efisiensi motor = 80 % [17, hal 134]

Power motor yang dipakai = $\dfrac{Hp}{Efisiensi} = \dfrac{0,6131}{0,8} = 0,7664\ hp$

3. Tangki Intermediet I (M – 114).

Fungsi	:	Tempat untuk mencampur minyak kedelai dengan katalis nikel.
Tipe	:	Bejana silinder tegak dengan tutup atas berupa dishead head dan tutup bawah berupa konis ($\alpha = 45^o$).
Perlengkapan	:	Jaket pemanas, dan pengaduk.
Sistem oprasi	:	Batch
Waktu oprasi	:	1 jam
Dasar Pemilihan	:	Cocok digunakan untuk mereaksikan cair dan padat

Perhitungan :

dari neraca massa didapatkan :

- Kebutuhan minyak kedelai pada tangki intermediet sebesar = 5.493,6138 Kg/batch
- Bahan – bahan yang ditambahkan :
  1. Nikel = 0,01 %
  2. Minyak kedelai, komposisi minyak kedelai sebagai berikut :
     b. Phospatida = 0,045 %
     c. Unsaponiviable = 0,3 %
     d. FFA = 0,05 %
     e. Trigliserida = 99,6050 %, terdiri dari :
        1. Asam Linoleat = 40,5 %
        2. Asam Linolenat = 7 %
        3. Asam Oleat = 24 %
        4. Asam Stearat = 4 %
        5. Asam Palmitat = 11 %

Untuk mengetahui jumlah masing – masing komponen yang ditambahkan adalah :

- Trigliserida = 99,6050% * 5.493,6138 Kg/batch = 5.471,4508 Kg/batch
- Dengan cara yang sama didapat :

Komponen	% berat	massa (kg)
1. Trigliserida	99,6050	5.471,4508
2. Phospatida	0,045	2,4719
3. Unsaopniviable	0,3	16,4794
4. FFA	0,05	2,7466
5. Nikel	0,01	0,4651
Total	**100,00**	**5.493,6138**

- Menghitung densitas campuran
- ρ minyak kedelai = 57,0417 lbm/ft^3 [6, Vol. A.10, p.185]
- ρ nikel = 0,8533 gr/cm^3 [13, hal 293]

komponen camp	Massa (kg/batch)	ρ (gr/cm3)	Xi
minyak kedelai	5.493,1487	0,9137	0,9999
Nikel	0,4651	0,8533	0,0001
Total (kg/batch)	5.493,6138	-	**1**
Total (lbm/batch)	12.111,4085	-	-

$$\frac{1}{\rho\ \text{camp}} = \sum \frac{x_i}{\rho_i}$$

$$\varepsilon = \frac{Xcairan/\rho\,cairan}{Xcairan/\rho\,cairan + Xpdt/\rho\,pdt} = 0{,}999$$

$\rho_{mix} = \varepsilon.\rho + (1-\varepsilon).\rho_p$ [17, pers 14.3-14]

Dimana: ρ_{mix} = massa jenis campuran (kg/m^3)

ε = fraksi volume cairan

ρ = massa jenis cairan (kg/m^3)

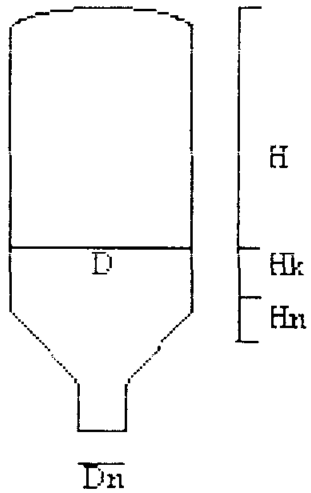
ρ_p = massa jenis padatan (kg/m^3)

ρ_{mix} = 0,9137 gr/cm^3 = 57,0413 lb/ft^3

- Volume camp = $\dfrac{massa\ camp}{\rho_{camp}} = \dfrac{12.111{,}4085\ lbm}{57{,}0413\ lbm/ft^3} = 212{,}3268\ ft^3$

- Ditetapkan :

4. Vcamp = 80 % V tangki
5. H_L = 1,5 D
6. Dn = 3 in = 0,25 ft



- Volume bahan = 80 % Volume reaktor
- Volume tangki = $\dfrac{Vol\ bahan}{0{,}8} = \dfrac{212{,}3268\,ft^3}{0{,}8} = 265{,}4084\ \ ft^3$
- V camp dalam konis = Vt – V nozzle

$$= \left(\frac{1}{3}\times\frac{\pi}{4}D^2\right)\times Ht - \left(\frac{1}{3}\times\frac{\pi}{4}\times Dn^2\right)H$$

$$= \left(\frac{\pi}{12}D^2\right)\left(\frac{D}{2tg\alpha}\right) - \left(\frac{\pi}{12}Dn^2\right)\left(\frac{Dn}{2tg\alpha}\right)$$

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

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

- V shell = $(\pi/4)$ x D^2 x H

  = $(\pi/4)$ x D^2 x 1,5 H

  = 1,1775 D^3

- V dish head = 0,000049 D^3 (Brownel & Young, pers. 5.11)
- V camp dalam reaktor = V camp dalam dish head + V camp dalam shell + V camp dalam konis

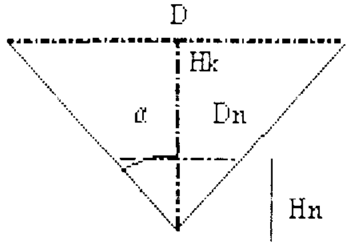
$$265{,}4084 = 0{,}000049D^3 + \frac{1}{4}\pi D^3 + \frac{\pi}{24tg\alpha}\left(D^3 - 0{,}25^3\right)$$

$$265{,}4084 = 0{,}000049D^3 + 1{,}1775D^3 + 0{,}1308D^3 - 2{,}0437.10^{-3}$$

D^3 = 202,8591 ft^3

D = 5,8758 ft = 1,7910 m

$H_L = 1{,}5\ D = 8{,}8137\ ft = 2{,}6864\ m$



- V camp dalam konis $= \dfrac{\pi}{24tg45}\left(5{,}8758^3 - 0{,}25^3\right) = 26{,}5387\,ft^3$
- H_L dalam konis $= \dfrac{D - Dn}{2tg\alpha} = \dfrac{5{,}8758 - 0{,}25}{2tg45} = 2{,}8129\,ft$
- Hn $= \dfrac{Dn}{2tg\alpha} = \dfrac{0{,}25}{2tg\alpha} = 0{,}125\,ft$
- V camp dalam shell = V camp – V camp dalam konis = 185,51 ft^3
- H camp dalam shell $= \dfrac{Vcamp\ dalam\ shell}{\pi/4\ Dshell^2} = \dfrac{185{,}51}{\pi/4\,(5{,}8758^2)} = 6{,}8552\,ft$
- H_L dalam tangki = HL dalm konis + HL dalam shell = 9,6681 ft

Tekanan Operasi :

- P oprasi $= \dfrac{\rho_L \times H_{L\ dalam\ tngki}}{144} = \dfrac{57{,}0413 \times 9{,}6681}{144} = 3{,}8297\,psi$
- P design = 1,2 × P oprasi = 5,7446 psi

Tebal Shell

- Bahan konstruksi : Plate steel SA – 240 grade C

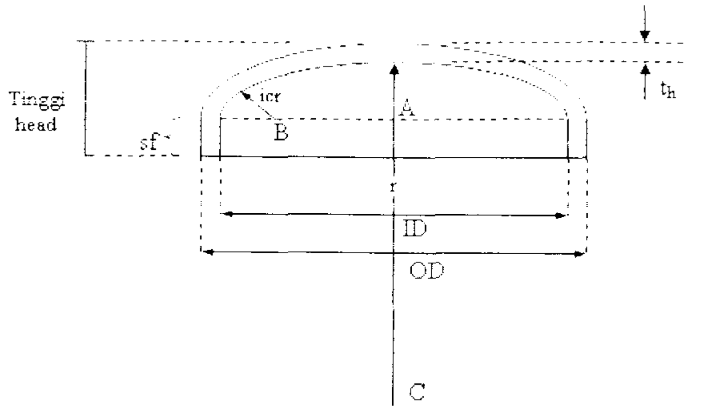
Dari Brownel & Young didapatkan [21]:

- f = 18750
- faktor korosi (C) = 1/8 in
- tipe sambungan : double welded but joint, E = 80 %

- dari [21, pers. 13-1] dipadat :
- ts $= \dfrac{5{,}7446 \times 70{,}51}{2\left(18750 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 5{,}7446\right)} + \dfrac{1}{8} = 0{,}1385\ in$
- ts ~ 3/16 = 0,1875 in

- ditetapkan tebal standar = 3/16 in

Perhitungan Dished Head :



dimana : t_d = tebal minimum *dish (head/bottom)*, mm, in

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

r = *crown radius / radius of dish*, in

$W = \frac{1}{4}.\left(3+\sqrt{\frac{r}{icr}}\right)$

S = *allowable stress value*, kPa, psi

E = *joint efficiency*

c = *corrosion allowance*, mm

icr = inside corner radius / knuckle radius, in

- OD = ID + 2 ts = 70,8850 in

Dari [21, tabel 5.7, hal 90], didapat :

- OD standar = 72 in
- r = 72 in
- icr = 24,3750 in

Dari [21, pers. 7-76, hal.138] :

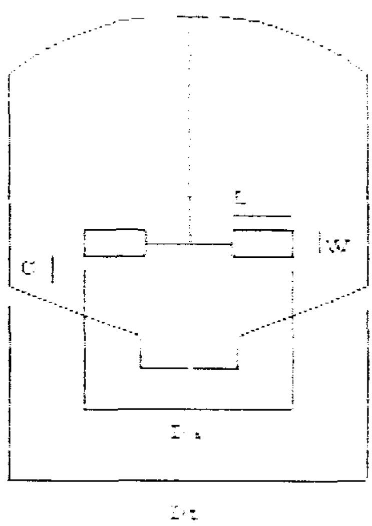
- $W = \frac{1}{4}\left(3+\left(\frac{r}{icr}\right)^{0,5}\right) = \frac{1}{4}\left(3+\left(\frac{72}{4,3750}\right)^{0,5}\right) = 1,7642\ in$
- a = ID/2 = 35,2550 in
- AB = (ID/2) – icr = 30,88 in
- BC = r – icr = 67,6250 in
- $b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} = 11,8372$ in

Dari [21, pers. 7-77, p. 138] :

- $td = \dfrac{P.r.W}{2.f.E - 0,2.P} + C = \dfrac{5,7446.72.1,7642}{2.18750.0,8 - 0,2.5,7446} = 0,1493\ in$
- dipilih td standar = 3/16 in
- dipilih panjang sf = 2 in [21, tabel 5.8]
- Tinggi dish (OA) = td + b + sf = 0,1875 + 2 + 11,8372 = 14,0247 in
- H tangki total = H shell + H konis + H nozzle + tinggi dish = 3,9381 m

Menghitung Pengaduk :

- Tipe : flat six turbine with disk [17, table 3.4-1, p.144]
- Da = 0,3 Dt = 1,7327 ft
- J = Dt / 12 = 0,4896 ft
- W = Da / 5 = 0,3525 ft
- C = Dt / 3 = 1,9586 ft
- L = Da / 4 = 0,4407 ft



Dimana :

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

Dari McCabe 5th ed. Didapatkan kecepatan agitator 20 – 150 rpm

Diambil kecepatan putaran = N = 90 rpm = 1.5 rps

- Viskositas camp = 0.324 × (ρ camp)$^{0.5}$ [19. ed.6. p.3-246]

  = 2.4470 × 2.42/3600 = 0.0016 lb/ft.s

- NRE $= \dfrac{N.Da^2.\rho}{\mu} = \dfrac{1,5*1,7627^2*57,0413}{0,0016} = 161.622,0111$
- Dari Genkoplis 3rd, p. 145, fig 3.4-4 diperoleh Np = 5
- P = Np . ρ . N^3 . Da^5 = 262.413.3646 J/s = 35,19021 Hp
- Dari [23. p.521, fig 14-38], diperoleh :
- Efisiensi motor = 93 %
- Power motor yang dipakai $= \dfrac{351,9021}{0,93} = 37,83893 \ Hp$

Menghitung Jaket Pemanas :

- Tebal jaket = tebal shell = 0,1875 in = 0,0048 m
- Dari neraca panas : massa steam = 859,8914 kg/batch
- ρ steam (200°C) = 0,4869 kg/m3
- Rate Volumetrik $= \dfrac{859,8914}{0,489} = 1.766,0543 m^3 / batch = 0,0613 m^3 / s$
- Ditetapkan kecepatan alir steam (V) = 1 ft/s = m/s
- Rate Volumetrik = A . V = ¼ π (Di^{2}jaket – Do^2 shell) . V

  = ¼ π (Di^{2}jaket – 1,8^2) .

Di2 jaket = 0,2294 m

Di jaket = 0,4790 m

- Ditetapkan : Jaket spacing = 0,125 m
- Do jaket = Di jaket + 2 . Js = 0,4885 + 2 . 0,125 = 0,4885 m
- $\ln \dfrac{(T_1 - t_1)}{(T_2 - t_1)} = \dfrac{U.A.\theta}{M.C}$ ....$(Kern, eq\ 18.7, p.627)$
- Overall Ud = 6 – 60 Btu/hr.ft^2.°F, sehingga diambil 30 Btu/hr.ft^2.°F = 146,4844 Kkal/jam.m^2.

  [20, tabel.8, p.840, for hevy orgnics]

Dimana :

- T1 = suhu bahan masuk = 30 °C
- T2 = suhu bahan keluar = 150 °C
- T1 = suhu steam masuk = 200 °C
- θ = waktu = 1 jam
- M = massa bahan dalam tangki = 5.493,6138 Kg/batch
- C = kapasitas bahan = 0,541 kkal/mol.°C
- A = luas jaket pada shell dan konis

$$\ln\frac{(200-30)}{(200-150)}=\frac{16{,}1452 kkal/jam.m^2\times A\times 1 jam}{5.493{,}6138 kg/jam\times 0{,}541 kkal/mol.^{o}C}$$

- A = 6,2470 m^2
- A = luas jaket pada shell + luas jaket pada konis = 6,2470 m^2

$$6{,}2470=\pi.OD\ shell.Hj+(\pi.Rs.S-\pi.Rn.S)$$

$$6{,}2470=\pi.OD\ shell.Hj+\left(Rs\left(\frac{Rs}{\sin\alpha}\right)\right)-\left(Rn\left(\frac{Rn}{\sin\alpha}\right)\right)$$

$$6{,}2470=\pi.1{,}0930.Hj+\frac{\pi}{\sin 45^{o}}\left(0{,}8955^2-0{,}0032^2\right)$$

$$Hj=2{,}9120\ m$$

- Hj = 1,4272 m < Hshell = 2,9469 m → memenuhi

4. Pompa (L – 112)

1) **Spesifikasi.**

Fungsi : Untuk memompa minyak kedelai dari tangki intermediet I ke tangki hidrogenasi.

Tipe : Centrifugal pump.

Dasar pemilihan : Beroperasi pada tekanan rendah, memberikan surge kolom yang besar.

Kondisi operasi : P = 1 atm.

T = 150 °C = 423,15 °K.

Jumlah : 1 buah.

2) **Menentukan dimensi pompa.**

- ρ minyak kedelai = $0.9137\ {}^{gr}/_{cm^3} = 57.0417\ {}^{lb}/_{ft^3}$.
- Massa minyak kedelai = 5.493,6138 kg/batch
- Kapasitas volumetrik larutan =

$$\frac{\text{Massa minyak kedelai}}{\rho \text{minyak kedelai}} = \frac{5.493,6138}{913,7219} = 6,0123 \frac{m^3}{batch} = 0,0017\ {}^{m^3}/_{s} = 0.0590\ {}^{ft^3}/_{s}$$

3) **Dimensi pipa.**

Untuk pertama kali aliran diasumsikan turbulen, sehingga :

$D_{i\ opt} = 3,9 \cdot q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$ [23, p. 496]

$= 3,9 \cdot 0,0590^{0,45} \cdot 57,0417^{0,13} = 1,8458$ in

Dipilih steel pipe (IPS) berukuran 2 in sch 40 :

ID = 2,0670 in = 0,1722 ft.

OD = 2,375 in = 0,1979 ft

A = 0,0233 ft^2 [17, App. A.5, p. 892]

Pengecekan asumsi:

$$\text{Kecepatan linear} = v = \frac{0,0017}{0,0022} = 0,7711\ {}^{m}/_{s}$$

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot ID \cdot v}{\mu} = 22.494,3986 \text{ (turbulen)}$$

→ Asumsi pemilihan pipa memenuhi syarat.

4) Perhitungan ΣF.

Neraca Energi :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

[17, pers 2.7-28, p 64]

Dimana ΣF merupakan total fraksional losses, meliputi :

6. Losses karena kontraksi , hc
7. Losses karena friksi pada pipa lurus, Ff

8. Losses karena friksi pada elbow dan valve, hf
9. Losses karena ekspansi pada bak penampung, h_{ex}
10. Losses karena pressure drop.

Maka :

*) Losses karena sudden kontraksi, hc.

$$Kc = 0{,}55 \times (1 - \frac{A_2}{A_1})$$

Dimana : A_1 = luas penampang tangki.

A_2 = luas penampang pipa.

Karena $A_1 >>> A_2$ maka (A_2/A_1) diabaikan

maka : Kc = 0,55 x (1 - 0) = 0,55.

$$hc = Kc \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_C} = 0{,}55 \cdot \frac{0{,}7711^2}{2 \cdot 1} = 0{,}1635 \ J/kg .$$

*) Losses karena friksi pada pipa lurus, Ft.

Digunakan pipa commersial steel ε = 0,000046 ft

ε/D = 0,002197

Dari fig 2.10-3 Geankoplis 3[ed] diperoleh f = 0,0065

Penafsiran panjang pipa lurus (ΔL) = 32,8080 ft.

Pipa yang digunakan dilengkapi dengan:

4 buah elbow 90° ; Le/D = 35 [17, tabel 2.10-1, hal 93]

1 buah gate valve ; Le/D = 9

Σ L = panjang total = 32,8080 ft+ ((4buah*35*0,1722 ft) + (1 buah*9*0,1722 ft))

= 32,8080 ft + 25,6650 ft = 58,4730 ft = 17,8247 m.

$$Ft = 4f \cdot \frac{\Delta L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_c} = 4.\ 0{,}0065 * \frac{17{,}8247}{0{,}0525} * \frac{7{,}7114^2}{2 * 1} = 262{,}3923 \ J/kg$$

$$\text{Friksi karena elbow} = hf = 4 * 0{,}75 * \frac{0{,}7711^2}{2} = 0{,}8920 \ J/kg$$

$$\text{Friksi karena gate valve} = hf = 1 * 0{,}17 * \frac{0{,}7711^2}{2} = 0{,}0505$$

*) Friksi karena sudden expansion.

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = 1.$$

Dimana :

A_1 = luas penampang pipa.

A_2 = luas penampang tangki.

Karena $A_1 <<< A_2$ maka (A_2/A_1) diabaikan

$$h_{ex} = K_{ex} * \left(\frac{v^2}{2*\alpha}\right) = 1 * \left(\frac{0,7711^2}{2*1}\right) = 0,2973$$

*) Total friksi.

$\Sigma F = hc + Ft + hf + h_{ex} = 0,1635 + 2,6239 + (0,8920 + 0,0505) + 0,2973$

$= 4,0273 \; ^{J}/_{kg}$

5) Perhitungan Power pompa.

*) Perhitungan Ws.

$$\frac{1}{g_C * 2 * \alpha}(\Delta v^2) + \frac{g}{g_C}(\Delta z) + \frac{\Delta P}{\rho * g_C} + \Sigma F = -Ws \qquad [17, \text{pers. } 2.7 - 28]$$

Dimana :

Δz	= 10,1627 ft.
P_1	= 1 atm.
P_2	= 1,3924 atm.
ΔP	= 1,3924 – 1 = 0,3924

maka : Maka Ws = 34,4125 $^{J}/_{kg}$

*) Perhitungan Pompa.

Dipakai jenis pompa centrifugal radial (Ulrich).

Efisiensi pompa (η) = 50%

$$Wp = \frac{-w_s}{\eta} \qquad [17, \text{pers.}3.3\text{-}2]$$

$= 68,8249 \; ^{J}/_{kg}$.

Kecepatan massa = v * ρ

$$= 0,0017 \frac{m^3}{s} * 913,7219 \frac{kg}{m^3} = 1,5260 \; ^{kg}/_{s}.$$

$$BHP = \frac{m * Wp}{1000} = \frac{1,5260 * 68,8249}{1000} = 0,1050 \text{ hp}$$

Untuk 0,5 kW, efisiensi motor = 80 % [17, 134]

Power motor yang dipakai = $\dfrac{Hp}{Efisiensi} = \dfrac{0{,}1050}{0{,}8} = 0{,}1313$

5. TANGKI HIDROGENASI (R – 110).

Fungsi	:	Tempat untuk mereaksikan minyak kedelai dengan hidrogen agar menjadi minyak yang jenuh.
Tipe	:	Bejana silinder tegak dengan tutup atas berupa dishead head dan tutup bawah berupa konis ($\alpha = 45^{o}$).
Perlengkapan	:	Jaket pemanas yang sekaligus digunakan sebagai jaket pendingin, pengaduk, dan sparger.
Sistem oprasi	:	Batch
Waktu oprasi	:	2 jam
Dasar Pemilihan	:	Cocok digunakan untuk mereaksikan cair dan gas

Perhitungan :

dari neraca massa didapatkan :

- Kebutuhan minyak kedelai pada tangki hidrogenasi sebesar = 5.493,6138 Kg/batch
- Bahan – bahan yang ditambahkan :
  - Nikel = 0,01 %
  - Gas Hidrogen
- Komposisi minyak kedelai :
  1. Phospatida = 0,045 %
  2. Unsaponiviable = 0,3 %
  3. FFA = 0,05 %
  4. Trigliserida = 99,6050 %, terdiri dari :
     - Asam Linoleat = 40,5 %
     - Asam Linolenat = 7 %
     - Asam Oleat = 24 %

- Asam Stearat = 4 %
- Asam Palmitat = 11 %

Sehingga untuk mengetahui jumlah masing – masing komponen yang ditambahkan adalah :

- Trigliserida = 99,6050 * 5.493,6138 Kg/batch = 5.471,9140 Kg/batch
- Dengan cara yang sama didapat :

Komponen	% berat	massa (kg)
1. Trigliserida	99,6050	5.471,9140
2. Phospatida	0,045	2,4721
3. Unsaopniviable	0,3	16,4808
4. FFA	0,05	2,7468
5. Nikel	0,01	0,4651
6. H_2	-	68,6189
Total	**100,00**	**5.562,6978**

- Menghitung densitas campuran
- ρ minyak kedelai (150°C) = 57,0423 lbm/ft^3 [6, Vol. A.10, p.185]
- $\rho\ H_2 = 0$
- ρ nikel (30°C) = 53,2715 gr/cm^3 [13, hal 293]

komponen camp	**massa (kg)**	**densitas (gr/cm3)**	**Xi**
minyak kedelai	5.493,6138	0,9137	0,9875
padat/ nikel	0,4651	0,8533	0,0001
gas/H2	68,6189	0,0000	0,0124
Total (kg/batch)	**5.562,6978**		1,0000
lbm/batch	12.263,5236		

$$\frac{1}{\rho\ \text{camp}} = \sum \frac{x_i}{\rho_i}$$

$$\varepsilon = \frac{\text{Xcairan}/\rho\,\text{cairan}}{\text{Xcairan}/\rho\,\text{cairan} + Xpdt/\rho\,pdt} = 0{,}999$$

$\rho_{mix} = \varepsilon.\rho + (1-\varepsilon).\rho_p$ [17 , pers 14.3-14]

Dimana: ρ_{mix} = massa jenis campuran (kg/m^3)

ε = fraksi volume cairan

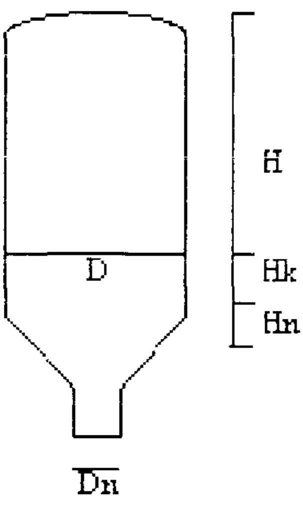
ρ = massa jenis cairan (kg/m^3)

ρ_p = massa jenis padatan (kg/m^3)

ρ_{mix} = 0,9137 gr/cm^3 = 57,0420 lb/ft^3

- Volume camp = $\dfrac{massa\ camp}{\rho_{camp}} = \dfrac{12.263{,}7135\ lbm}{57{,}0420\ lbm/ft^3} = 214{,}9945\ ft^3$

- Ditetapkan :
  - Vcamp = 80 % V reaktor
  - H_L = 1,5 D
  - Dn = 3 in = 0,25 ft



- Volume bahan = 80 % Volume reaktor

- Volume reaktor = $\dfrac{Vol\ bahan}{0{,}8} = \dfrac{214{,}9945\,ft^3}{0{,}8} = 268{,}7431\ ft^3$ = 7,6099 m^3.

- V camp dalam konis = Vt – V nozzle

$$=\left(\frac{1}{3}\times\frac{\pi}{4}D^2\right)\times Ht-\left(\frac{1}{3}\times\frac{\pi}{4}\times Dn^2\right)H$$

$$=\left(\frac{\pi}{12}D^2\right)\left(\frac{D}{2tg\alpha}\right)-\left(\frac{\pi}{12}Dn^2\right)\left(\frac{Dn}{2tg\alpha}\right)$$

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

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

- V shell = $(\pi/4)$ x D^2 x H

  = $(\pi/4)$ x D^2 x 1.5 H

  = 1,1775 D^3
- V dish head = 0,000049 D^3 [21, pers. 5.11]
- V camp dalam reaktor = V camp dalam dish head + V camp dalam shell + V camp dalam konis

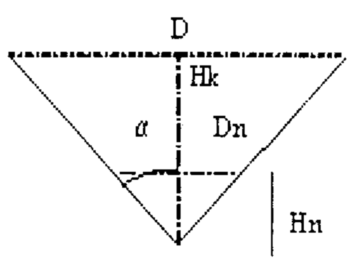
$$268.7431=0{,}000049D^3+\frac{1}{4}\pi D^3+\frac{\pi}{24tg\alpha}\left(D^3-0{,}25^3\right)$$

$$268{,}7431=0{,}000049D^3+1{,}1775D^3+0{,}1308D^3-2{,}0437.10^{-3}$$

D^3 = 205,4078ft^3

D = 5,9003 ft = 1,7984 m

H_L = 1,5 D = 8,8504 ft = 2,6976 m



- V camp dalam konis $=\frac{\pi}{24tg45}\left(5{,}9^3-0{,}25^3\right)=26{,}8721\ ft^3$
- H_L dalam konis $=\frac{D-Dn}{2tg\alpha}=\frac{5{,}9-0{,}25}{2tg45}=2{,}8251ft$
- Hn $=\frac{Dn}{2tg\alpha}=\frac{0{,}25}{2tg\alpha}=0{,}125ft$
- V camp dalam shell = V camp – V camp dalam konis = 188,1223 ft^3

- H camp dalam shell $= \dfrac{Vcamp\ dalam\ shell}{\pi/_4\ Dshell^2} = \dfrac{188{,}1223}{\pi/_4 (5{,}9^2)} = 6.8838\, ft$
- H_L dalam reaktor = HL dalm konis + HL dalam shell = 9.7089 ft

Tekanan Operasi :

- P oprasi $= \dfrac{\rho_L \times H_{L\ dalam\ reaktor}}{144} = \dfrac{57{,}0420 \times 9{,}7089}{144} = 3{,}8459\, psi$
- P design = 1,2 × P oprasi = 5.7689 psi

Tebal Shell

- Bahan konstruksi : Plate steel SA – 240 grade C

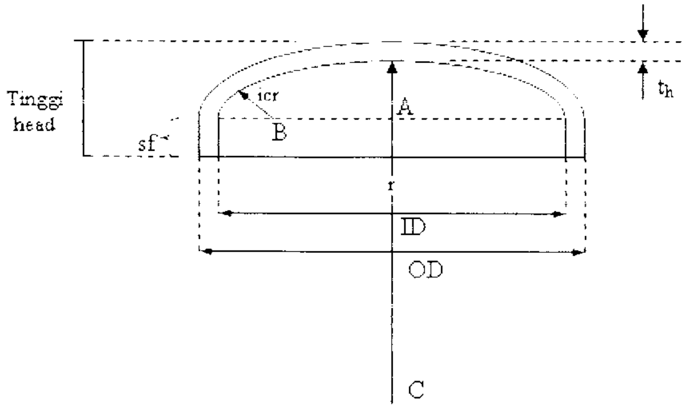
Dari Brownel & Young didapatkan [21] :

- f = 18750
- faktor korosi (C) = 1/8 in
- tipe sambungan : double welded but joint, E = 80 %

$$ts = \frac{5{,}7689 \times 370{,}8040}{2(18750 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 5{,}7689)} + \frac{1}{8} = 0{,}1386\ in \qquad [21, pers. 13-1]$$

- ts ~ 3/16 = 0,1875 in
- ditetapkan tebal standar = 3/16 in

Perhitungan Dished Head :



dimana : t_d = tebal minimum *dish (head/bottom)*, mm, in

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

r = *crown radius / radius of dish*, in

$$W = \frac{1}{4}.\left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}}\right)$$

S = *allowable stress value*, kPa, psi

E = *joint efficiency*

c = *corrosion allowance*, mm

icr = inside corner radius / knuckle radius, in

- OD = ID + 2 ts = 71,1790 in

Dari [21, tabel 5.7, hal 90], didapat :

- OD standar = 72 in
- r = 72 in
- icr = 4,375 in

Dari [21,pers. 7-76, hal.138] :

- $W = \frac{1}{4}\left(3 + \left(\frac{r}{icr}\right)^{0,5}\right) = \frac{1}{4}\left(3 + \left(\frac{72}{4,375}\right)^{0,5}\right) = 1,7642 \ in$
- a = ID/2 = 35,4028/2 = 35,4020 in
- AB = (ID/2) – icr = 31,0270 in
- BC = r – icr = 67,6250 in
- $b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} = 11,9129$ in

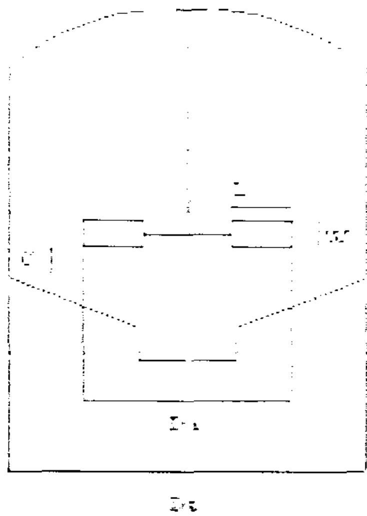
Dari [21, pers. 7-77, p. 138] :

- $td = \frac{P.r.W}{2.f.E - 0,2.P} + C = \frac{5,7689.72.1,7642}{2.18750.0,8 - 0,2.5,7689} = 0,1494 \ in$
- dipilih td standar = 3/16 in
- dipilih panjang sf = 2 in [21, tabel 5.8]
- Tinggi dish (OA) = td + b + sf = 14,1004 in
- H reaktor total = H shell + H konis + H nozzle + tinggi dish = 3,9550 m

Menghitung Pengaduk :

- Tipe : flat six turbine with disk [17, table 3.4-1, p.144]
- Da = 0,3 Dt = 1,7701 ft
- J = Dt / 12 = 0,4917 ft
- W = Da / 5 = 0,3540 ft

- C = Dt / 3 = 1,9668 ft
- L = Da / 4 = 0,4425 ft



Dimana :

Da = diameter pengaduk

Dt = diameter tangki

L = panjang blade

W = lebar blade

C = jarak dari dasar tangki ke pusat pengaduk

J = lebar baffle

Dari McCabe 5th ed. Didapatkan kecepatan agitator 20 – 150 rpm

Diambil kecepatan putaran = N = 120 rpm = 2 rps

- Viskositas camp = 0,324 × (ρ camp)^{0,5} [18, ed.6, p.3-246]

  = 2,4470 × 2,42/3600 = 0,0016 lb/ft.s

- NRE $= \dfrac{N.Da^2.\rho}{\mu} = \dfrac{2 * 1{,}7701^2 * 57{,}0420}{0{,}0016} = 217.298{,}4613$
- Np = 5 [17, p. 145, fig 3.4-4]
- P = Np . ρ . N^3 . Da^5 = 635.103,4783 J/s = 85,16876 Hp
- Efisiensi motor = 93 % [23, p.521, fig 14-38]
- Power motor yang dipakai $= \dfrac{851{,}6876}{0{,}93} = 91{,}57932 \ Hp$

Menghitung Jaket Pendingin :

- Tebal jaket = tebal shell = 0,1875 in = 0,0048 m
- Dari neraca panas : massa pendingin = 21.174,59 kg/batch
- ρ air (30°C) = 995,68 kg/m3
- Rate Volumetrik $= \dfrac{21.174,59}{995,68} = 21,2665\ m^3 / jam = 0,0007 m^3 / s$
- Ditetapkan kecepatan alir steam (V) = 1 ft/s = 0,3048 m/s
- Rate Volumetrik = A . V = ¼ π (Di^2jaket – Do^2 shell) . V

  = ¼ π (Di^2jaket – $1,8080^2$) .

Di2 jaket = 0,3050 m

Di jaket = 0,5523 m

- Ditetapkan : Jaket spacing = 0,0125 m
- Do jaket = Di jaket + 2 . Js = 0,5523 + 2 . 0,0125 = 0,5773 m
- $\ln\dfrac{(T_1 - t_1)}{(T_2 - t_1)} = \dfrac{U.A.\theta}{M.C}$.[20, eq 18.7, p.627]
- Overall Ud = 5 – 75 Btu/hr.ft².°F, sehingga diambil 25 Btu/hr.ft².°F = 122,0703 Kkal/jam.m². [20, p.840]

Dimana :

- T1 = suhu bahan masuk = 150 °C
- T2 = suhu bahan keluar = 170 °C
- T1 = suhu air pendingin = 30°C
- θ = waktu = 2 jam
- M = massa bahan dalam tangki = 5.562,6978Kg/batch
- C = kapasitas bahan = 0,3743 kkal/mol.°C
- A = luas jaket pada shell dan konis

$$\ln\frac{(170-30)}{(150-30)} = \frac{122,0703 kkal / jam.m^2 \times A \times 2 jam}{5.562,6978 kg / batch \times 0,3743 kkal / mol.^\circ C}$$

- A = 6,9651 m²
- A = luas jaket pada shell + luas jaket pada konis = 6,9651 m²

$$6{,}9651 = \pi.OD\ shell.Hj + (\pi.Rs.S - \pi.Rn.S)$$

$$6{,}9651 = \pi.OD\ shell.Hj + \left(Rs\left(\frac{Rs}{\sin\alpha}\right)\right) - \left(Rn\left(\frac{Rn}{\sin\alpha}\right)\right)$$

$$6{,}9651 = \pi.1{,}8080.Hj + \frac{\pi}{\sin 45^o}\left(0{,}8992^2 - 0{,}0032^2\right)$$

$$Hj = 2{,}8522\ m$$

- Hj = 2,8522 m < Hshell = 2.9593 m → memenuhi

Perhitungan Jaket pemanas :

- Tebal jaket = tebal shell = 0,1875 in = 0,0048 m
- Dari neraca panas : massa steam = 6872649 kg/batch
- ρ steam (200°C) = 2,6069 kg/m^3
- Rate Volumetrik $= \dfrac{687{,}2649}{2{,}6069} = 3263{,}6330 m^3/batch = 0.0732 m^3/s$
- Ditetapkan kecepatan alir steam (V) = 1 ft/s
- Rate Volumetrik = A . V = ¼ π (Di^{2}jaket – Do^2 shell) . V

  = ¼ π (Di^{2}jaket – 1,8080^2) .

Di^2 jaket = 0,2123 m

Di jaket = 0,4608 m

- Ditetapkan : Jaket spacing = 0,0125 m
- Do jaket = Di jaket + 2 . Js

  = 0,2123 + 2 . 0,0125 = 0,4608 m

- $\ln\dfrac{(T_1 - t_1)}{(T_2 - t_1)} = \dfrac{U.A.\theta}{M.C}$ ....[20, *eq* 18.7, *p*.627]
- Overall Ud = 5 – 50 Btu/hr.ft^2.°F, sehingga diambil 10 Btu/hr.ft^2.°F = 48,8281 Kkal/jam.m^2.

Dimana :

- T1 = suhu hidrogen masuk = 30 °C
- T2 = suhu hidrogen keluar = 170 °C
- t1 = suhu steam masuk = 200 °C
- θ = waktu = 10 menit = 1,6667 jam
- M = massa bahan dalam tangki = 68,6189 Kg/batch

- C = kapasitas bahan = 3,4618 kkal/mol.°C
- A = luas jaket pada shell dan konis

$$\ln\frac{(200-30)}{(200-170)}=\frac{48,8281 kkal/jam.m^2\times A\times 1,6667\, jam}{68,6189 kg/batch\times 3,4618 kkal/mol.^{o}C}$$

- A = 16,5405 m^2
- A = luas jaket pada shell + luas jaket pada konis = 16,5405 m^2

$$16,5405=\pi.OD\ shell.Hj+(\pi.Rs.S-\pi.Rn.S)$$

$$16,5405=\pi.OD\ shell.Hj+\left(Rs\left(\frac{Rs}{\sin\alpha}\right)\right)-\left(Rn\left(\frac{Rn}{\sin\alpha}\right)\right)$$

$$16,5405=\pi.1,8080.Hj+\frac{\pi}{\sin 45^{o}}\left(0,8992^2-0,0032^2\right)$$

$$Hj=2,5974\ m$$

- Hj = 2,5974 m < Hshell = 2,9593 m → memenuhi

Sparger :

- Dari neraca massa didapat :

  - massa H_2 = 68,6189 kg/batch = 151,2796 lbm/batch
- ρ H_2 (30°C) = 0,0805 lb/ft3
- Laju volumetrik H_2 dari blower

$$=\frac{massa\ H_2}{\rho\ H_2}=\frac{151,2796\frac{lbm}{batch}}{0,0805\frac{lbm}{ft^3}}=1.878,5053\frac{ft^3}{batch}$$

- Viskositas H_2 = 0,0112 cp = 0,0271 lbm/ft.jam

[17, App.A.3-4, p.867]

- Dari [28, hal.141] ditetapkan :
  - Reo = 30.000
  - do = ¼ in = 0,0208 ft
- $\text{Wo}=\frac{Reo\times\pi\times do\times\mu}{4}=\frac{30.000\times\pi\times 0,0208\times 0,0271}{4}=13,2717 lbm/jam$
- $\text{N}=\frac{G}{Wo}=\frac{1.878,5053 lbm/jam}{13,2717 lbm/jam}=11,3987\cong 12\ \text{lubang}$

- Sehingga ditetapkan : jumlah lubang = 12
- $Dp = 0.0071 \times Reo^{(-0.05)}$ [28. pers.6.5]

  $Dp = 0.0071 \times 30.000^{(-0.05)} = 0.0042\ in$
- Ditetapkan : D sparger = ¾ Da = 0,6883in
- Jarak melingkar antar sparger = 3 Dp = 0,0127in
- Digunakan pipa dengan Di = 3 in. sch 40

[17, App.A.5. hal 892]

6. Pompa (L – 113).

1) **Spesifikasi.**

   Fungsi : Untuk memompa minyak yang terhidrogensi ke Plate Heat exchanger

   Tipe : Centrifugal pump.

   Dasar pemilihan : Beroperasi pada tekanan rendah, memberikan surge kolom yang besar.

   Kondisi operasi : P = 1 atm.

   T = 170 °C = 443,15 °K.

   Jumlah : 1 buah.

2) **Menentukan dimensi pompa.**

   - ρ minyak kedelai = $0,9137\ ^{gr}/_{cm^3} = 57,0413\ ^{lb}/_{ft^3}$.
   - Massa minyak kedelai = 5551,6823 Kg/batch
   - Kapasitas volumetrik larutan =

   $$\frac{\text{Massa minyak kedelai}}{\rho\text{minyak kedelai}} = \frac{5.551,6823}{913,7161} = 6,0880\ ^{m^3}/_{batch} = 0,0017\ ^{m^3}/_{s} = 0,0597\ ^{ft^3}/_{s}$$

3) **Dimensi pipa.**

   Untuk pertama kali aliran diasumsikan turbulen, sehingga :

   $D_{i\ opt} = 3,9 \cdot q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$ [23, p. 496]

   $= 3,9 \cdot 0,0597^{0,45} \cdot 57,0413^{3} = 1,8562$ in

Dipilih steel pipe (IPS) berukuran 2in sch 40 :

ID = 2,0670 in = 0,1722 ft.

OD = 2,375 in = 0,1979 ft

$A = 0{,}0233\ ft^2$ [17, App. A.5, p. 892]

Pengecekan asumsi:

$$\text{Kecepatan linear} = v = \frac{0.0017}{0.0022} = 0{,}7808\ m/s$$

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot ID \cdot v}{\mu} = 22.777{,}3463\ (\text{turbulen})$$

→ Asumsi pemilihan pipa memenuhi syarat.

4) Perhitungan ΣF.

Neraca Energi :

$$\frac{1}{2\cdot\alpha\cdot g_c}\cdot(v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c}\cdot(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

[17, pers 2.7-28, p 64]

Dimana ΣF merupakan total fraksional losses, meliputi :

11. Losses karena kontraksi , hc
12. Losses karena friksi pada pipa lurus, Ff
13. Losses karena friksi pada elbow dan valve, hf
14. Losses karena ekspansi pada bak penampung, h_{ex}
15. Losses karena pressure drop.

Maka :

*) Losses karena sudden kontraksi, hc.

$$Kc = 0{,}55 \times (1 - \frac{A_2}{A_1})$$

Dimana : A_1 = luas penampang tangki.

A_2 = luas penampang pipa.

Karena $A_1 >>> A_2$ maka (A_2/A_1) diabaikan

maka : Kc = 0,55 x (1 - 0) = 0,55.

$$hc = Kc\cdot\frac{v^2}{2\cdot g_C} = 0{,}55\cdot\frac{0{,}7808}{2\cdot 1} = 0{,}1677\ J/kg.$$

*) Losses karena friksi pada pipa lurus, Ft.

Digunakan pipa commersial steel ε = 0,000046 ft

ε/D = 0,002197

Dari fig 2.10-3 Geankoplis 3[rd] diperoleh f = 0,0065

Penafsiran panjang pipa lurus (ΔL) = 22,9596 ft.

Pipa yang digunakan dilengkapi dengan:

3 buah elbow 90° ; Le/D = 35 [17, tabel 2.10-1, hal 93]

1 buah gate valve ; Le/D = 9

Σ L = panjang total = 22,9656 ft+ ((3 buah*35*0,1722 ft) + (1 buah*9*0,1722 ft))

= 22,9656 ft + 19,6363 ft = 42,6019 ft = 12,9867 m.

$$Ft = 3f \cdot \frac{\Delta L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_c} = 3.\ 0{,}0065 * \frac{12{,}9867}{0{,}0525} * \frac{0{,}7808^2}{2*1} = 1{,}4701\ \mathrm{J/kg}$$

$$\text{Friksi karena elbow} = hf = 3 * 0{,}75 * \frac{0{,}7808^2}{2} = 0{,}6859\ \mathrm{J/kg}$$

$$\text{Friksi karena gate valve} = hf = 1 * 0{,}17 * \frac{0{,}7808^2}{2} = 0{,}0518\ \mathrm{J/kg}$$

*) Friksi karena sudden expansion.

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = 1.$$

Dimana :

A_1 = luas penampang pipa.

A_2 = luas penampang tangki.

Karena $A_1 <<< A_2$ maka (A_2/A_1) diabaikan

$$h_{ex} = K_{ex} * \left(\frac{v^2}{2*\alpha}\right) = 1 * \left(\frac{0{,}7808^2}{2*1}\right) = 0{,}3049\ \mathrm{J/kg}.$$

*) Total friksi.

ΣF = hc + Ft + hf + h_{ex} = 0,1677 + 1,4701 + (0,6859 + 0,0518) + 0,3049

= 2,6804 J/kg

5) Perhitungan Power pompa.

*) Perhitungan Ws.

$$\frac{1}{g_C * 2 * \alpha}(\Delta v^2) + \frac{g}{g_C}(\Delta z) + \frac{\Delta P}{\rho * g_C} + \Sigma F = -\ Ws$$ [17, pers. 2.7 – 28]

Dimana :

Δz = 9,1249 ft.

ΔP = 1 atm.

maka : Maka Ws = 61,5203 J/kg

*) Perhitungan Pompa.

Dipakai jenis pompa centrifugal radial

Efisiensi pompa (η) = 50%

$$Wp = \frac{-w_s}{\eta}$$ [17, pers.3.3-2]

$= 123{,}0406\ J/kg$.

Kecepatan massa = v * ρ

$$= 0{,}0017\ \frac{m^3}{s} * 913{,}7161\ \frac{kg}{m^3} = 1{,}5452\ kg/s\ .$$

$$BHP = \frac{m * Wp}{1000} = \frac{1{,}5452 * 61{,}5203}{1000} = 0{,}1901$$

Untuk 0,5 kW, efisiensi motor = 75 % [17, hal 134]

Power motor = $\dfrac{Hp}{Efisiensi} = \dfrac{0{,}1901}{0{,}75} = 0{,}2535$

7. Heat Exchanger (E – 117)

Fungsi : Untuk mendinginkan minyak yang sudah terhidrogenasi.

Tipe : *plate heat exchanger*

Dasar pemilihan : luas permukaan perpindahan panas tinggi, *maintenance* mudah, banyak digunakan di industri makanan, membutuhkan *space* yang kecil.

Perhitungan :

1. Data (*physical properties*) dari fluida panas dan fluida dingin

- Fluida panas : minyak yang sudah terhidrogenasi.

  Massa alir (m_1) = 5.5551,1838 kg/batch = 12.263,5236 lbm/batch

Cp_1 = 0,8167 btu/lb.°F

μ_1 = 1,0147 lb/ft.h

k_1 = 0,36 btu/h.ft.°F

ρ_2 = 918,7315 kg/m^3

- Fluida dingin (air dari unit utilitas)

  Massa alir (m_2) = 28.298,2739 kg/batch = 62.3865236 lbm/batch

  Cp_2 = 4,183 kJ/kg.°K = 0,9991 btu/lb.°F

  μ_2 = 0,2385 lb/ft.h

  k_2 = 0,346 btu/h.ft.°F

  ρ_2 = 988,07 kg/m^3

2. Perhitungan *Overall Heat Transfer Coefficient*

Ditetapkan :

- Bahan konstruksi untuk *plate heat exchanger* adalah *stainless steel* tipe 316
- As (luas perpindahan panas per *plate*) = 0,0733 m^2 = 0,7887 ft^2
- W (lebar plate) = 178 mm
- L (panjang plate) = 735 mm
- d *port* = 79 mm
- δ (tebal dinding *plate*) = 0,8 mm = 0,0026 ft
- b (spasi *plate* rata-rata) = 4 mm [29]
- ϕ = 1,17
- Δ P = 0,5 psi (Δ P = 0,1 – 2,5 psi) [16, table 4-12,p.153]

Perhitungan ΔT_{LMTD}.

Hot liquid	Cold liquid
T_1 = 170 °C	t_2 = 45 °C
T_2 = 90 °C.	t_1 = 30 °C
$T_1 - T_2$ = 80 °C.	$t_2 - t_1$ = 15 °C.

maka : $T_1 - t_2$ = 170 – 45 = 125 °C.

$T_2 - t_1$ = 90 – 30 = 60 °C.

$\Delta t_2 - \Delta t_1$ = 125 – 60 = 65 °C.

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} = \frac{65}{\ln\left(\frac{125}{60}\right)} = 23.8\ ^{o}C$$

d_e (hydraulic diameter) $= \frac{2b}{\phi} = \frac{2.4\ mm}{1,17} = 6,8376\ mm = 0.0224\ ft$

FLUIDA DINGIN	FLUIDA PANAS
$J1 = \frac{2,5\,.\,(\mu_2)^{0,3}}{2\,.\,\Delta P}$	$J_1 = \frac{2,5\,.\,(\mu_2)^{0,3}}{2\,.\,\Delta P} = \frac{2,5\,.\,(1,0147)^{0,3}}{2.0,5} = 0.6277$
$= \frac{2,5\,.\,(1,9370)^{0,3}}{2.0,5} = 0,7621$	$J_2 = 0,28\,.\left(\frac{Cp_2.\mu_2}{k_2}\right)^{0,4}.\,k_2\,.\,(\mu_2)^{-0,65}$
$J_2 = 0,28\,.\left(\frac{Cp_2.\mu_2}{k_2}\right)^{0,4}.\,k_2\,.\,(\mu_2)^{-0,65}$	$= 0,28\,.\left(\frac{0,8167.1,0147}{0,36}\right)^{0,4}.0,36.(1,0147)^{-0,65}$
$= 0,28\,.\left(\frac{0,0,2385.1,9370}{0,346}\right)^{0,4}.0,346.(1,9370)^{0,65}$	$= 0,1394$
$= 0,0708$	$h_2 = \frac{J_2}{J_1^{0,241}}.\frac{m_2}{As}.d_e^{-0,28}$
$H_1 = \frac{J_2}{J_1^{0,241}}.\frac{m_2}{As}.d_e^{-0,28}$	$=$
$=$	$\frac{0,1394}{(0,6277)^{0,241}}.\frac{12.263,5236}{0,7887}.(0,0224)^{-0,28}$
$\frac{0,0708}{(0,7621)^{0,241}}.\frac{62.386,3746}{0,7887}.(0,0224)^{-0,28}$	$= 485,6712\ btu/h.ft^2.^{o}F$
$= 1.033,3527\ btu/h.ft^2.^{o}F$	

$$Tw = \frac{T_{air} + t_{ave}}{2} = \frac{30^{o}C + 130^{o}C}{2} = 80^{o}C = 353^{o}K$$

k logam pada Tw = 15,0943 W/m.K = 8,7213 btu/h.ft.^{o}F [30]

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_1} + \frac{1}{h_2} + \frac{\delta}{k} = \frac{1}{1.033,3527} + \frac{1}{60,7089} + \frac{0,0026}{485,6712} = 0,0033$$

U = 300,7654 btu/h.ft^2.^{o}F

Asumsi : U_{design} lebih besar daripada U_{clean} sebesar 10%

U_{design} = 1,1 . 300,7654 btu/h.ft^2.^{o}F = 330,8419 btu/h.ft^2.^{o}F

= 6.763,0374 kJ/jam.m^2.^{o}C

3. Perhitungan Jumlah *Plate*

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{LMTD}} = \frac{425.537,0976 \text{ kJ/jam}}{6.763,0374 \text{ kJ/jam.m}^2.^\circ C.23,8^\circ C} = 2,6465 \text{ m}^2$$

$$\text{jumlah } plate = \frac{A}{As} = \frac{2,6465\ m^2}{0,0733\ m^2} = 36,10541 \approx 37 \text{ buah}$$

4. Pengecekan *Pressure Drop*

Δ P dalam *channel*	Δ P dalam *port*
Np = 1 Nc = 7,5 Sc = W.b = 178 mm . 4 mm = 0,000712 m^2 $G = \frac{M}{Nc \times Sc} = \frac{28.298,2739}{7,5 \times 0,00071}$ = 5299302,2285 kg/m^2.s $Nre = \frac{G \times de}{\mu} = \frac{5299302,2285 \times 6,8376\ mm}{0,8007 \times 10^{-3}\ kg/m.s}$ =45253584,5534 $f = \frac{1,17}{N_{Re}^{0,27}} = \frac{1,17}{(45253584,5534)^{0,27}}$ = 0,01 $\Delta P = \frac{2fGL}{\rho \times de}$ $= \frac{2 \times 0,0171 \times 5299302,2285 \times 0,735}{988,07 \times 0,0068376}$ = 11.561,2336 Pa	D *port* = 79 mm A *port* = $\pi/4 \times (79)^2 = 0,0049$ m^2 $G' = \frac{M}{A\ port} = \frac{12.263,5236}{0,0049}$ = 1135433,3017 kg/m^2.s $Nre = \frac{G' \times de}{\mu} = \frac{1135433,3017 \times 6,837}{1,510 kg/m.s}$ = 5141277,3908 $f = \frac{1,17}{N_{Re}^{0,27}} = \frac{1,17}{(5141277,3908)^{0,27}}$ = 0,0180 $\Delta P = \frac{2fGL}{\rho \times de}$ $= \frac{2 \times 0,0316 \times 1135433,3017 \times 0,735}{1,51 \times 0,0068376}$ = 4.792,7345Pa

Δ P total = Δ P dalam *channel* + Δ P dalam *port* = 11561,2336 + 4792,7345 Pa

= 16353,9680 Pa = 2,4352 psi (memenuhi)

8. Pompa (L – 118).

1) **Spesifikasi.**

Fungsi : Untuk memompa minyak yang terhidrogensi dari Plate Heat exchanger ke plate & frame filter press.

Tipe : Centrifugal pump.

Dasar pemilihan : Beroperasi pada tekanan rendah, memberikan surge kolom yang besar.

Kondisi operasi : P = 1 atm.

T = 90 °C = 363,15 °K.

Jumlah : 1 buah.

2) **Menentukan dimensi pompa.**

- ρ minyak kedelai = $0{,}9137\ {}^{gr}/_{cm^3} = 57{,}0413\ {}^{lb}/_{ft^3}$.
- Massa minyak kedelai = 5.551,6823 Kg/batch
- Kapasitas volumetrik larutan =

$$\frac{\text{Massa minyak kedelai}}{\rho\text{minyak kedelai}} = \frac{5.551{,}6823}{913{,}7161} = 6{,}0880\ {}^{m^3}/_{batch} = 0{,}0017\ {}^{m^3}/_{s} = 0{,}0597\ {}^{ft^3}/_{s}$$

3) **Dimensi pipa.**

Untuk pertama kali aliran diasumsikan turbulen, sehingga :

$D_{i\ opt} = 3{,}9 \cdot q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$ [23, p. 496]

$= 3{,}9 \cdot 0{,}0597^{0,45} \cdot 913{,}7161^{3} = 1{,}8562$

Dipilih steel pipe (IPS) berukuran 2 in sch 40 :

ID = 2,0670 in = 0,1722ft.

OD = 2,375 in = 0,1979 ft

A = 0,0233 ft^2 [17, App. A.5, p. 892]

Pengecekan asumsi:

Kecepatan linear = v = $\frac{0{,}0017}{0{,}0022} = 0{,}7808$

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot ID \cdot v}{\mu} = 22.777,3643 \text{ (turbulen)}$$

→ Asumsi pemilihan pipa memenuhi syarat.

4) Perhitungan ΣF.

Neraca Energi :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

[17, pers 2.7-28, p 64]

Dimana ΣF merupakan total fraksional losses, meliputi :

16. Losses karena kontraksi , hc
17. Losses karena friksi pada pipa lurus, Ff
18. Losses karena friksi pada elbow dan valve, hf
19. Losses karena ekspansi pada bak penampung, h_{ex}
20. Losses karena pressure drop.

Maka :

*) Losses karena sudden kontraksi, hc.

$$Kc = 0{,}55 \text{ x } (1 - \frac{A_2}{A_1})$$

Dimana : A_1 = luas penampang tangki.

A_2 = luas penampang pipa.

Karena A_1>>>A_2 maka (A_2/A_1) diabaikan

maka : Kc = 0,55 x (1 - 0) = 0,55.

$$hc = Kc \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_C} = 0{,}55 \cdot \frac{0{,}7808^2}{2 \cdot 1} = 0{,}1677 \ J/kg.$$

*) Losses karena friksi pada pipa lurus, Ft.

Digunakan pipa commersial steel ε = 0,000046 ft

ε/D = 0,002197

Dari fig 2.10-3 Geankoplis 3[ed] diperoleh f = 0,0065

Penafsiran panjang pipa lurus (ΔL) = 22,9656 ft.

Pipa yang digunakan dilengkapi dengan:

3 buah elbow 90° ; Le/D = 35 [17, tabel 2.10-1, hal 93]

1 buah gate valve : Le/D = 9

Σ L = panjang total = 22,9656 ft+ ((3buah*35*0,1722 ft) + (1 buah*9*0,1722 ft))

= 22,9656 ft + 19,6363 ft = 42,6019 ft = 12,9867 m.

$$Ft = 3f \cdot \frac{\Delta L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_c} = 3.\ 0,0065 * \frac{12,9867}{0,0525} * \frac{0,7808^2}{2*1} = 1,9601\ \text{J/kg}$$

$$\text{Friksi karena elbow} = hf = 3*\ 0,75 * \frac{0,7808^2}{2} = 0,6859\ \text{J/kg}$$

$$\text{Friksi karena gate valve} = hf = 1 * 0,17 * \frac{0,7808^2}{2} = 0,0518\ \text{J/kg}$$

*) Friksi karena sudden expansion.

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = 1.$$

Dimana :

A_1 = luas penampang pipa.

A_2 = luas penampang tangki.

Karena A_1<<< A_2 maka (A_2/A_1) diabaikan

$$h_{ex} = K_{ex} * \left(\frac{v^2}{2*\alpha}\right) = 1 * \left(\frac{0,7808^2}{2*1}\right) = 0,3049\ \text{J/kg}.$$

*) Total friksi.

$\Sigma F = hc + Ft + hf + h_{ex}$ = 0,1677 + 1,9601 + (0,6859+ 0,0518) +0,3049

= 3,1704 J/kg

5) Perhitungan Power pompa.

*) Perhitungan Ws.

$$\frac{1}{g_c * 2 * \alpha}(\Delta v^2) + \frac{g}{g_c}(\Delta z) + \frac{\Delta P}{\rho * g_c} + \Sigma F = -Ws \qquad [17,\text{hal } 2.7 - 28]$$

Dimana :

Δz = 3,2808 ft.

ΔP = 2,7974 atm.

maka : Maka Ws = 12,9795 J/kg

*) Perhitungan Pompa.

Dipakai jenis pompa centrifugal radial

Efisiensi pompa (η) = 50%

$$Wp = \frac{-W_s}{\eta}$$ [17, , pers.3.3-2]

$= 25{,}9589\ {}^{J}\!/_{kg}$.

Kecepatan massa = v * ρ

$$= 0{,}0017\ \frac{m^3}{s} * 913{,}7161\ \frac{kg}{m^3} = 1{,}5452\ {}^{kg}\!/_{s}\ .$$

$$BHP = \frac{m * Wp}{1000} = \frac{1{,}5452 * 25{,}9589}{1000} = 0{,}0401$$

Untuk 0,5 kW, efisiensi motor = 75 % [17, hal 134]

Power motor yang dipakai = $\frac{Hp}{Efisiensi} = \frac{0{,}0401}{0{,}75} = 0{,}0535$

9. Filter Press (H – 119).

Fungsi : untuk menyaring solid (nikel) dari minyak yang sudah terhidrogenasi

Tipe : Plate and frame filter press

Dasar perancangan :

Waktu pembersihan = waktu pembongkaran + pengambilan cake + pencucian plate and frame + pemasangan

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

Perhitungan :

- $\rho_{filtrat}$ = 0,9173 kg/m^3
- ρ_{cake} = 0,8531 kg/m^3
- Jumlah filtrat = 5.551,6823 kg/ batch
- Jumlah cake = 0,5167 kg/batch
- Kecepatan volumetrik filtrat = $\frac{5.551{,}6823 kg / batch}{0{,}9173 kg / m^3}$

= 6.051,6378 m^3/batch

= 213.710,4157 ft^3/batch

[19, Tabel 19-17]

- Ukuran plate and frame = 48 in x 48 in

- Luas efektif = 28.8 ft^2
- Total kapasitas = 1.2 ft^3/in tebal
- Volume cake = $\dfrac{0,5167 kg / batch}{0,8531 kg / m^3}$ = 0,5452 m^3 /jam = 19.2542 ft^3 /jam

- Volume tiap frame = luas x tebal
- Tebal frame berkisar antara 0,125-8 in [19, hal 19-66]
- sehingga diambil tebal frame = 1 in
- Volume cake dalam tiap frame = $\dfrac{19.2542\ ft^2}{2} x \dfrac{1 in}{12 in / ft}$ = 0,8023ft^3
- Jumlah frame = $\dfrac{Volume\ cake}{Volume\ tiap\ frame} = \dfrac{19,2542 ft^3}{0,8023 ft^3}$ = 24 buah
- Panjang alat berkisar antara 0,5-20 m [16, hal 223]
- Jumlah plate = (24 x 2) = 48 buah
- Jumlah frame = (24 x 2) + 1 = 49 buah
- Tebal plate and frame total = 49 x $\dfrac{1 in}{12 in / ft}$ = 4,0833 ft = 1,2446 m

(memenuhi range panjang alat dari Ulrich)

10. Pompa (L – 125).

1) **Spesifikasi.**

Fungsi : Untuk memompa minyak yang terhidrogensi dari frame filter press ke tangki intermediet II.

Tipe : Centrifugal pump.

Dasar pemilihan : Beroperasi pada tekanan rendah, memberikan surge kolom yang besar.

Kondisi operasi : P = 1 atm.

T = 80 ^oC = 353,15 ^oK.

Jumlah : 1 buah.

2) Menentukan dimensi pompa.

- ρ minyak kedelai = 0,9137 $^{gr}/_{cm^3}$ = 57,0413 $^{lb}/_{ft^3}$.
- Massa minyak kedelai = 5.551,1656 kg/batch
- Kapasitas volumetrik larutan =

$$\frac{\text{Massa minyak kedelai}}{\rho\text{minyak kedelai}} = \frac{5.551,1656}{913,7219} = 6,0754\, {}^{m^3}/_{batch} = 0,0017\, {}^{m^3}/_{s} = 0,0596\, {}^{ft^3}/_{s}$$

3) **Dimensi pipa.**

Untuk pertama kali aliran diasumsikan turbulen, sehingga :

$D_{i\ opt} = 3,9 \cdot q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$ [23, p. 496]

$= 3,9 \cdot 0,0596^{0,45} \cdot 57,0413^{0,13} = 1,8545$ in

Dipilih steel pipe (IPS) berukuran 2 in sch 40 :

ID = 2,3750 in = 0,1979 ft.

OD = 2,0670 in = 0,1722 ft

A = 0,0233 ft^2 [17, App. A.5, p. 892]

Pengecekan asumsi:

$$\text{Kecepatan linear} = v = \frac{0,0017}{0,0022} = 0,7792\ {}^{ft}/_{s}$$

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot ID \cdot v}{\mu} = 22.730,1332 \text{ (turbulen)}$$

→ Asumsi pemilihan pipa memenuhi syarat.

4) Perhitungan ΣF.

Neraca Energi :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

[17, pers 2.7-28, p 64]

Dimana ΣF merupakan total fraksional losses, meliputi :

8. Losses karena kontraksi , hc

9. Losses karena friksi pada pipa lurus, Ff

10. Losses karena friksi pada elbow dan valve, hf

11. Losses karena ekspansi pada bak penampung, h_{ex}

12. Losses karena pressure drop.

Maka :

*) Losses karena sudden kontraksi, hc.

$$Kc = 0.55 \times (1 - \frac{A_2}{A_1})$$

Dimana : A_1 = luas penampang tangki.

A_2 = luas penampang pipa.

Karena $A_1 >>> A_2$ maka (A_2/A_1) diabaikan

maka : Kc = 0,55 x (1 - 0) = 0,55.

$$hc = Kc \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_C} = 0,55 \cdot \frac{0,7792^2}{2 \cdot 1} = 0,1670 \ \text{J}/\text{kg}.$$

*) Losses karena friksi pada pipa lurus, Ft.

Digunakan pipa commersial steel ε = 0,000046 ft

ε/D = 0,002197

Dari fig 2.10-3 Geankoplis 3[ed] diperoleh f = 0,0060

Penafsiran panjang pipa lurus (ΔL) = 32,8080 ft.

Pipa yang digunakan dilengkapi dengan:

5 buah elbow 90° ; Le/D = 35 [17, tabel 2.10-1, hal 93]

1 buah gate valve ; Le/D = 9

Σ L = panjang total = 32,8080 ft+ ((5 buah*35*0,1722 ft) + (1 buah*9*0,1722 ft))

= 32,8080 ft + 31,6937 ft = 64,5017 ft = 19,6627 m.

$$Ft = 5f \cdot \frac{\Delta L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_c} = 5.\ 0,0060 * \frac{19,6627}{0,0525} * \frac{0,7792^2}{2 * 1} = 3,4102 \ \text{J}/\text{kg}$$

$$\text{Friksi karena elbow} = hf = 5 * 0,75 * \frac{0,7792^2}{2} = 1,1385 \ \text{J}/\text{kg}$$

$$\text{Friksi karena gate valve} = hf = 1 * 0,17 * \frac{0,7792^2}{2} = 0,0516 \ \text{J}/\text{kg}$$

*) Friksi karena sudden expansion.

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = 1.$$

Dimana :

A_1 = luas penampang pipa.

A_2 = luas penampang tangki.

Karena $A_1 <<< A_2$ maka (A_2/A_1) diabaikan

$$h_{ex} = K_{ex} * \left(\frac{v^2}{2*\alpha}\right) = 1 * \left(\frac{0,7792^2}{2*1}\right) = 0,3036\ {}^{J}\!/_{kg}.$$

*) Total friksi.

$\Sigma F = hc + Ft + hf + h_{ex} = 0,1670 + 3,4102 + (1,1385 + 0,0516) + 0,3036$

$= 5,0709\ {}^{J}\!/_{kg}$

5) Perhitungan Power pompa.

*) Perhitungan Ws.

$$\frac{1}{g_c * 2 * \alpha}(\Delta v^2) + \frac{g}{g_c}(\Delta z) + \frac{\Delta P}{\rho * g_c} + \Sigma F = -Ws \qquad [17, \text{pers. } 2.7-28]$$

Dimana :

Δz	= 9,6683 ft.
P_1	= 1 atm.
P_2	= 1,3932 atm.
ΔP	= 0,3932 atm

maka : Maka Ws = $33,9778\ {}^{J}\!/_{kg}$

*) Perhitungan Pompa.

Dipakai jenis pompa centrifugal radial

Efisiensi pompa (η) = 50%

$$Wp = \frac{-w_s}{\eta} \qquad [17, \text{pers.}3.3\text{-}2]$$

$= 67,9556\ {}^{J}\!/_{kg}$.

Kecepatan massa = v * ρ

$$= 0,0017\ \frac{m^3}{s} * 913,7219\ \frac{kg}{m^3} = 1,5452\ {}^{kg}\!/_{s}.$$

$$BHP = \frac{m * Wp}{1000} = \frac{1,5452 * 67,9556}{1000} = 0,1048$$

Untuk 0,5 kW, efisiensi motor = 75 % [17, hal 134]

Power motor = $\frac{\text{Hp}}{\text{Efisiensi}} = \frac{0,1048}{0,75} = 0,1397$

Powe motor yang dipakai = 0,25 hp

11. TANGKI INTERMEDIET II (F – 121)

Fungsi	:	Tempat untuk menampung minyak kedelai yang sudah disaring dari filter press.
Tipe	:	Bejana silinder tegak dengan tutup atas berupa dishead head dan tutup bawah berupa konis ($\alpha = 45^0$)
Sistem oprasi	:	Batch
Waktu penyimpanan	:	1 jam
Dasar Pemilihan	:	beroprasi pada tekanan atmosfir, cocok digunakan untuk menyimpan liquid

<u>Perhitungan :</u>

Dari neraca massa didapat :

- komposisi minyak kedelai yang terhidrogenasi = 5.551,1656 Kg/batch = 12.238,7943 lb/batch

- Menghitung densitas margarine :

ρ = 0,8475 + (0,0003 * saponivication value) + (0,00014*iodine value)

= 0,8475 + (0,0003*200)+(0,00014*70)

= 0,9173 gr/cm^3 = 57,2670 lb/ft^3 [6, vol.A.10, p.185]

- Menghitung viskositas margarine :

μ = 0,324*(ρ margarine)^{0,5}

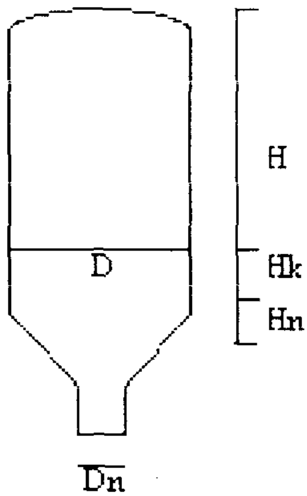
= 0,324*(57,2670)^{0,5}

= (2,4519*2,42)/3600 = 0,0016 lb/ft.s [19, p.3-6]

- V margarin = $\frac{m}{\rho} = \frac{12.238,7943}{57,2670} = 213,7145\, ft^3$

Ditetapkan :

- Vcamp = 80% V tangki
- H_L = D
- Dn = 3 in = 0,25 ft
- V tangki = $\dfrac{213{,}7145}{0{,}8} = 267{,}1431\ ft^3$



- V camp dalam konis = Vt – V nozzle

$$= \left(\frac{1}{3}\times\frac{\pi}{4}D^2\right)\times Ht - \left(\frac{1}{3}\times\frac{\pi}{4}\times Dn^2\right)H$$

$$= \left(\frac{\pi}{12}D^2\right)\left(\frac{D}{2tg\alpha}\right) - \left(\frac{\pi}{12}Dn^2\right)\left(\frac{Dn}{2tg\alpha}\right)$$

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

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

- V shell = $(\pi/4) \times D^2 \times H$

  = $(\pi/4) \times D^2 \times 1{,}5\ H$

  = $1{,}1775\ D^3$

- V dish head = $0{,}000049\ D^3$ (Brownel & Young, pers. 5.11)
- V camp dalam reaktor = V camp dalam dish head + V camp dalam shell + V camp dalam konis

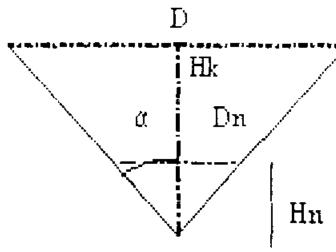
$$267{,}1431 = 0{,}000049D^3 + \frac{1}{4}\pi D^3 + \frac{\pi}{24tg\alpha}\left(D^3 - 0{,}25^3\right)$$

$$267{,}1431 = 0{,}000049D^3 + 1{,}1775D^3 + 0{,}1308D^3 - 2{,}0437.10^{-3}$$

$D^3 = 204{,}1849\ ft^3$

$D = 5{,}8885\ ft = 1{,}7948\ m$

$H_L = 1{,}5\ D = 8{,}8328\ ft = 2{,}6923\ m$



- V camp dalam konis $= \dfrac{\pi}{24tg45}\left(5{,}8885^3 - 0{,}25^3\right) = 26{,}121\ ft^3$
- H_L dalam konis $= \dfrac{D - Dn}{2tg\alpha} = \dfrac{5{,}8885 - 0{,}25}{2tg45} = 2{,}8193\,ft$
- Hn $= \dfrac{Dn}{2tg\alpha} = \dfrac{0{,}25}{2tg\alpha} = 0.125\,ft$
- V camp dalam shell = V camp – V camp dalam konis = 187,0023 ft^3
- H camp dalam shell $= \dfrac{Vcamp\ \ dalam\ \ shell}{\pi/_4\ Dshell^2} = \dfrac{187{,}0023}{\pi/_4\,(5{,}8885^2)} = 6{,}8701\,ft$
- H_L dalam tangki = HL dalm konis + HL dalam shell = 9,6893 ft

Tekanan Operasi :

- P oprasi $= \dfrac{\rho_L \times H_{L\ dalam\ reaktor}}{144} = \dfrac{57{,}2670 \times 9{,}6893}{144} = 3{,}8533\,psi$
- P design = 1,2 × P oprasi = 5,78 psi

Tebal Shell

- Bahan konstruksi : Plate steel SA – 240 grade C

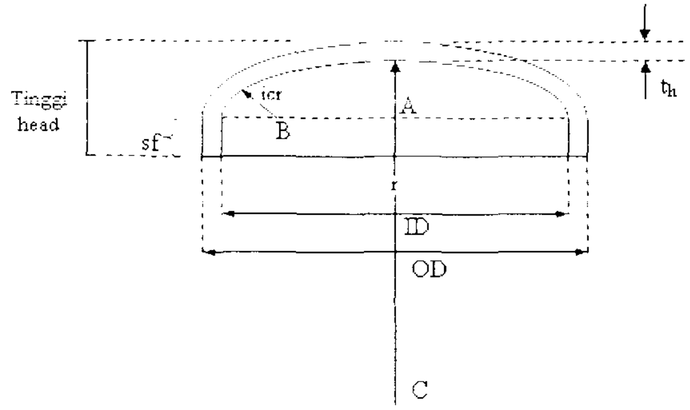
Dari Brownel & Young didapatkan :

- f = 18750
- faktor korosi (C) = 1/8 in
- tipe sambungan : double welded but joint, E = 80 %

- [21, pers. 13-1]

- $ts = \dfrac{5.78 \times 70{,}6632}{2(18750 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 5.78)} + \dfrac{1}{8} = 0.1386\ in$
- ts ~ 3/16 = 0.1875 in
- ditetapkan tebal standar = 3/16 in

Perhitungan Dished Head :



dimana : t_d = tebal minimum *dish (head/bottom)*, mm, in

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

r = *crown radius / radius of dish*, in

$W = \dfrac{1}{4}.\left(3 + \sqrt{\dfrac{r}{icr}}\right)$

S = *allowable stress value*, kPa, psi

E = *joint efficiency*

c = *corrosion allowance*, mm

icr = inside corner radius / knuckle radius, in

- OD = ID + 2 ts = 71,0382 in

[21, tabel 5.7, hal 90], didapat :

- OD standar = 72 in
- r = 72 in
- icr = 4,375 in

$$W = \frac{1}{4}\left(3 + \left(\frac{r}{icr}\right)^{0,5}\right) = \frac{1}{4}\left(3 + \left(\frac{72}{4{,}375}\right)^{0,5}\right) = 1{,}7642\ in$$

[21, pers. 7-76, hal.138]

- a = ID/2 = 35,3316 in

- AB = (ID/2) – icr = 30,9566 in
- BC = r – icr = 67,6250 in
- $b = r - (BC^2 - AB^2)^{0.5} = 11.8766$ in
- $td = \dfrac{P.r.W}{2.f.E - 0{,}2.P} + C = \dfrac{5{,}78.72.1{,}7642}{2.18750.0{,}8 - 0{,}2.5{,}78} = 0{,}1495\ in$

[12, pers. 7-77, p. 138]

- dipilih td standar = 3/16 in
- dipilih panjang sf = 2 in [21, tabel 5.8]
- Tinggi dish (OA) = td + b + sf = 0,1875 + 2 + 11,8766 = 14,0641 in
- H reaktor total = H shell + H konis + H nozzle + tinggi dish

  = 12,9491 ft = 3,94689 m

12. Pompa (L – 122)

1) **Spesifikasi.**

Fungsi : Untuk memompa minyak yang terhidrogensi dari tangki intermediet II ke tangki emulsifikasi.

Tipe : Centrifugal pump.

Dasar pemilihan : Beroperasi pada tekanan rendah, memberikan surge kolom yang besar.

Kondisi operasi : P = 1 atm.

T = 74,62 °C = 347,77 °K.

Jumlah : 1 buah.

2) **Menentukan dimensi pompa.**

- ρ minyak kedelai = $0{,}9137\ {}^{gr}/_{cm^3} = 57{,}0413\ {}^{lb}/_{ft^3}$.
- Massa minyak kedelai = 5.551,1656 kg/batch
- Kapasitas volumetrik larutan =

$$\frac{\text{Massa minyak kedelai}}{\rho\text{minyak kedelai}} = \frac{5.551{,}1656}{913{,}7219} = 6{,}0756\ {}^{m^3}/_{batch} = 0{,}0017\ {}^{m^3}/_{s} = 0{,}0596\ {}^{ft^3}/_{s}$$

3) **Dimensi pipa.**

Untuk pertama kali aliran diasumsikan turbulen, sehingga :

$D_{i\,opt} = 3{,}9 \cdot q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$ [23, p. 496]

$= 3{,}9 \cdot 0.0596^{\,0,45} \cdot 57{,}0413^{\,0,13} = 1{,}8545$ in

Dipilih steel pipe (IPS) berukuran2 in sch 40 :

ID = 2,3750 in = 0,1722 ft.

OD = 2,0670 in = 0,1979 ft

A = 0,0233 ft^2 [17, App. A.5, p. 892]

Pengecekan asumsi:

$$\text{Kecepatan linear} = v = \frac{0{,}0017}{0{,}0022} = 0{,}7793\ ^{ft}\!/_{s}$$

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot ID \cdot v}{\mu} = 22.731{,}0641 \text{ (turbulen)}$$

→ Asumsi pemilihan pipa memenuhi syarat.

4) Perhitungan ΣF.

Neraca Energi :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

[17, pers 2.7-28, p 64]

Dimana ΣF merupakan total fraksional losses, meliputi :

13. Losses karena kontraksi , hc

14. Losses karena friksi pada pipa lurus, Ff

15. Losses karena friksi pada elbow dan valve, hf

16. Losses karena ekspansi pada bak penampung, h_{ex}

17. Losses karena pressure drop.

Maka :

*) Losses karena sudden kontraksi, hc.

$$Kc = 0{,}55 \times (1 - \frac{A_2}{A_1})$$

Dimana : A_1 = luas penampang tangki.

A_2 = luas penampang pipa.

Karena $A_1 >>> A_2$ maka (A_2/A_1) diabaikan maka : Kc = 0,55 x (1 - 0) = 0,55.

$$hc = Kc \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_c} = 0,55 \cdot \frac{0,7793^2}{2 \cdot 1} = 0,1670 \ J/kg.$$

*) Losses karena friksi pada pipa lurus, Ft.

Digunakan pipa commersial steel ε = 0,000046 ft

ε/D = 0,002197

Dari fig 2.10-3 Geankoplis 3[ed] diperoleh f = 0,0065

Penafsiran panjang pipa lurus (ΔL) = 32,8080 ft.

Pipa yang digunakan dilengkapi dengan:

4 buah elbow 90° ; Le/D = 35 [17, tabel 2.10-1, hal 93]

1 buah gate valve ; Le/D = 9

Σ L = panjang total = 32,8080 ft+ ((4 buah*35*0,1722 ft) + (1 buah*9*0,1722 ft))

= 32,8080 ft + 256650 ft = 58,4730 ft = 17,8247 m.

$$Ft = 4f \cdot \frac{\Delta L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_c} = 4.\ 0,0065 * \frac{17,8247}{0,0209} * \frac{0,7793^2}{2*1} = 2,6794 \ J/kg$$

$$\text{Friksi karena elbow} = hf = 4 * 0,75 * \frac{0,7793^2}{2} = 0,9109 \ J/kg$$

$$\text{Friksi karena gate valve} = hf = 1 * 0,17 * \frac{0,7793^2}{2} = 0,0516 \ J/kg$$

*) Friksi karena sudden expansion.

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = 1.$$

Dimana :

A_1 = luas penampang pipa.

A_2 = luas penampang tangki.

Karena $A_1 <<< A_2$ maka (A_2/A_1) diabaikan

$$h_{ex} = K_{ex} * \left(\frac{v^2}{2 * \alpha}\right) = 1 * \left(\frac{0,7793^2}{2 * 1}\right) = 0,3036 \ J/kg.$$

*) Total friksi.

$\Sigma F = hc + Ft + hf + h_{ex} = 0,1670 + 2,6794 + (0,9109 + 0,0516) + 0,3036$

$= 4,1125 \ J/kg$

5) Perhitungan Power pompa.

*) Perhitungan Ws.

$$\frac{1}{g_c * 2 * \alpha}(\Delta v^2) + \frac{g}{g_c}(\Delta z) + \frac{\Delta P}{\rho * g_c} + \Sigma F = -\ Ws$$ [17, pers. 2.7 – 28]

Dimana :

Δz = 12,2398 ft.

P_1 = 1 atm.

P_2 = 1,4183 atm.

ΔP = 0,4183 atm

maka : Maka Ws = 40,7079 J/kg

*) Perhitungan Pompa.

Dipakai jenis pompa centrifugal radial

Efisiensi pompa (η) = 50%

$$Wp = \frac{-\ w_s}{\eta}$$ [17, pers.3.3-2]

$= 81,4158\ J/kg$.

Kecepatan massa = v * ρ

$$= 0,0017\ \frac{m^3}{s} * 913,7219\ \frac{kg}{m^3} = 1,5452\ kg/s.$$

$$BHP = \frac{m * Wp}{1000} = 1,5452\frac{0,1927 * 81,4158}{1000} = 0,1255$$

Untuk 0,5 kW, efisiensi motor = 75 % [17, hal 134]

$$\textbf{Power motor} = \frac{Hp}{Efisiensi} = \frac{0,1255}{0,75} = 0,1674$$

Power motor yang dipakai = 0,25 hp

13. TANGKI BUMBU FASE MINYAK (M – 124)

Fungsi : Sebagai tempat untuk mencampur bumbu – bumbu dalam fase minyak.

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas berupa plat datar dan tutup bawah berbentuk konis ($\alpha = 45\ ^{0}$) yang dilengkapi dengan pengaduk

Dasar pemilihan : beroprasi pada tekanan atmosfir.

Waktu tinggal :1 jam

Perhitungan :

Dari neraca massa didapat :

- *total bumbu dalam fase minyak yang ditambahkan sebanyak* 79,3333 kg/batch terhadap jumlah margarin.
- bumbu – bumbu yang ditambahkan adalah :
  - Lesitin = 0.5 %
  - Vit A = 0,05 %
  - Vit D = 0.05%
  - Pewarna ß-Karotene = 0.59 %

Sehingga *untuk mengetahui* jumlah *masing – masing* komponen yang ditambahkan adalah :

- Lesitin = 0,5% × 6.666,6667 kg/batch = 33,3333 Kg/jam
- Dengan cara yang sama didapat :

komponen	massa (kg)	Xi	Ro (74,62°C)	Xi/Roi
Pewarna (b-karoten)	39,3333	0,4958	0,8188	0,6055
Vit A	3,3333	0,0420	0,7842	0,0536
VIT D	3,3333	0,0420	0,7177	0,0585
Lesitin	33,3333	0,4202	0,7493	0,5607
total (kg/batch)	**79,3333**	**1,0000**	-	**1,2784**

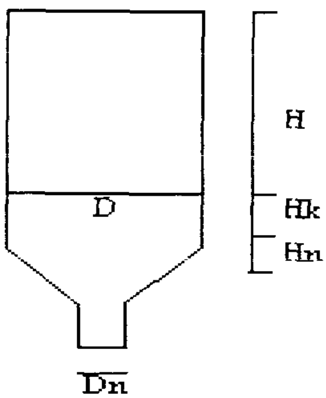
$$\frac{1}{\rho\ camp} = \sum \frac{x_i}{\rho_i}$$

- ρ camp = 1/1,1498 = 0,8697 gr/cm^3 = 54,2977 lbm/ft3
- total massa masuk = 79.3333 kg/batch = 174,9010 lbm/batch
- $V\ camp = \dfrac{m\ camp}{\rho\ camp} = \dfrac{174{,}9010}{54{,}2977} = 3.2211\, ft^3\ /\ batch$

Ditetapkan :

- Vcamp = 80% V tangki
- H_L = D
- Dn = 3 in = 0,25 ft

$$V\ tangki = \frac{3{,}2211}{0{,}8} = 4{,}0264\ \ ft^3$$



Keterangan:

D = diameter shell

H = tinggi shell

Hk = tinggi konis

Hn = tinggi nozzle

Dn = diameter nozzle

- V camp dalam konis = Vt – V nozzle

$$= \left(\frac{1}{3}\times\frac{\pi}{4}D^2\right)\times Ht - \left(\frac{1}{3}\times\frac{\pi}{4}\times Dn^2\right)H$$

$$= \left(\frac{\pi}{12}D^2\right)\left(\frac{D}{2tg\alpha}\right) - \left(\frac{\pi}{12}Dn^2\right)\left(\frac{Dn}{2tg\alpha}\right)$$

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

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

- V shell = $(\pi/4) \times D^2 \times H$
  = $(\pi/4) \times D^2 \times 1,5\ H$
  = $1,1775\ D^3$
- V dish head = $0,000049\ D^3$ [21, pers. 5.11]
- V camp dalam reaktor = V camp dalam dish head + V camp dalam shell + V camp dalam konis

$$4,0264 = 0,000049D^3 + \frac{1}{4}\pi D^3 + \frac{\pi}{24tg\alpha}\left(D^3 - 0,25^3\right)$$

$$4,0264 = 0,000049D^3 + 1,1775D^3 + 0,1308D^3 - 2,0437.10^{-3}$$

$D^3 = 3,0791\ ft^3$

D = 1,4548 ft = 0,4434 m

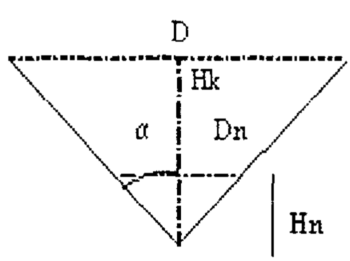
H_L = 1,5 D = 2,1822 ft = 0,6651 m

- V camp dalam konis =

$$\frac{\pi}{2tg\alpha}\left(D^3 - Dn^3\right) = \frac{\pi}{2\times tg45}\left(1,4548^3 - 0,25^3\right) = 1,3576\ ft^3$$

- V camp dalam shell = V camp – V camp dalam konis = 1,8636 ft^3
- H camp dalam shell

$$= \frac{Vcamp\ dalam\ shell}{1/4\times\pi\times Ds^2} = \frac{1,8636}{1/4\times\pi\times 1,4548^2} = 1,1217\ ft$$



- H camp dalam konis $= \dfrac{D - Dn}{2tg\alpha} = \dfrac{1,4548 - 0,25}{2 \times tg45} = 0,6024 \ ft$

- H camp dalam tangki

  = H camp dalam shell + H camp dalam konis

  = 1,1217 + 0,6024 = 1.7241 ft

- H tangki total = $H_S + H_K$

  = 2,1822 + 0,6024

  = 2,7846 ft = 0,8488 m

<u>Menghitung Tekanan Tangki :</u>

- P oprasi = $\dfrac{\rho \times H}{144} = \dfrac{54,2977 \times 2,7846}{144} = 1,05 \ psi$

[21, p.45, eq. 3.16]

- P design = 1,2 × P operasi = 1,2 × 1,05 = 1,26 psi

❖ **<u>Menghitung Tebal Tangki :</u>**

- Bahan konstruksi : Plate stell SA – 240 grade A

[21, p.342, App. D]

- f = 18750 psi
- Tipe sambungan : double welded but joint

  E = 80% [21,p.254, table 13.2]
- C = corrosion allowance = 1/8 in = 0.125 in

- ts = $\dfrac{1,26 \times 17,4579}{2(18750 \times 0,8 - 0,6 \times 1,26)} + \dfrac{1}{8} = 0,1257 \ in$

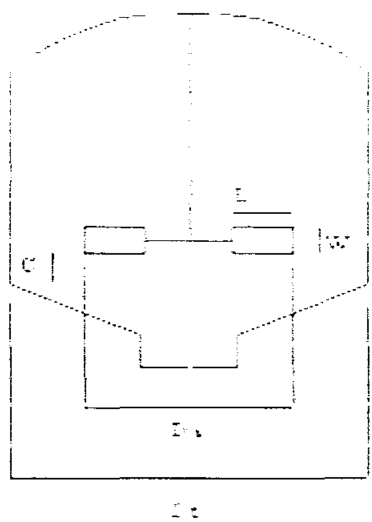
[21, p.254, eq. 13-1]

- ts = 0,1252 in ~ 3/16 in (tebal standart)
- Ditetapkan tebal shell = tebal konis = 3/16 in

<u>Menghitung Pengaduk :</u>

- Tipe pengaduk : flat six turbine with disk
- [17, table 3.4-1 , h. 144] :

- Da = 0.3 Dt = 0.4364 ft
- J = Dt / 12 = 0,1212 ft
- W = Da / 5 = 0,0873 ft
- C = Dt / 3 = 0,4849 ft
- L = Da / 4 = 0,1091 ft



Dimana :

- Da = diameter pengaduk
- Dt = diameter tangki
- L = panjang blade
- C = jarak dari dasar tangki
- J = lebar baffle
- Kecepatan agitator antara 20 – 150 rpm, diambil 90 rpm = 1,5 rps.

[31, p. 238]

- Nre = $\dfrac{N \times Da^2 \times \rho}{\mu} = \dfrac{1{,}5 \times 0{,}4364^2 \times 54{,}2977}{0{,}0002} = 76.379{,}1852$
- Np = 5 [17, p. 144, fig.3.4-4]

- Power untuk pengaduk :
- P = Np.ρ.N^3.Da^5 = 14,5098 J/s = 0,0195 hp
- η motor = 80 %

[23, p.521, fig. 14-38]

- Power motor yang dipakai $= \dfrac{0{,}0195}{0{,}80} = 0{,}0243 Hp$

14. TANGKI BUMBU FASE AIR (M – 125)

Fungsi : Sebagai tempat untuk mencampur bumbu – bumbu dalam fase air.

Tiper : Silinder tegak dengan tutup atas berupa plat datar dan tutup bawah berbentuk konis (α = 45^0) yang dilengkapi dengan pengaduk

Dasar pemilihan : beroprasi pada tekanan atmosfir.

Waktu tinggal : 1 jam

- **Perhitungan :**

Dari neraca massa didapat :

- total bumbu dalam fase minyak yang ditambahkan adalah 1040 kg/batch terhadap jumlah margarin.
- bumbu – bumbu yang ditambahkan adalah :
  - Garam = 2 %
  - Skim milk = 1,5 %
  - Air = 12 %
  - Natrium Benzoat = 0,1 %

Sehingga untuk mengetahui jumlah masing – masing komponen yang ditambahkan adalah :

- Garam = 2,8 % × 6.666,6667 Kg/batch = 133,3333 kg/batch
- Dengan cara yang sama didapat :

komponen	massa (kg)	Xi	Ro(30°C)	Xi/Roi
Garam	133,3333	0,1282	2,1536	0,0595
Skim milk	100,0000	0,0962	1,3284	0,0724
Air	800,0000	0,7692	0,9957	0,7726
Na. Benzoat	6,6667	0,0064	1,1582	0,0055
Total	**1036,6667**	**1,0000**		**0,9100**

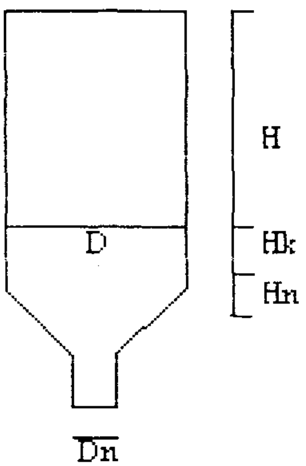
$$\frac{1}{\rho\ \text{camp}} = \sum \frac{x_i}{\rho_i}$$

- ρ camp = 1/0,9185 = 1,0989 gr/cm^3 = 68,6031 lbm/ft^3
- total massa masuk = 1.036,6667 kg/batch = 2.292,8195 lbm/batch
- V camp = $\dfrac{m\ camp}{\rho\ camp} = \dfrac{2.292{,}8195}{68{,}6031} = 33{,}4215\,ft^3\,/\,batch$

Ditetapkan :

- Vcamp = 80% V tangki
- H_L = D
- Dn = 3 in = 0,25 ft

V tangki = $\dfrac{33{,}4215}{0{,}8} = 41{,}7769\ \ ft^3$



Keterangan:

D = diameter shell

H = tinggi shell

Hk = tinggi konis

Hn = tinggi nozzle

Dn = diameter nozzle

$$= \left(\frac{1}{3}\times\frac{\pi}{4}D^2\right)\times Ht - \left(\frac{1}{3}\times\frac{\pi}{4}\times Dn^2\right)\times Hn$$

Vcamp dalam konis = $= \left(\dfrac{\pi}{12}D^2\right)\left(\dfrac{D}{2tg\alpha}\right) - \left(\dfrac{\pi}{12}Dn^2\right)\left(\dfrac{Dn}{2tg\alpha}\right)$

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

V camp dalam tangki = Vcamp dalam shell + V camp dalam konis

$$= \frac{1}{4}\pi D3 + \frac{\pi}{24tg\alpha}\left(D^3 - 0{,}25^3\right)$$

41,7769 $= 0{,}785\ D^3 + 0{,}1308\ D^3 - 2{,}0437\ D^3$

$D^3 = 31{,}9466\ ft^3$

$D = 3{,}1730$ ft = 0,9672 m.

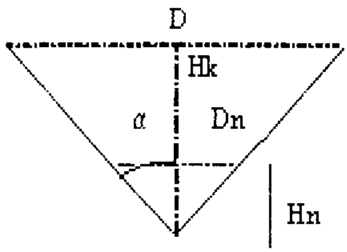
$H_S = 3{,}1730$ ft = 0,9672 m

- V camp dalam konis =

$$\frac{\pi}{2tg\alpha}\left(D^3 - Dn^3\right) = \frac{\pi}{2\times tg45}\left(3{,}1730^3 - 0{,}25^3\right) = 4{,}1791\ ft^3$$

- V camp dalam shell = V camp – V camp dalam konis = 29,2424
- H camp dalam shell

$$= \frac{Vcamp\ dalam\ shell}{1/4\times\pi\times Ds^2} = \frac{29{,}2424}{1/4\times\pi\times 3{,}1730^2} = 1{,}1661\ ft$$



- H camp dalam konis $= \frac{D - Dn}{2tg\alpha} = \frac{3{,}1730 - 0{,}25}{2\times tg45} = 1{,}5032\ ft$

- H camp dalam tangki

  = H camp dalam shell + H camp dalam konis = 2,6692 ft

- H tangki total = $H_S + H_K$ = 4,6762 ft = 1,4253 m

Menghitung Tekanan Tangki :

- P oprasi $= \frac{\rho\times H}{144} = \frac{68{,}6031\times 2{,}6692}{144} = 1{,}2717\ psi$

[21, p.45, eq. 3.16]

- P design = 1,2 × P operasi = 1,2 × 1,2717 = 1,5260 psi

❖ **Menghitung Tebal Tangki :**

o Bahan konstruksi : Plate stell SA – 240 grade A

❖ **Menghitung Tebal Tangki :**

- Bahan konstruksi : Plate stell SA – 240 grade A

[21, p.342, App. D]

- f = 18750 psi
- Tipe sambungan : double welded but joint

  E = 80% [21, p.254, table 13.2]
- C = corrosion allowance = 1/8 in = 0.125 in

- $ts = \dfrac{1{,}5260 \times 38{,}0768}{2(18750 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 1{,}5260)} + \dfrac{1}{8} = 0{,}1269\ in$

[21, p.254, eq. 13-1]

- ts = 0,1256 in ~ 3/16 in (tebal standart)
- Ditetapkan tebal shell = tebal konis = 3/16 in

Menghitung Pengaduk :

- Tipe pengaduk : flat six turbine with disk
- [17, table 3.4-1 , h. 144] di dapatkan :
  - Da = 0,3 Dt = 0,9519 ft
  - J = Dt / 12 = 0,2644 ft
  - W = Da / 5 = 0,1904 ft
  - C = Dt / 3 = 1,0577 ft
  - L = Da / 4 = 0,12380 ft

Dimana :

- Da = diameter pengaduk
- Dt = diameter tangki
- L = panjang blade
- C = jarak dari dasar tangki
- J = lebar baffle
  - Kecepatan agitator antara 20 – 150 rpm, diambil 90 rpm = 1,5 rps.

[31, p. 238]

- Kecepatan agitator antara 20 – 150 rpm, diambil 90 rpm = 1,5 rps. [31, p. 238]

- ρ pada T = 74.62 °C = 0,8800 gr/cm³ = 70,9424 lbm/ft³
- $\mu = 0{,}324 \times \rho^{0,5} = 0{,}324 \times 0{,}88^{0,5} = 2{,}7290*2{,}42/3600 = 0{,}0018$ lb/ft.s
  - $Nre = \dfrac{N \times Da^2 \times \rho}{\mu} = \dfrac{1{,}5 \times 0{,}9519^2 \times 68{,}6031}{0{,}0018} = 51.688{,}9471$
  - Np = 5 [17, p. 144, fig.3.4-4]
- Power untuk pengaduk :
- $P = Np.\rho.N^3.Da^5 = 904{,}8332$ J/s = 1,2134 hp
- η motor = 83 %

[23, p.521, fig. 14-38]

- Power motor yang dipakai $= \dfrac{1{,}2134}{0{,}83} = 1{,}4619 Hp$

15. TANGKI EMULSIFIKASI (M – 120)

Fungsi	:	Tempat untuk mencampur bumbu fase minyak, bumbu fase air dan minyak kedelai yang sudah terhidrogenasi.
Tipe	:	Bejana silinder tegak dengan tutup atas berupa dishead head dan tutup bawah berupa konis (α = 45°).
Perlengkapan	:	Jaket pendingin, pengaduk.
Sistem oprasi	:	Batch
Waktu oprasi	:	2 jam
Dasar Pemilihan	:	Cocok digunakan untuk tekanan 1 atm.

Perhitungan :

Dari neraca massa didapat :

- komposisi minyak kedelai yang terhidrogenasi adalah :
  - Phospatida = 0,045 %
  - Unsaponiviable = 0,3 %
  - FFA = 0,05 %

- Trigliserida = 99,6050 %, terdiri dari :
    - Asam Linoleat = 40,5 %
    - Asam Linolenat = 7 %
    - Asam Oleat = 24 %
    - Asam Stearat = 4 %
    - Asam Palmitat = 11 %
- Bumbu – bumbu dalam fase minyak yang ditambahkan adalah ;
    - Pewarna (β - Karotene) = 0,59 %
    - Vitamin A & D = 0,05 %
    - Lesitin = 0,5 %
- Bumbu – bumbu dalam fase air yang ditambahkan adalah :
    - Garam = 2,8 %
    - Skim milk = 1,5 %
    - Air = 14 %
    - Natrium Benzoat = 0,1 %
- Dari neraca massa di dpatakan untuk masing – masing komponen adalah sebagai berikut :

Komponen	% berat	massa (kg)
1. Trigliserida	99,6050	4.700,0475
2. Phospatida	0,045	2,4719
3. Unsaopniviable	0,3	16,4794
4. FFA	0,05	2,7466
5. Bumbu fase minyak	1,19	79,3333
6. Bumbu fase air	15,55	1036,6667
Total	**100,00**	**6667,1656**

- Dari neraca panas di dapat Cp camp untuk bumbu fase minyak = 0,0064 Kkal/kg ^oK.
- Dari neraca panas di dapat Cp camp untuk bumbu fase air = 0,1374 Kkal/kg ^oK.
- Menghitung densitas margarine :

ρ = 0,8475 + (0,0003 * saponivication value) + (0,00014*iodine value)

= 0,8475 + (0,0003*200)+(0,00014*70)

= 0,9173 gr/cm^3 = 57,2670 lb/ft^3

[6, vol.A.10, p.185]

- Menghitung viskositas margarine :

μ = 0,324*(ρ margarine)^{0,5}

= 0,324*(57,2670)^{0,5}

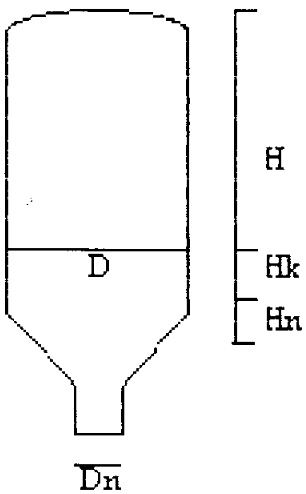
= (2,4519*2,42)/3600 = 0,0016 lb/ft.s [19, p.3-6]

- Volume camp = $\dfrac{massa\ margarin}{\rho_{margarin}} = \dfrac{14.698,6608\ lbm}{57,2670\ lbm/ft^3} = 256.6688\ ft^3$

- Ditetapkan :
  - Vcamp = 80 % V tangki
  - H_L = 1,5 D
  - Dn = 3 in = 0,25 ft

- Volume bahan = 80 % Volume tangki

- Volume tangki = $\dfrac{Vol\ bahan}{0,8} = \dfrac{256.6688\,ft^3}{0,8} = 320,8360\ ft^3$



- V camp dalam konis = Vt – V nozzle

$$= \left(\frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} D^2\right) \times Ht - \left(\frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times Dn^2\right) H$$

$$= \left(\frac{\pi}{12} D^2\right)\left(\frac{D}{2tg\alpha}\right) - \left(\frac{\pi}{12} Dn^2\right)\left(\frac{Dn}{2tg\alpha}\right)$$

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

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

- V shell = $(\pi/4) \times D^2 \times H$
  $= (\pi/4) \times D^2 \times 1{,}5\ H$
  $= 1{,}1775\ D^3$
- V dish head = $0{,}000049\ D^3$ [21, pers. 5.11]
- V camp dalam reaktor = V camp dalam dish head + V camp dalam shell + V camp dalam konis

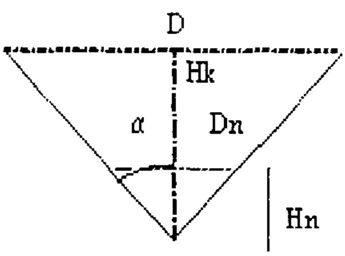
$$320.8360 = 0{,}000049 D^3 + \frac{1}{4}\pi D^3 + \frac{\pi}{24tg\alpha}\left(D^3 - 0{,}25^3\right)$$

$$320{,}8360 = 0{,}000049 D^3 + 0{,}785 D^3 + 0{,}1308 D^3 - 2{,}0437.10^{-3}$$

$D^3 = 245{,}2236\ ft^3$

$D = 6{,}2592\ ft = 1{,}9078\ m$

$H_L = 1{,}5\ D = 9{,}3888\ ft = 2{,}8618\ m$



- V camp dalam konis $= \frac{\pi}{24tg45}\left(6{,}2592^3 - 0{,}25^3\right) = 32{,}0814\ ft^3$
- H_L dalam konis $= \frac{D - Dn}{2tg\alpha} = \frac{6{,}2592 - 0{,}25}{2tg45} = 3{,}0046\ ft$
- Hn $= \frac{Dn}{2tg\alpha} = \frac{0{,}25}{2tg\alpha} = 0{,}125\ ft$
- V camp dalam shell = V camp – V camp dalam konis = $224{,}5874\ ft^3$

- H camp dalam shell $= \dfrac{Vcamp\ dalam\ shell}{\pi/4\ Dshell^2} = \dfrac{224{,}5874}{\pi/4(6{,}2592^2)} = 7{,}3072\ ft$
- H_L dalam tangki = HL dalm konis + HL dalam shell = 10,3072 ft

Tekanan Operasi :

- P oprasi $= \dfrac{\rho_L \times H_{L\ dalam\ reaktor}}{144} = \dfrac{57{,}2670 \times 10{,}3072}{144} = 4{,}0990 psi$
- P design = 1,2 × P oprasi = 6,1485 psi

Tebal Shell

- Bahan konstruksi : Plate steel SA – 240 grade C

Dari Brownel & Young didapatkan :

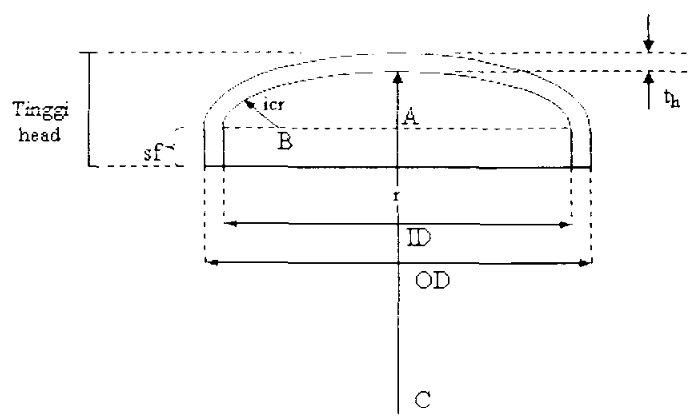
- f = 18750
- faktor korosi (C) = 1/8 in
- tipe sambungan : double welded but joint, E = 80 %

- ts $= \dfrac{6{,}1484 \times 75{,}1115}{2(18750 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 6{,}1485)} + \dfrac{1}{8} = 0{,}1404\ in$

[21, pers. 13-1]

- ts ~ 3/16 = 0,1875 in
- ditetapkan tebal standar = 3/16 in

Perhitungan Dished Head :



dimana : t_d = tebal minimum *dish (head/bottom)*, mm, in

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

r = *crown radius / radius of dish*, in

$W = \frac{1}{4}.\left(3+\sqrt{\frac{r}{icr}}\right)$

S = *allowable stress value*, kPa, psi

E = *joint efficiency*

c = *corrosion allowance*, mm

icr = inside corner radius / knuckle radius, in

- OD = ID + 2 ts = 75,4865 in

[21, tabel 5.7, hal 90], didapat :

- OD standar = 78 in
- r = 78 in
- icr = 4,75 in

- $W = \frac{1}{4}\left(3+\left(\frac{r}{icr}\right)^{0,5}\right) = \frac{1}{4}\left(3+(4,75)^{0,5}\right) = 1,7631\ in$

[21, pers. 7-76, hal.138]

- a = ID/2 = 37,5557 in
- AB = (ID/2) – icr = 32,8057 in
- BC = r – icr = 73,25 in
- $b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$ = 4.289,3455 in
- $td = \frac{P.r.W}{2.f.E-0,2.P} + C = \frac{6,1485\times 78\times 1,7631}{2\times 18750\times 0,8-0,2\times 6,1485} = 0,1532\ in$

[21, pers. 7-77, p. 138]

- dipilih td standar = 3/16 in
- dipilih panjang sf = 2 in [21, tabel 5.8]
- Tinggi dish (OA) = td + b + sf = 0,1875+ 12,5069 + 2 = 14,6944 in
- H reaktor total = H shell + H konis + H nozzle + tinggi dish

  = 13,7430 ft = 4,1889 m

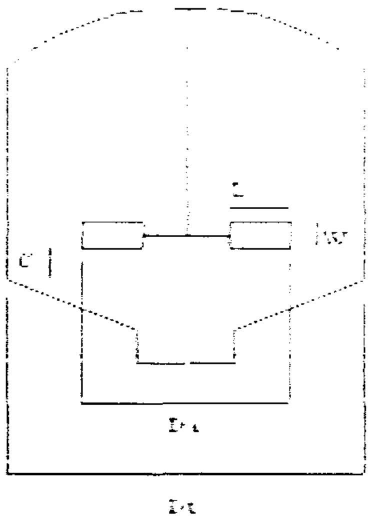
Menghitung Pengaduk :

- Tipe : flat six turbine with disk

[17, table 3.4-1, p.144]

- Da = 0,3 Dt = 1,8778 ft

- J = Dt / 12 = 0,5216 ft
- W = Da / 5 = 0,3756 ft
- C = Dt / 3 = 2,0864 ft
- L = Da / 4 = 0,4694 ft



Dimana :

Da = diameter pengaduk

Dt = diameter tangki

L = panjang blade

W = lebar blade

C = jarak dari dasar tangki ke pusat pengaduk

J = lebar baffle

Dari McCabe 5th ed. Didapatkan kecepatan agitator 20 – 150 rpm

Diambil kecepatan putaran = N = 150 rpm = 2,5 rps

- NRE $= \dfrac{N.Da^2.\rho}{\mu} = \dfrac{2,5rps \times 1,8778ft \times 57,2670lbm/ft^3}{0,0016lb/ft.s} = 306.279,8895$
- Np = 5 [17, p. 145, fig 3.4-4]
- P = Np . ρ . N^3 . Da^5 = 1.673.117,9743 J/s = 224,36878 Hp
- Efisiensi motor = 93 %

[23, p.521, fig 14-38]

- Power motor yang dipakai $= \dfrac{2.243,6878}{0,91} = 241,25675 \ Hp$

Menghitung Jaket Pendingin :

- Tebal jaket = tebal shell = 0,1875 in = 0,0048 m
- Dari neraca panas : massa pendingin = 5.948,13 kg/batch
- ρ air (30°C) = 995.68 kg/m3
- Rate Volumetrik $= \dfrac{massa}{\rho} = \dfrac{5.948{,}1300}{995{,}6800} = 5.9739 m^3 / batch = 0.0002 m^3 / s$
- Ditetapkan kecepatan alir steam (V) = 1 ft/s = 0,3048 m/s
- Rate Volumetrik = A . V = ¼ π (Di^2jaket – Do^2 shell) . V

  = ¼ π (Di^2jaket - $0{,}0048^2$) .1

Di2 jaket = 0,2718 m

Di jaket = 0,5213 m

- Di jaket = Do shell + jaket spacing
- Ditetapkan : Jaket spacing 0,0125 m
- Do jaket = Di jaket + 2 . tebal jaket = 0,5213 + 2 . 0,0125 = 0,5308 m
- $\ln \dfrac{(T_1 - t_1)}{(T_2 - t_1)} = \dfrac{U.A.\theta}{M.C}$ ....(*Kern, eq* 18.7, *p*.627)
- Overall Ud = 5 – 75 Btu/hr.ft^2.°F, sehingga diambil 15 Btu/hr.ft^2.°F = 73,2422 Kkal/jam.m^2.

Dimana :

- T1 = suhu bahan masuk = 74.62 °C
- T2 = suhu bahan keluar = 43 °C
- T1 = suhu air pendingin = 30°C
- θ = waktu = 2 jam
- M = massa bahan dalam tangki = 6.666,6667 Kg/jam
- C = kapasitas bahan = 0,4987 kkal/mol.°C
- A = luas jaket pada shell dan konis

$$\ln \frac{(74{,}92 - 30)}{(43 - 30)} = \frac{73{,}2422 kkal / jam.m^2 \times A \times 2 jam}{6.666{,}667 kg / jam \times 0{,}4987 kkal / mol.^o C}$$

- A = 6,1993 m^2
- A = luas jaket pada shell + luas jaket pada konis = 6,1993 m^2

$$6{,}1993 = \pi.OD\ shell.Hj + (\pi.Rs.S - \pi.Rn.S)$$

$$6{,}1993 = \pi.OD\ shell.Hj + \left(Rs\left(\frac{Rs}{\sin\alpha}\right)\right) - \left(Rn\left(\frac{Rn}{\sin\alpha}\right)\right)$$

$$6{,}1993 = \pi..0{,}5308Hj + \frac{\pi}{\sin 45^{o}}\left(0{,}9539^2 - 0{,}0032^2\right)$$

$$Hj = 2{,}5071\ m$$

- Hj = 2,5071 m < Hshell = 3,1417 m → memenuhi

16. Pompa (L – 143).

1) **Spesifikasi.**

Fungsi : Untuk memompa margarin dari tangki emulsifikasi ke pendingin screw conveyor

Tipe : Centrifugal pump.

Dasar pemilihan : Beroperasi pada tekanan rendah, memberikan surge kolom yang besar.

Kondisi operasi : P = 1 atm.
T = 43 °C

Jumlah : 1 buah.

2) Menentukan dimensi pompa.

- ρ minyak kedelai = $0{,}9137\ ^{gr}/_{cm^3} = 57{,}2670\ ^{lb}/_{ft^3}$.
- Massa minyak kedelai = 6.666,6667 kg/batch
- Kapasitas volumetrik larutan =

$$\frac{\text{Massa minyak kedelai}}{\rho\text{minyak kedelai}} = \frac{6.666{,}6667}{917{,}3321} = 24\ ^{m^3}/_{batch} = 0{,}2354\ ^{ft^3}/_{s}$$

3) **Dimensi pipa.**

Untuk pertama kali aliran diasumsikan turbulen, sehingga :

$D_{i\ opt} = 3{,}9\ .\ q_f^{0,45}\ .\ \rho^{0,13}$ [23, p. 496]

$= 3{,}9\ .\ 0{,}2354^{\ 0,45}\ .\ 57{,}2670^{0,13} = 3{,}4429$ in

Dipilih steel pipe (IPS) berukuran 3 ½ in sch 40 :

ID = 3,5480 in = 0,2957 ft.

OD = 4 in = 0,3333 ft

A = 0,0687 ft^2 [17, App. A.5, p. 892]

Pengecekan asumsi:

Kecepatan linear = $v = \frac{0{,}0067}{0{,}0064} = 1{,}0440\ m/s$

$N_{Re} = \frac{\rho \cdot ID \cdot v}{\mu} = 193.682{,}4894$ (turbulen)

→ Asumsi pemilihan pipa memenuhi syarat.

4) Perhitungan ΣF.

Neraca Energi :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

[17, pers 2.7-28 p 64]

Dimana ΣF merupakan total fraksional losses, meliputi :

18. Losses karena kontraksi , hc

19. Losses karena friksi pada pipa lurus, Ff

20. Losses karena friksi pada elbow dan valve, hf

21. Losses karena ekspansi pada bak penampung, h_{ex}

22. Losses karena pressure drop.

Maka :

*) Losses karena sudden kontraksi, hc.

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

Dimana : A_1 = luas penampang tangki.

A_2 = luas penampang pipa.

Karena $A_1 >>> A_2$ maka (A_2/A_1) diabaikan

maka : Kc = 0,55 x (1 - 0) = 0,55.

$$hc = Kc \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_C} = 0{,}55 \cdot \frac{10440^2}{2 \cdot 1} = 0{,}2297 \ J/kg.$$

*) Losses karena friksi pada pipa lurus, Ft.

Digunakan pipa commersial steel ε = 0,000046 ft

ε/D = 0.002197

Dari fig 2.10-3 Geankoplis 3[cd] diperoleh f = 0,0090

Penafsiran panjang pipa lurus (ΔL) = 16,4040 ft.

Pipa yang digunakan dilengkapi dengan:

4 buah elbow 90° ; Le/D = 35

1 buah gate valve ; Le/D = 9 [17, table.2.10-1, hal 93]

Σ L = panjang total = 16,4040 ft+ ((4 buah*35*0,2957 ft) + (1 buah*9*0,2957 ft))

= 16,4040 ft + 44,0539 ft = 60,4579 ft = 18,4311 m.

$$Ft = 4f \cdot \frac{\Delta L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_c} = 4.\ 0{,}0090 * \frac{18{,}4311}{0{,}3333} * \frac{1{,}0440^2}{2*1} = 1{,}0848 \ J/kg$$

$$\text{Friksi karena elbow} = hf = 5 * 0{,}75 * \frac{1{,}0440^2}{2} = 0{,}4087 \ J/kg$$

$$\text{Friksi karena gate valve} = hf = 1 * 0{,}17 * \frac{1{,}0440^2}{2} = 0{,}0463 \ J/kg$$

*) Friksi karena sudden expansion.

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = 1.$$

Dimana :

A_1 = luas penampang pipa.

A_2 = luas penampang tangki.

Karena A_1<<< A_2 maka (A_2/A_1) diabaikan

$$h_{ex} = K_{ex} * \left(\frac{v^2}{2*\alpha}\right) = 1 * \left(\frac{1{,}0440^2}{2*1}\right) = 0{,}5450 \ J/kg.$$

*) Total friksi.

ΣF = hc + Ft + hf + h_{ex} = 0,2997 + 1,0848 + (0,4087 + 0,0463) + 0,5450

= 2,3845 J/kg

5) Perhitungan Power pompa.

*) Perhitungan Ws.

$$\frac{1}{g_C * 2 * \alpha}(\Delta v^2) + \frac{g}{g_C}(\Delta z) + \frac{\Delta P}{\rho * g_C} + \Sigma F = - Ws$$

[17, pers. 2.7 – 28]

Dimana :

Δz = 4 ft.

P_1 = 1 atm.

P_2 = 2,7974 atm.

ΔP = 1,7974 atm

maka : Maka Ws = $14{,}3458\ {}^{J}\!/_{kg}$

*) Perhitungan Pompa.

Dipakai jenis pompa centrifugal radial

Efisiensi pompa (η) = 50%

$$Wp = \frac{-w_s}{\eta}$$ [17, pers.3.3-2]

$= 28{,}6917\ {}^{J}\!/_{kg}$.

Kecepatan massa = v * ρ

$$= 0{,}0067\ \frac{m^3}{s} * 917{,}3321\ \frac{kg}{m^3} = 6{,}1155\ {}^{kg}\!/_{s}\ .$$

$$BHP = \frac{m * Wp}{1000} = \frac{6{,}1155 * 28{,}6917}{1000} = 0{,}1755$$

Untuk 0,5 kW, efisiensi motor = 75 % [17, hal 134]

Power motor yang dipakai = $\frac{Hp}{Efisiensi} = \frac{0{,}1175}{0{,}75} = 0{,}2340$

17. SCREW CONVEYOR (J – 140).

Fungsi :Untuk mengangkutr dan mendinginkan margarin ke unit pengepakan.

Tipe : Screw conveyor yang dilengkapi dengan jaket pendingin'

Perlengkapan : Jaket pendingin.

Sistem oprasi : Batch

Waktu oprasi : 30 menit

Dasar Pemilihan : mudah pengoprasian untuk fluida yang viskos dan sensitive terhadap panas.

Perhitungan :

- Massa margarin masuk = 6.666,6667 Kg/batch = 14.697,5609 lbm/batch
- ρ margarin = 917,3321 kg/m^3 = 57,2670 lbm/ft^3.
- $V = \dfrac{m}{\rho} = \dfrac{6.666{,}667 kg/batch}{917{,}3321 kg/m^3} = 7{,}2675 \dfrac{m^3}{batch} = 0{,}9690 \dfrac{m^3}{menit}$
- V masuk = $0{,}9690 \dfrac{m^3}{menit} \times 30 menit = 29{,}0698 m^3$

[18, tabel 21-6] diperoleh :

- Kapasitas = 5 ton/batch
- Diameter *screw* = 25 in
- *Shafts diameter* = 2 in
- Kecepatan putaran = 40 rpm
- *Feed section diameter* = 6 in

- Kecepatan screw

$$= \frac{6{,}6667 ton/batch}{5 ton/batch}.40 rpm = 53{,}333 rpm = 13{,}0564 \frac{m}{menit}$$

- $hp = \dfrac{C(ton/batch) \,.\, L(ft) \,.\, W(lb/ft^3) \,.\, F}{33000}$ [27, hal 1345]

Dari 58, tabel 2 hal 1345, diperoleh F = 1

- $hp = \dfrac{6{,}6667 \text{ ton/batch} . 15 \text{ ft} . 57{,}2670 \text{ lb/ft}^3 . 1}{33000} = 0{,}2314 \text{ hp}$

Efisiensi motor = 80% [23]

- $\text{Power} = \dfrac{0{,}2314}{0{,}8} \text{hp} = 0{,}2892 \text{ hp}$

Perhitungan jaket pendingin :

- μ amonia = 0,3871 lbm/ft.jam
- Ditetapkan :
  - Panjang conveyer = 20 ft
  - Jenis pendingin = Amonia
- Rate pendingin = Q = 367.729,9098 btu/jam
- μ margarin = 5,9335 lbm/ft.jam
- k margarine = 0,36 btu/jam.ft.°F
- cp margarine =0,4987 btu/lbm.°F
- NRe jaket = $\dfrac{L^2.N.\rho}{\mu} = \dfrac{20^2.1200.57{,}2670}{5{,}9335} = 4.632.689{,}8441$
- Dari Kern fig.20-2, p. 718 diperoleh :J = 2000
- $$hi = J\frac{k}{IDj}\left(\frac{cp.\mu}{k}\right)^{1/3}\left(\frac{\mu_{m\arg arin}}{\mu_{a\min ia}}\right)^{0.14}$$
  $$= 2000\frac{0{,}36}{0{,}75}\left(\frac{0{,}4987 \times 5{,}9335}{0{,}36}\right)^{1/3}\left(\frac{5{,}9335}{0{,}3871}\right) = 2.839{,}2037 btu/jam.ft^2.^oF$$
- hoi = 1500 btu/jam.ft^2.°F
- Rd = 0,001 [18, p.840]
- Ud ammonia = 700 btu/jam.ft^2.°F
- $Uc = \dfrac{hi * hoi}{hi + hoi} = \dfrac{2839{,}2037 * 1500}{2839{,}2037 + 1500} = 981{,}4717$
- $\dfrac{1}{Ud} = \dfrac{1}{Uc} + Rd = \dfrac{1}{981{,}4717} + 0{,}001 = 0{,}0020$
- Ud = 495,3246 btu/jam.ft^2. °F
- ΔT_{LMTD} = 5,7473 °F

- $A = \dfrac{Q}{Ud \times \Delta T_{LMTD}} = \dfrac{367.729,9098}{495,3246 \times 5,7473} = 129.1733\, ft^2$
- $A = 50\,\%(1/4\pi \times IDj^2 \times L) = 0,5 \times 1/4 \times D^2 \times 20ft$

  $IDj^2 = 4.1138$ ft

  $IDj = 2,0283$

  Tebal jaket = IDj – OD conveyor = 2,0283 ft – 0,75ft = 1,2783 ft.

18. Pompa (L – 145).

1) **Spesifikasi.**

Fungsi : Untuk memompa bumbu fase minyak dari tangki bumbu fase minyak ke tangki emulsifikasi.

Tipe : Centrifugal pump.

Dasar pemilihan : Beroperasi pada tekanan rendah, memberikan surge kolom yang besar.

Kondisi operasi : P = 1 atm.

T = 30 °C

Jumlah : 1 buah.

2) Menentukan dimensi pompa.

- ρ minyak kedelai = 869,7674 kg/m^3 = 54,2977 $^{lb}/_{ft^3}$.
- Massa minyak kedelai = 79,3333 kg/batch
- Kapasitas volumetrik larutan =

$$\frac{\text{Massa minyak kedelai}}{\rho\text{minyak kedelai}} = \frac{79,3333}{869,7674} = 0,0912\ {}^{m^3}/_{batch} = 0,0009\ {}^{ft^3}/_{s}$$

3) **Dimensi pipa.**

Untuk pertama kali aliran diasumsikan laminer, sehingga :

$D_{i\,opt} = 3,9 \cdot q_f^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$ [23, p. 496]

$= 3,9 \cdot 0,0009^{0,36} \cdot 54,2977^{0.18} = 0,6397$ in

Dipilih steel pipe (IPS) 3/4 in sch 40 :

ID = 0,8240 in = 0,0687 ft.

OD = 1,05 in 0,0875 ft

$A = 0{,}0037 ft^2$ [17. App. A.5, p. 892]

Pengecekan asumsi:

Kecepatan linear = $v = \dfrac{0{,}000025}{0{,}0003} = 0{,}0735\ ^{m}/_{s}$

$N_{Re} = \dfrac{\rho \cdot ID \cdot v}{\mu} = 36{,}6522$ (laminer)

$\rightarrow$ Asumsi pemilihan pipa memenuhi syarat.

4) Perhitungan ΣF.

Neraca Energi :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

[17, pers 2.7-28 p 64]

Dimana ΣF merupakan total fraksional losses, meliputi :

23. Losses karena kontraksi , hc

24. Losses karena friksi pada pipa lurus, Ff

25. Losses karena friksi pada elbow dan valve, hf

26. Losses karena ekspansi pada bak penampung, h_{ex}

27. Losses karena pressure drop.

Maka :

*) Losses karena sudden kontraksi, hc.

$$Kc = 0{,}55 \text{ x } (1 - \frac{A_2}{A_1})$$

Dimana : A_1 = luas penampang tangki.

A_2 = luas penampang pipa.

Karena $A_1 >>> A_2$ maka (A_2/A_1) diabaikan

maka : Kc = 0,55 x (1 - 0) = 0,55.

$$hc = Kc \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_C} = 0{,}55 \cdot \frac{0{,}0735^2}{2 \cdot 1} = 0{,}0030\ ^{J}/_{kg}.$$

*) Losses karena friksi pada pipa lurus, Ft.

Digunakan pipa commersial steel ε = 0,000046 ft

$\varepsilon/D = 0{,}002197$

Dari fig 2.10-3 Geankoplis 3[cd] diperoleh f = 0,0090

Penafsiran panjang pipa lurus (ΔL) = 16,4040 ft.

Pipa yang digunakan dilengkapi dengan:

4 buah elbow 90° ; Le/D = 35

1 buah gate valve ; Le/D = 9 [17, table.2.10-1, hal 93]

Σ L = panjang total = 16,4040 ft+ ((4 buah*35*0,0687 ft) + (1 buah*9*0,0687 ft))

= 16,4040 ft + 10,3212 ft = 26,6352 ft = 8,1193 m.

$$Ft = 4f \cdot \frac{\Delta L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_c} = 4.\ 0{,}0090 * \frac{8{,}1193}{0{,}3333} * \frac{0{,}0735^2}{2*1} = 0{,}0365\ {}^{J}\!/_{kg}$$

$$\text{Friksi karena elbow} = hf = 5 * 0{,}75 * \frac{0{,}0735^2}{2} = 0{,}0081\ {}^{J}\!/_{kg}$$

$$\text{Friksi karena gate valve} = hf = 1 * 0{,}17 * \frac{0{,}0735^2}{2} = 0{,}0005\ {}^{J}\!/_{kg}$$

*) Friksi karena sudden expansion.

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = 1.$$

Dimana :

A_1 = luas penampang pipa.

A_2 = luas penampang tangki.

Karena $A_1 <<< A_2$ maka (A_2/A_1) diabaikan

$$h_{ex} = K_{ex} * \left(\frac{v^2}{2*\alpha}\right) = 1 * \left(\frac{0{,}0735^2}{2*1}\right) = 0{,}0027\ {}^{J}\!/_{kg}.$$

*) Total friksi.

$\Sigma F = hc + Ft + hf + h_{ex} = 0{,}003 + 0{,}0356 + (0{,}0081 + 0{,}0005) + 0{,}0027$

$= 0{,}0498\ {}^{J}\!/_{kg}$

5) Perhitungan Power pompa.

*) Perhitungan Ws.

$$\frac{1}{g_c * 2 * \alpha}(\Delta v^2) + \frac{g}{g_c}(\Delta z) + \frac{\Delta P}{\rho * g_c} + \Sigma F = -\,Ws$$

[17, pers. 2.7 – 28]

Dimana :

Δz = 13,1406 ft.

P_1 = 1 atm.

P_2 = 1,4183 atm.

ΔP = 0,4183 atm

maka : Maka Ws = 39,3384 J/kg

*) Perhitungan Pompa.

Dipakai jenis pompa centrifugal radial

Efisiensi pompa (η) = 50%

$$Wp = \frac{-w_s}{\eta}$$ [17, pers.3.3-2]

$= 78,6768\ J/kg$.

Kecepatan massa = v * ρ

$$= 0,000025\ \frac{m^3}{s} * 869,7674\ \frac{kg}{m^3} = 0,0220\ kg/s.$$

$$BHP = \frac{m * Wp}{1000} = \frac{0,0220 * 78,6768}{1000} = 0,0017$$

Untuk 0,5 kW, efisiensi motor = 75 % [17, hal 134]

Power motor yang dipakai $= \frac{Hp}{Efisiensi} = \frac{0,0017}{0,75} = 0,0023$

19. Pompa (L – 146).

1) **Spesifikasi.**

Fungsi : Untuk memompa bumbu fase air dari tangki bumbu fase air ke tangki emulsifikasi

Tipe : Centrifugal pump.

Dasar pemilihan : Beroperasi pada tekanan rendah, memberikan surge kolom yang besar.

Kondisi operasi : P = 1 atm.

$T = 30\ ^{o}C$

Jumlah : 1 buah.

2) Menentukan dimensi pompa.

- ρ minyak kedelai = 68,6031 $^{lb}/_{ft^3}$.= 1098,9193 kg/m^3
- Massa minyak kedelai = 1.036,6667 kg/batch
- Kapasitas volumetrik larutan =

$$\frac{\text{Massa minyak kedelai}}{\rho \text{minyak kedelai}} = \frac{1.036,6667}{1098,9193} = 0,9464\ ^{m^3}/_{batch} = 0,0093\ ^{ft^3}/_{s}$$

3) **Dimensi pipa.**

Untuk pertama kali aliran diasumsikan turbulen, sehingga :

$D_{i\ opt} = 3,9\ .\ q_f^{0,45}\ .\ \rho^{0,13}$ [23, p. 496]

$= 3,9\ .\ 0,0093^{\ 0,45}\ .\ 68,6031^{\ 0,13} = 0,8227$ in

Dipilih steel pipe (IPS) berukuran 3 ½ in sch 40 :

ID = 1,0490 in = 0,0874 ft.

OD = 1,3150 in = 0,1096 ft

A = 0,0060 ft^2 [17, App. A.5, p. 892]

Pengecekan asumsi:

$$\text{Kecepatan linear} = v = \frac{0,0003}{0,0006} = 0,4714\ ^{m}/_{s}$$

$$N_{Re} = \frac{\rho \cdot ID \cdot v}{\mu} = 7.652,6775 \text{ (turbulen)}$$

→ Asumsi pemilihan pipa memenuhi syarat.

4) Perhitungan ΣF.

Neraca Energi :

$$\frac{1}{2 \cdot \alpha \cdot g_c} \cdot (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} \cdot (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

[17, pers 2.7-28 p 64]

Dimana ΣF merupakan total fraksional losses, meliputi :

28. Losses karena kontraksi , hc
29. Losses karena friksi pada pipa lurus, Ff
30. Losses karena friksi pada elbow dan valve, hf
31. Losses karena ekspansi pada bak penampung, h_{ex}
32. Losses karena pressure drop.

Maka :

*) Losses karena sudden kontraksi, hc.

$$Kc = 0{,}55 \text{ x } \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)$$

Dimana : A_1 = luas penampang tangki.

A_2 = luas penampang pipa.

Karena $A_1 >>> A_2$ maka (A_2/A_1) diabaikan

maka : Kc = 0,55 x (1 - 0) = 0,55.

$$hc = Kc \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_C} = 0{,}55 \cdot \frac{0{,}4714^2}{2 \cdot 1} = 0{,}0611\ \text{J/kg}.$$

*) Losses karena friksi pada pipa lurus, Ft.

Digunakan pipa commersial steel ε = 0,000046 ft

ε/D = 0,002197

Dari fig 2.10-3 Geankoplis 3^{ed} diperoleh f = 0,0085

Penafsiran panjang pipa lurus (ΔL) = 22,9656 ft.

Pipa yang digunakan dilengkapi dengan:

4 buah elbow 90° ; Le/D = 35

1 buah gate valve ; Le/D = 9 [17, table.2.10-1, hal 93]

Σ L = panjang total = 16,4040 ft+ ((4 buah*35*0,0874 ft) + (1 buah*9*0,0874ft))

= 22,9656 ft + 13,0250 ft = 35,9906 ft = 10,9710 m.

$$Ft = 4f \cdot \frac{\Delta L}{D} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g_c} = 4.\ 0{,}0090 * \frac{13{,}0250}{0{,}3333} * \frac{0{,}4714^2}{2 * 1} = 1{,}5549\ \text{J/kg}$$

$$\text{Friksi karena elbow} = hf = 5 * 0{,}75 * \frac{0{,}4714^2}{2} = 0{,}3333\ \text{J/kg}$$

$$\text{Friksi karena gate valve} = hf = 1 * 0{,}17 * \frac{0{,}4714^2}{2} = 0{,}0189\ \text{J/kg}$$

*) Friksi karena sudden expansion.

$$K_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 = 1.$$

Dimana :

A_1 = luas penampang pipa.

A_2 = luas penampang tangki.

Karena $A_1 <<< A_2$ maka (A_2/A_1) diabaikan

$$h_{ex} = K_{ex} * \left(\frac{v^2}{2*\alpha}\right) = 1 * \left(\frac{0{,}4714^2}{2*1}\right) = 0{,}1111 \ \mathrm{J/kg}.$$

*) Total friksi.

$\Sigma F = hc + Ft + hf + h_{ex} = 0{,}0611 + 1{,}5549 + (0{,}3333 + 0{,}0189) + 0{,}1111$

$= 2{,}0793 \ \mathrm{J/kg}$

5) Perhitungan Power pompa.

*) Perhitungan Ws.

$$\frac{1}{g_c * 2 * \alpha}(\Delta v^2) + \frac{g}{g_c}(\Delta z) + \frac{\Delta P}{\rho * g_c} + \Sigma F = -\,Ws$$

[17, pers. 2.7 – 28]

Dimana :

Δz = 12,2398 ft.

P_1 = 1 atm.

P_2 = 1,5260 atm.

ΔP = 0,5260 atm

maka : Maka Ws = $38{,}6747 \ \mathrm{J/kg}$

*) Perhitungan Pompa.

Dipakai jenis pompa centrifugal radial

Efisiensi pompa (η) = 50%

$$Wp = \frac{-\,w_s}{\eta}$$ [17, pers.3.3-2]

$= 77{,}3493 \ \mathrm{J/kg}.$

Kecepatan massa = v * ρ

$$= 0{,}9464 \frac{m^3}{s} * 1098{,}9193 \frac{kg}{m^3} = 0{,}2889 \, {kg}/{s}.$$

$$\text{BHP} = \frac{\text{m} * \text{Wp}}{1000} = \frac{0{,}2889 * 77{,}3493}{1000} = 0{,}0223$$

Untuk 0,5 kW, efisiensi motor = 75 % [17, hal 134]

Power motor yang dipakai = $\dfrac{\text{Hp}}{\text{Efisiensi}} = \dfrac{0{,}0223}{0{,}75} = 0{,}0298$

m kerja alat :

		WAKTU (JAM)																
Nama Alat	**Kode Alat**	**0**	**0.5**	**1**	**1.5**	**2**	**2.5**	**3**	**3.5**	**4**	**4.5**	**5**	**5.5**	**6**	**6.5**	**7**	**7.5**	**8**
ngki Penampung Minyak kedelai	F - 116																	
mpa	L-115																	
ngki Intermediet I	M--114																	
mpa	L-112																	
ɪaktor Hidrogenasi	R-110																	
mpa	L-113																	
ɪE	E-113																	
mpa	L-118																	
ate & Frame Filter Press	H-119																	
mpa	L-125																	
ıngki Intermediet II	F1-121																	
mpa	L-122																	
ıngki bumbu fase minyak	M-124																	
ıngki bumbu fase air	M-125																	
ıngki Emulsifikasi	M-120																	
mpa	L143																	
endingin Screw Conveyor	J-140																	

LAMPIRAN D

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

A. Metode Perkiraan Harga

Harga peralatan dapat mengalami perubahan karena kondisi ekonomi. Oleh karena itu, untuk memperkirakan harga peralatan pada tahun 2008 diperlukan suatu indeks yang dapat mengkonversikan harga peralatan sebelumnya menjadi harga ekivalen pada tahun 2008 Metode yang digunakan untuk menentukan harga peralatan adalah metode Cost Index yang dihitung dengan persamaan :

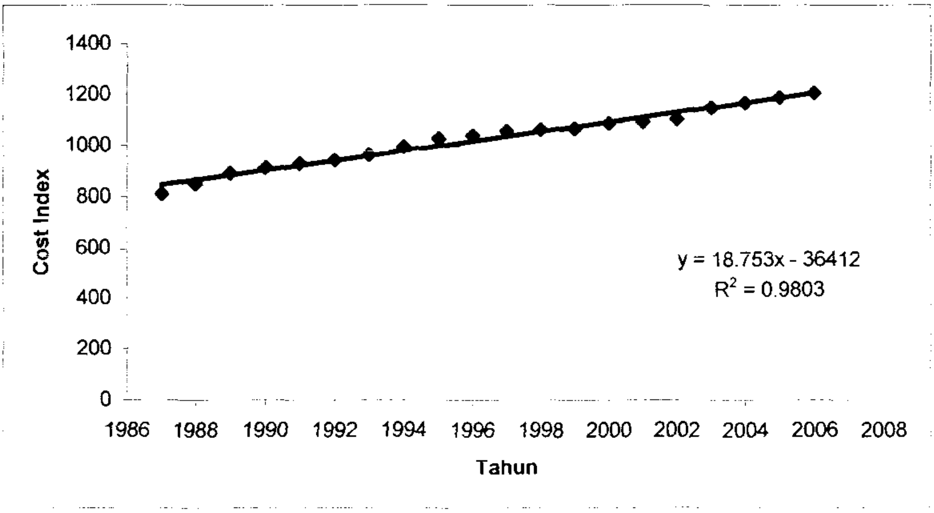
$$\text{Harga alat saat ini} = \frac{\text{Cost index saat ini}}{\text{Cost index pd tahun A}} \times \text{Harga Alat pd Tahun A}$$

Pada Prarencana Pabrik Margarin dari minyak kedelai ini, harga peralatan yang digunakan didasarkan pada harga alat yang terdapat pada pustaka Peters & Timmerhauss dan situs www.matche.com.. Cost index yang digunakan adalah dari Marshall & Swift Cost Index.

B. Perhitungan Harga Peralatan

- Cost Index Marshall & Swift pada tahun 2002 = 1102,5

  Diperkirakan pabrik didirikan tahun 2008 dengan extrapolasi dari linierisasi data-data tahun sebelumnya dalam Marshall & Swift Cost Index. didapatkan sebagai berikut:



Gambar D.1 Grafik hubungan *cost index* vs tahun

- Cost Index Marshall & Swift pada tahun 2008 = 1243,784

  Contoh perhitungan :

  Contoh perhitungan untuk tangki penampung minyak kedelai (F-115) :

  Kapasitas = 4500 kg/hari

  Harga tahun 2002 : $ 22.000

  Asumsi 1 $ = Rp 10000,-

  Harga alat pada tahun 2008 = (1243,784/1102,5)*$22.000*Rp10000,-/1 $

  = Rp 324,417,716.01

Dengan cara yang sama, harga peralatan proses disajikan pada tabel D.1 dan tabel D.2 adalah harga untuk alat - alat utilitas.

Tabel D. 1. Harga peralatan proses

Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga 2008 (dlm US$)	Harga total (dlm US$)
➢ Harga alat dari situs www.matche.com				
R-110	Tangki Hidrogenasi	1	32,441.77	32,441.77
J-140	*Screw conveyor*	1	7,894.16	7,894.16
E-117	*Heat exchanger (PHE)*	1	9,624.39	9,624.39
H-119	*Plate and Frame Filter press*	1	8,110.44	8,110.44
➢ Harga alat dari situs www.nmz.natm.ru/en				
	Mesin Pengemas	1	10,813.92	10,813.92
	Alat pengepakan	1	1,692.22	1,692.22

Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga 2008 (dlm US$)	Harga total (dlm US$)
➢ Harga alat dari Peters & Timmerhauss				
F-116	Tangki Penampung minyak kedelai	2	24,819.27	49,638.55
F-114	Tangki Intermediet I	1	19,178.53	19,178.53
F-121	Tangki Intermediet II	1	19,178.53	19,178.53
M-120	Tangki Emulsifikasi	1	22,562.98	22,562.98
F-124	Tangki Bumbu Fase minyak	1	7,897.04	7,897.04
F-123	Tangki Bumbu Fase air	1	8,461.12	8,461.12
L-115	Pompa ke Intermediet I	1	1,692.22	1,692.22
L-112	Pompa ke Hidrogenasi	1	2,256.30	2,256.30
L-113	Pompa ke Heat exchanger	1	1,692.22	1,692.22
L-118	Pompa ke *filter*	1	1,692.22	1,692.22
L-125	Pompa ke Intermediet II	1	1,692.22	1,692.22
L-122	*Pompa ke Emulsifikasi*	1	1,692.22	1,692.22
L-143	*Pompa ke Screw conveyor*	1	1,692.22	1,692.22
L-145	*Pompa ke emulsifikasi*	1	1,692.22	1,692.22
L-146	*Pompa ke emulsifikasi*	1	1,692.22	1,692.22
	TOTAL			**213,287.74**

Tabel D.2. Harga Peralatan Utilitas

Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga 2008 (dlm US$)	Harga total
L-411	Pompa bercabang I	1	1,692.22	1,692.22
L-422	Pompa air ke tangki demineralisasi	1	2,030.67	2,030.67
F-440	Tangki demineralisasi	1	22,562.98	22,562.98
L-442	Pompa bercabang II	1	2,030.67	2,030.67
F-460	Tangki air proses	1	11,281.49	11,281.49
F-472	Tangki pendingin	1	22,562.98	22,562.98
F-450	Tangki air pengisi boiler	1	16,922.23	16,922.23
E-480	*Fire Tube Boiler*	1	16,922.23	16,922.23
L-482	Pompa air ke *boiler*	1	1,692.22	1,692.22
P-470	Cooling tower	1	7,874.48	7,874.48
L-471	Pompa air ke tangki pendingin	1	1,692.22	1,692.22
	Generator	1	1,128.15	1,128.15
	Tangki bahan bakar	1	11,055.86	11,055.86
	TOTAL			**131.437,94**

Tabel D.3 Bak utilitas

Kode	Nama Alat	Jumlah	Volume air m^3	Volume beton cor, m^3
F-410	Bak penampung air PDAM	1	50.06	62.57
F-430	Bak pengendapan	1	1.98	2.47
F-421	Bak penampung air bersih	1	6.58	8.22
F-442	Bak penampung air dimerilisasi	1	2.19	2.74
F-481	Bak penampung condensat	1	0.39	0.49
		Total		**76.50**

Harga bangunan dengan concrete beton = Rp 250000,- / m^3 (Supplier)

Harga bak total = 76.50 m^3 x Rp 250000,- / m^3 = Rp 19.124.248,60,-

Total harga alat = Rp. 1,194,483,899.50 + Rp. 2,132,877,353.95 +Rp. 19.124.248,60

= Rp. 3,346,485,502.05

C. Perhitungan Harga Tanah dan Bangunan

Luas tanah = 4125 m^2

Luas bangunan = 1527 m^2

Harga tanah = Rp 1.000.000,- / m^2

Harga bangunan = Rp 1.750.000,- / m^2

Jadi :

Harga tanah = Rp 1.000.000,- / m^2 x 4125 m^2

= Rp 4.125.000.000,00,-

Harga bangunan pabrik = Rp 1.750.000,- / m^2 x 1527 m^2

= Rp 2.672.250.000,00,-

D. Perhitungan Harga Bahan Baku

Tabel D.4 Harga bahan baku

Bahan	Rp/kg	kg/hari	kg/thn	harga/thn (Rp)
Minyak kedelai	20,000.00	16,480.84	5,438,677.66	108,773,553,240.00
Warna	750,000.00	118.00	38,939.97	29,204,975,250.00
Vit A	250,000.00	10.00	3,299.97	824,991,750.00
Vit D	175,000.00	10.00	3,299.97	577,494,225.00
Lesitin	61,531.45	100.00	32,999.97	2,030,535,819.46
Garam	4,000.00	400.00	131,999.97	527,999,868.00
Skim milk	75,000.00	290.00	95,700.03	7,177,502,475.00
Na Benzoat	20,000.00	20.00	6,600.03	132,000,660.00
Nikel	22,500.00	1.40	460.45	10,360,102.50
			TOTAL	**181,196,123,166.09**

E. Perhitungan Harga Bahan Kemas

Produk margarine dari minyak kedelai 100 gr dan 250 gr dikemas dengan kemasan *multi layer*. Setelah itu, *tube* dibungkus dengan kardus kertas. Harga plastik kemasan dan kardus pengemas adalah sebagai berikut :

Tabel D.5 Harga bahan kemas

Kemasan	Berat	Rp/tube	Tube	Harga/thn (Rp)
Tube	100 gr	300	33,000,000	9,900,000,000.00
	250 gr	600	13,200,000	7,920,000,000.00
			Σ	**17,820,000,000.00**
Kardus				
1 kardus berisi 100 tube @ 100 gr		200	330,000.00	66,000,000.00
1 kardus berisi 48 tube @ 250 gr		250	275,000.00	68,750,000.00
			Σ	**134,750,000.00**

Total harga bahan kemas = Rp 17,820,000,000.00 + Rp 134.750.000

= Rp 17.954.750.000,00

F. Total Penjualan Produk

Produk margarin dari minyak kedelai yang dihasilkan adalah 833,3333 kg/jam. Sehingga dalam waktu satu tahun, produk yang dihasilkan

$= 20000 \frac{kg}{hari} \times 330 \frac{hari}{tahun} \times 1000 \frac{gr}{kg}$

= 6.600.000.000,00 gr/tahun

Produk dikemas dalam dua bentuk, yaitu 100 gr dan 250 gr. Ditetapkan sebagian produk dikemas dalam kemasan 100 gr, sedangkan sebagian produk lagi dikemas dalam kemasan 250 gr. Sehingga jumlah kemasan produk adalah :

kemasan 100 gr $= \frac{6.600.000.000,00 \text{ gr/tahun}}{2 \times 100 \text{ gr}} = 33.000.000,00$ kemasan / thn

kemasan 250 gr $= \frac{6.600.000.000,00 \text{ gr/tahun}}{2 \times 250 \text{ gr}} = 13.200.000,00$ kemasan / thn

Tabel D.6 Tabel harga produk

Kemasan	Kapasitas	Harga/kemasan (Rp)	Pendapatan/ thn (Rp)
100 gr	33,000,000.00	4,500.00	148,500,000,000.00
250 gr	13,200,000.00	10,500.00	138,600,000,000.00
		total pendapatan	**287,100,000,000.00**

G. Biaya Utilitas

Perhitungan harga utilitas terdiri dari biaya air PDAM, harga bahan bakar dan harga listrik.

a. Kebutuham Listrik

Kebutuhan listrik untuk penerangan = 13,23 kW /hari.

Kebutuhan listrik untuk proses dan utilitas = 298,15 kW / hari

Total kebutuhan listrik = 311,3758 kWh.

Beban listrik terpasang = 1, 7 x 311,3758 kWh = 1.122,90kW

Biaya beban/bulan = Rp. 30.000,00/kW/bulan

Biaya beban per tahun = Rp. 30.000,00/kW/bln x 311,3758 kW x 12 bulan/thn

= Rp. 404.244.360

Biaya pemakaian listrik :

WBP = Rp. 1.123,00 /kWh (pk. 18.00-22.00)

LWBP = Rp. 660,53 /kWh (pk. 22.00-18.00)

Dalam 1 hari : 4 jam WBP dan 20 jam LWBP

Biaya pemakaian listrik per tahun:

= [((4 jam * 311,38 kW * Rp. 1.123,00 /kWh) + (20 jam * 311,38 kW * Rp. 660,53/ kWh)) * 330 hari/tahun] = Rp. 1.819.013.056,35

Biaya listrik total per tahun = biaya beban + biaya pemakaian listrik

= Rp. 404.244.360,00 + Rp. 1.819.013.056,35

= Rp. 2.223.257.416,35

b. Kebutuhan Air PDAM

Kebutuhan air = 40,0480 m^3/hari

Harga untuk industri = Rp 8000/10 m^3

Biaya air untuk satu hari = 40,0480 × Rp 8000 = Rp 320,384/hari

Biaya air untuk satu tahun = Rp 320,384/hari x 330 hari/tahun

= Rp 105.726.720,00

c. Kebutuhan bahan bakar

Kebutuhan = 351,1 lt/hari x 12 bulan/tahun = 4.213,20 liter/tahun

Harga = Rp 6.000,00/liter

Biaya yang dikeluarkan untuk 1 tahun = Rp 695.178.000,00

Total biaya utilitas = kebutuhan listrik + kebutuhan AIR + bahan bakar

= Rp (2.223.257.416,35 + 105.726,70 + 695.178.000)

= Rp 3.024.162.136.348,09

H. Perhitungan Gaji Karyawan

Untuk karyawan bagian proses, pengemasan, dan keamanan dilakukan sistem 3 shift/hari yang terdiri atas 4 regu secara bergantian. Shift pergantian kerja dilakukan dengan cara seperti pada tabel di bawah ini.

Tabel D.7. Shift Pergantian Kerja

Regu	Hari											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
I	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
II	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
III	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
IV	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P

Keterangan tabel : P = pagi S = siang M = malam L = libur

Jam pergantian shift untuk karyawan bagian proses, pengemasan, dan bagian keamanan berbeda. Untuk karyawan proses dan pengemasan, pergantian yang diterapkan adalah: Shift 1 : 06.30 – 14.30

Shift 2 : 14.30 – 22.30

Shift 3 : 22.30 – 06.30

Sedangkan untuk karyawan bagian keamanan, pergantian yang diterapkan adalah :

Shift 1 : 05.30 – 13.30

Shift 2 : 13.30 – 21.30

Shift 3 : 21.30 – 05.30

Untuk karyawan non shift memiliki jam kerja :

Senin-Jumat : 07.30 – 16.00

Sabtu : 07.30 – 11.00

Gaji karyawan dalam 1 tahun dihitung sebanyak 13 bulan gaji, 1 bulan gaji digunakan untuk tunjangan hari raya karyawan. Tabel lengkap perhitungan gaji karyawan disajikan pada tabel D.8

Tabel D.8 Perhitungan gaji karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/bln	Total gaji/bln
1	Direktur	1	Rp 15,000,000.00	Rp 15,000,000.00
2	General Manager	1	Rp 10,000,000.00	Rp 10,000,000.00
3	Kepala Bagian Keuangan	1	Rp 4,000,000.00	Rp 4,000,000.00
4	Kasir	2	Rp 850,000.00	Rp 1,700,000.00
5	Kepala Bagian Akuntan	1	Rp 2,500,000.00	Rp 2,500,000.00
6	Wakil kepala bagian Akuntan	1	Rp 1,500,000.00	Rp 1,500,000.00
7	Kepala bagian Bengkel	1	Rp 1,750,000.00	Rp 1,750,000.00
8	Pegawai bagian Bengkel	4	Rp 900,000.00	Rp 3,600,000.00
9	Kepala Bagian *Quality Control*	1	Rp 2,500,000.00	Rp 2,500,000.00
11	Pegawai Bagian *Quality Control*	4	Rp 1,250,000.00	Rp 5,000,000.00
12	Kepala Bagian R&D	1	Rp 3,000,000.00	Rp 3,000,000.00
13	Pegawai bagian R&D	2	Rp 1,750,000.00	Rp 3,500,000.00
14	Kepala Bagian Personalia	1	Rp 7,000,000.00	Rp 7,000,000.00
15	Wakil kepala bagian Personalia	1	Rp 4,000,000.00	Rp 4,000,000.00
16	Kepala Bagian Produksi	1	Rp 2,500,000.00	Rp 2,500,000.00
17	Wakil kepala bagian Produksi	1	Rp 1,750,000.00	Rp 1,750,000.00
18	Karyawan Produksi	28	Rp 800,000.00	Rp 22,400,000.00
19	Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp 2,500,000.00	Rp 2,500,000.00
20	Pegawai bagian Pemasaran	6	Rp 1,500,000.00	Rp 9,000,000.00
21	Kepala Bagian Distribusi	1	Rp 1,500,000.00	Rp 1,500,000.00
22	Pegawai bagian Distribusi	2	Rp 800,000.00	Rp 1,600,000.00
23	Sopir Perusahaan	6	Rp 750,000.00	Rp 4,500,000.00
24	Kepala Bagian Keamanan	1	Rp 1,000,000.00	Rp 1,000,000.00
25	Petugas Keamanan (Satpam)	5	Rp 800,000.00	Rp 4,000,000.00
26	Petugas Kebersihan	4	Rp 500,000.00	Rp 2,000,000.00
27	Kepala Gudang Bahan Baku	1	Rp 1,200,000.00	Rp 1,200,000.00
28	Karyawan Gudang Bahan Baku	4	Rp 800,000.00	Rp 3,200,000.00
29	Kepala Gudang Bahan Jadi	1	Rp 1,200,000.00	Rp 1,200,000.00
30	Karyawan Gudang Bahan Jadi	2	Rp 800,000.00	Rp 1,600,000.00
31	Karyawan Utilitas	6	Rp 800,000.00	Rp 4,800,000.00
32	Karyawan pengemas	8	Rp 600,000.00	Rp 4,800,000.00
-		100	**Total**	**Rp 134,600,000.00**

Gaji karyawan per bulan = Rp 134,600,000.00

Gaji karyawan per tahun = Rp 134,600,000.00 × 13 = Rp 1,749,800,000.00

VIII.4.1 Laju Pengembalian Modal (*Rate of Return Investment* /ROR)

Untuk memperoleh harga i, yaitu laju pengembalian total investasi pada massa konstruksi, maka dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$\text{Investasi total} = \sum \frac{Cf_n}{(1+i)^n} = \text{Rp } 23{,}744{,}931{,}774.36$$

dimana : Cf_n = *cash flow* pada tahun ke-n

i = laju pengembalian modal

n = tahun

- *Rate of Return Investment* (ROR) sebelum pajak

Dengan cara trial dan error seperti terlihat pada tabel berikut, akan didapat harga i = 0,5499

Tabel VIII.5 Tabel ROR sebelum pajak

tahun ke	*cash flow*	$\frac{Cf_n}{(1+i)^n}$
1	10,730,381,619.91	6,923,278,477.20
2	12,742,487,294.92	5,304,536,906.06
3	14,555,057,823.36	3,909,343,520.29
4	16,363,637,648.86	2,835,739,849.81
5	16,469,619,344.79	1,841,478,814.67
6	16,541,549,078.12	1,193,317,407.95
7	16,612,797,772.20	773,248,720.02
8	16,684,032,845.50	501,041,963.42
9	16,755,267,646.38	324,654,230.94
10	16,826,502,441.82	210,358,557.17
	TOTAL	23,816,998,447.54

sehingga ROR sebelum pajak = 54,99 %

➢ *Rate of Return Investment* (ROR) setelah pajak

Dengan cara trial dan error seperti terlihat pada tabel berikut, akan didapat harga i = 0,39

Tabel VIII.6 Tabel ROR setelah pajak

tahun ke	*cash flow*	$\frac{Cf_n}{(1+i)^n}$
1	7,502,725,608.35	5,397,644,322.55
2	8,913,528,142.16	4,613,388,614.54
3	10,184,656,073.37	3,792,293,721.99
4	11,452,990,512.52	3,068,030,692.29
5	11,529,506,260.97	2,221,962,413.67
6	11,582,185,635.61	1,605,837,959.94
7	11,634,388,282.77	1,160,486,124.02
8	11,686,581,395.38	838,627,474.20
9	11,738,774,317.29	606,023,619.49
10	11,790,967,235.40	437,926,705.51
	TOTAL	23,742,221,648.21

sehingga ROR setelah pajak = 39 %

VIII.4.2 laju Pengembalian Modal Sendiri (*Rate on Equity* /ROE)

Untuk memperoleh harga i, yaitu laju pengembalian modal sendiri, maka dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$\text{Modal sendiri} = \sum \frac{Cf_n}{(1+i)^n} = \text{Rp } 18{,}995{,}945{,}419$$

dimana : Cf_n = *cash flow* pada tahun ke-n

i = laju pengembalian modal

n = tahun

➤ *Rate on Equity* (ROE) sebelum pajak

Dengan cara trial dan error seperti terlihat pada tabel berikut, akan didapat harga i = 0,68

Tabel VIII.7 Tabel ROE sebelum pajak

tahun ke	*cash flow*	$\frac{Cf_n}{(1+i)^n}$
1	10,730,381,619.91	6,387,131,916.61
2	12,742,487,294.92	4,514,770,158.35
3	14,555,057,823.36	3,069,630,419.10
4	16,363,637,648.86	2,054,200,010.73
5	16,469,619,344.79	1,230,657,358.97
6	16,541,549,078.12	735,733,425.99
7	16,612,797,772.20	439,822,868.18
8	16,684,032,845.50	262,921,912.30
9	16,755,267,646.38	157,169,341.67
10	16,826,502,441.82	93,950,919.65
	TOTAL	18,945,988,331.55

sehingga ROE sebelum pajak = 68 %

➢ *Rate on Equity* (ROE) setelah pajak

Dengan cara trial dan error seperti terlihat pada tabel berikut, akan didapat harga i = 0,4893

Tabel VIII.8 Tabel ROE setelah pajak

tahun ke	*cash flow*	$\frac{Cf_n}{(1+i)^n}$
1	7,502,725,608.35	5,038,768,037.84
2	8,913,528,142.16	4,020,316,501.52
3	10,184,656,073.37	3,085,050,479.31
4	11,452,990,512.52	2,329,915,174.74
5	11,529,506,260.97	1,575,205,504.38
6	11,582,185,635.61	1,062,728,517.95
7	11,634,388,282.77	716,936,463.87
8	11,686,581,395.38	483,648,567.95
9	11,738,774,317.29	326,264,989.48
10	11,790,967,235.40	220,091,086.84
	TOTAL	18,858,925,323.88

sehingga ROE setelah pajak = 48,93 %

VIII.4.3 Waktu Pengembalian Modal (POT)

POT sebelum dan sesudah pajak dihitung dengan mencari masing-masing nilai kumulatif *cash flow* dan kumulatif *net cash flow*. Lalu membandingkan nilai investasi total (Rp 26.483.862.899) dengan data kumulatif *cash flow* dan kumulatif *net cash flow*. Setelah itu, melakukan interpolasi untuk mengetahui tahun pengembalian modal.

- POT sebelum pajak dihitung sebagai berikut

Dengan interpolasi, diketahui nilai POT = 2,13 tahun = 2 tahun 2 bulan

Tabel VIII.9 Tabel POT sebelum pajak

Tahun ke	*Cash flow*	Kumulatif *cash flow*
1	10,730,381,619.91	10,730,381,619.91
2	12,742,487,294.92	23,472,868,914.83
3	14,555,057,823.36	38,027,926,738.18
4	16,363,637,648.86	54,391,564,387.04
5	16,469,619,344.79	70,861,183,731.83

- POT sesudah pajak dihitung sebagai berikut :

Dengan interpolasi, diketahui nilai POT = 2,76 tahun = 2 tahun 8 bulan

Tabel VIII.10 Tabel POT setelah pajak

Tahun ke	*Cash flow*	Kumulatif *cash flow*
1	7,502,725,608.35	7,502,725,608.35
2	8,913,528,142.16	16,416,253,750.51
3	10,184,656,073.37	26,600,909,823.88
4	11,452,990,512.52	38,053,900,336.40
5	11,529,506,260.97	49,583,406,597.37

VIII.4.3 Penentuan Titik Impas / *Break Even Point* (BEP)

Cf = Rp. 993,589,310.45

Csv = Rp 66,906,192,231.94

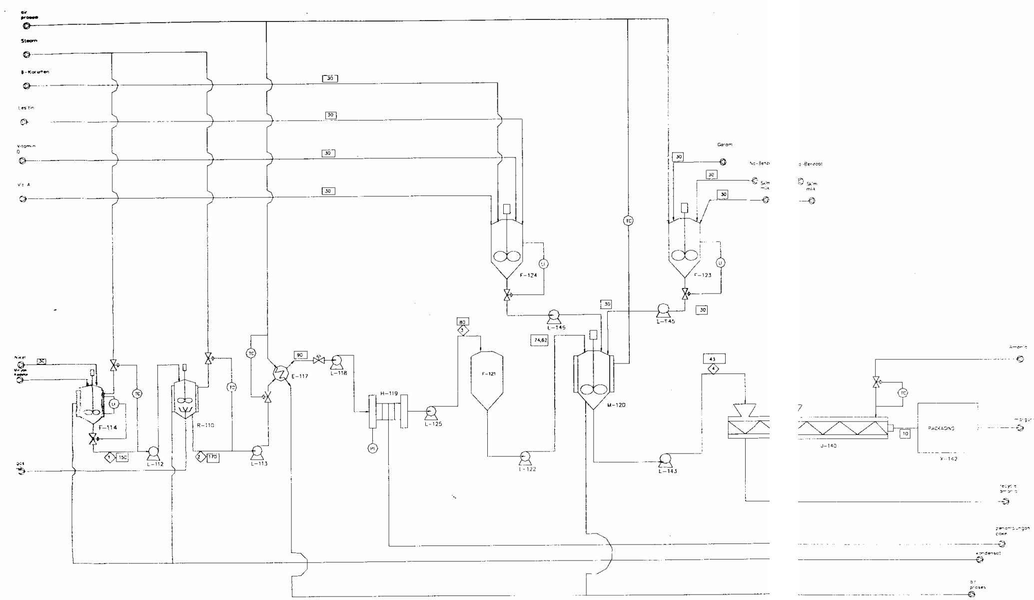
Laba sebelum pajak = Cf + (0,3 x Csv)

Cash flow pada saat kapasitas 0% adalah Cf + 0,3 Csv = Rp. 21,065,446,980.03

Tabel VIII.11 Tabel BEP metode discounted cash flow

Kapasitas	*Cash flow* (Rp)
0%	-21,065,446,980
BEP	0
70%	10,817,186,705.19

Dengan menggunakan interpolasi didapat harga X= 46,25 %. Sehingga nilai BEP = 46,25 %



Instrumentation :
LI : Level Indicator
PI : Pressure Indicator
PC : Pressure Control
TC : Temperature Control

Simbol
◇: Mass Stream Number
▭: Temperature Condition, C

Aliran (kg/batch)	1	2	3	4
Komposisi minyak Kedelai :	-	-	-	-
1. Trigliserida:	-	-	-	-
Palmitat	601.8596	601.8596	601.8596	608.2414
Stearat	218.8580	218.8580	218.8580	221.1787
Oleat	1313.1482	1313.1482	1313.1482	1327.0722
Linoleat	2954.5834	2954.5834	2954.5834	2985.9125
Linolenat	383.0016	383.0016	383.0016	387.0627
2. Phospatide	2.4719	2.4719	2.4719	2.4719
3. Unsaponifiable	16.4794	16.4794	16.4794	16.4794
4. FFA	2.7466	2.7457	2.7457	2.7466
Nikel	0.4651	0.4651	-	-
Hidrogen	-	11.5140	-	-
Bumbu Fase Minyak :	-	-	-	-
Lesitin	-	-	-	33.3333
Beta Karoten	-	-	-	39.3333
Vitamin A	-	-	-	3.3333
Vitamin D	-	-	-	3.3333
Bumbu fase air :	-	-	-	-
Garam	-	-	-	133.3333
Skim milk	-	-	-	96.6667
Air	-	-	-	800
Natrium Benzoat	-	-	-	6.6667
Jumlah cake	-	-	0.5167	-
Total	**5493.6138**	**5562.6978**	**5551.6823**	**6667.1656**

No	Kode	Nama Alat
1	M-114	Tangki Intermediet I
2	L-112	Pompa
3	R-110	Tangki Hidrogenasi
4	L-113	Pompa
5	E-117	Plate Heat Exchanger
6	L-118	Pompa
7	H-119	Filter Press
8	L-125	Pompa
9	F-121	Tangki Intermediet II
10	L-145	Pompa
11	M-140	Tangki Fase Minyak
12	L-146	Pompa
13	M-124	Tangki Fase Air
14	L-122	Pompa
15	M-120	Tangki Emulsifikasi
16	L-143	Pompa
17	J-140	Srew Conveyor
18	X-142	Mesin pengemas
No	**Kode**	**Nama Alat**

Digambar oleh:
Yulia Eke S **5203001070**
Luvia Yeni M **5203001079**

Flowsheet pabrik margarin dari minyak kedelai

Disetujui oleh:

Ir. Yohanes Sudaryanto.,MT

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIKA WIDYA MANDALA SURABAYA