APPENDIX A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas $C_4H_8O_2$ direncanaka = 70.000 Ton/Tahun
Jumlah hari kerja = 1 Tahun = 330 Hari
Jumlah waktu kerja per hari = 1 Hari = 24 Jam
Basis satuan = 10.000 Kg/jam
Kapasitas produksi $C_4H_8O_2$ = $\frac{70.000}{\text{Tahun}} \times \frac{1.000}{\text{Ton}} \times \frac{1}{330} \times \frac{1}{24}$
= 8838,3838 Kg/jam
Basis bahan baku = 6986,7066 Kg/jam

Berat molekul bahan baku dan produk :

Komponen	Formula	BM (g/mol)
Etanol	C_2H_5OH	46,0684
Asam Asetat	CH_3COOH	60,052
Asam Sulfat	H_2SO_4	98,08
Metanol	CH_4O	32,043
Air	H_2O	18,0152
Etil Asetat	$C4H_8O_2$	88,12

Komposisi Etanol :

Komponen	Komposisi
Etanol	99,5%
Metanol	0,5%

- Etanol = 99,5% x Basis bahan baku
  = 99,5% x 6986,71
  = 6951,8 Kg/jam
  = 150,901 Kmol/jam

- Metanol = 0,5% x Basis bahan baku
  = 0,5% x 6986,71
  = 34,9 Kg/jam
  = 1,090 Kmol/jam

- Total = 151,991 Kmol/jam

Komposisi Asam Asetat :

Komponen	Komposisi
Asam Asetat	99,8%
Air	0,2%

- Asam Asetat = 99,8% x Basis bahan baku
  = 99,8% x 6986,71
  = 6972,73 Kg/jam
  = 116,112 Kmol/jam

- Air = 0,2% x Basis bahan baku
  = 0,2% x 6986,71

= 13,9734 Kg/jam
= 0,776 Kmol/jam

- Total = 116,887 Kmol/jam

Komposisi Asam Sulfat :

Komponen	Komposisi
Asam Sulfat	98%
Air	2%

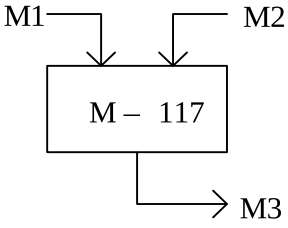
- Asam Sulfat = 98% x Basis bahan baku
  = 98% x 6.987
  = 6846,97 Kg/jam
  = 69,810 Kmol/jam

- Air = 2,0% x Basis bahan baku
  = 2,0% x 6.987
  = 139,734 Kg/jam
  = 7,756 Kmol/jam

- Total = 77,567 Kmol/jam

1. MIXER (M-117)

Fungsi : Untuk mencampur etanol dan asam asetat



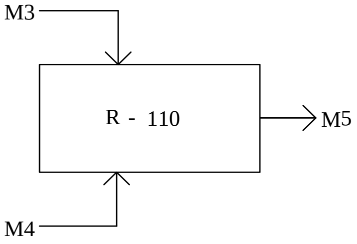
Keterangan :

M1 = aliran etanol masuk mixer
M2 = aliran asam asetat masuk mixer
M3 = aliran campuran etanol dan asam asetat keluar mixer

Neraca massa Mixer (M-117)					
Massa masuk (kg/jam)			Massa keluar (kg/jam)		
M1			M3		
C_2H_5OH	=	6952	C_2H_5OH	=	6952
CH_4O	=	34,934	CH_4O	=	35
M2			CH_3COOH	=	6972,7
CH_3COOH	=	6972,73			
H_2O	=	13,9734	H_2O	=	14,0
Total		**13973,4**	**Total**		**13973**

2. REAKTOR (R-110)

Fungsi : Untuk mereaksikan etanol dan asam asetat dengan bantuan katalis asam sulfat



Keterangan :
M3 = aliran campuran etanol dan as.asetat masuk reaktor
M4 = aliran asam sulfat masuk reaktor
M5 = aliran bahan produk keluar reaktor
M6 = aliran bahan keluar reaktor

a. Komposisi campuran masuk reaktor (M3)

Komponen	**BM**	**Kg/jam**	**Kmol/jam**
C_2H_5OH	46,0684	6951,77	150,901
CH_4O	32,043	34,93	1,0902
CH_3COOH	60,052	6972,73	116,112
H_2O	18,0152	13,9734	0,7756

b. Komposisi asam sulfat masuk reaktor (M4)

Komponen	**BM**	**Kg/jam**	**Kmol/jan**
H_2SO_4	98,0800	6847	69,8101
H_2O	18,0152	140	7,7565

c. Komposisi produk keluar reaktor

Konversi reaks = 67%

Reaksi yang terjadi dalam reaktor :

$$C_2H_5OH + CH3COOH \longrightarrow C_4H_8O_2 + H_2O$$

m	150,90	116,1116		
r	101,10	101,1037	101,1037	101,1037
s	49,797	15,0078	101,1037	101,1037

senyawa yang bereaksi

C_2H_5OH = 101,104 Kmol/jam x 46,0684 Kg/Kmol = 4657,688 Kg/jam

CH_3COOH = 101,104 Kmol/jam x 60,052 Kg/Kmol = 6071,482 Kg/jam

senyawa yang terbentuk

$C_4H_8O_2$ = 101,1037 Kmol/jam x 88,12 Kg/Kmol = 8909,262 Kg/jam

H_2O = 101,1037 Kmol/jam x 18,0152 Kg/Kmol = 1821,404 Kg/jam

senyawa sisa reaksi

C_2H_5OH = 49,7974 Kmol/jam x 46,0684 Kg/Kmol = 2294,085 Kg/jam

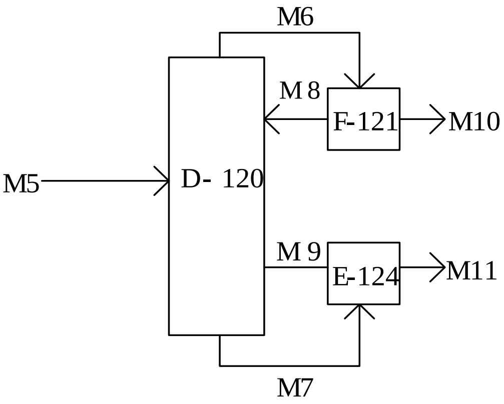
CH_3COOH = 15,0078 Kmol/jam x 60,052 Kg/Kmol = 901,2508 Kg/jam

Neraca Massa Reaktor (R-110)					
Neraca Masuk (Kg/jam)			**Neraca Keluar (Kg/jam)**		
M3			**M5**		
C_2H_5OH	=	6951,77	C_2H_5OH	=	2294,085
CH_4O	=	34,93	CH_3COOH	=	901,251
CH_3COOH	=	6972,73	$C_4H_8O_2$	=	8909,262

H_2O	=	13,9734	H_2O	=	1821,404
			CH_4O	=	34,934
Total		**13973,4**			
M4			H_2SO_4	=	6846,972
H_2SO_4	=	6846,972			
H_2O	=	139,734	H_2O	=	139,734
			CH_3COOH	=	12,4238
Total		**6986,71**	**Total**		**20960,1**
TOTAL		**20960,1**	**TOTAL**		**20960,1**

3. DISTILASI (D-120)

Fungsi : Untuk memisahkan campuran ester



M5 = Aliran bahan masuk distilasi
M6 = Aliran bahan atas keluar distilasi
M7 = Aliran bahan bawah keluar distilasi
M8 = Aliran refluks bahan dari kondensor
M9 = Aliran refluks bahan dari reboiler
M10 = Aliran produk atas keluar distilasi
M11 = Aliran produk bawah distilasi

a. Komposisi bahan masuk kolom distilasi

Komponen	**BM**	**F**		
		Kg/jam	**Kmol/jam**	**X_F**
C_2H_5OH	46,0684	2294,0851	49,7974	0,1478
CH_3COOH	60,052	901,2508	15,0078	0,0446
$C_4H_8O_2$	88,120	8909,2624	101,1037	0,3002
H_2SO_4	98,080	6846,9725	69,8101	0,2073
H_2O	18,015	1821,4043	101,1037	0,3002
Total		20772,9751	336,8228	1,0000

Titik didih tiap komponen :

C_2H_5OH = 78,29 °C = 351,44 K
CH_3COOH = 118,1 °C = 391,25 K
$C_4H_8O_2$ = 77,1 °C = 350,25 K (LK)
H_2SO_4 = 337 °C = 610,15 K (HK)
H_2O = 100 °C = 373,15 K

Neraca massa total

- Untuk Komponen $C_4H_8O_2$(LK)

X_D = 0,99

$$X_F \times F = X_D \times D \quad X_W \times W$$
$$0{,}300 \times 336{,}8228 = 0{,}9900 \times 101{,}10 + X_W \times W$$
$$101{,}1037 = 100{,}0927 + X_W \times W$$
$$1{,}0110 = X_W \times W$$

- Untuk Komponen H_2SO_4(HK)

X_D = 1

X_F × F = X_D × D + X_W × W

0,207 × 336,8228 = X_D × D + 1,0000 × 69,8101

69,8101 = X_D × D + 69,8101

0,0000 = X_D × D

Komponen	Feed (F)		Distilat (D)		Bottom (W)	
	Kmol/jam	X_F	Kmol/jan	X_D	Kmol/jar	X_W
C_2H_5OH	49,7974	0,1478	49,299	0,3275	0,4980	0,0027
CH_3COOH	15,0078	0,0446	0,149	0,0010	14,8578	0,0798
$C_4H_8O_2$	101,1037	0,3002	100,093	0,6648	1,0110	0,0054
H_2SO_4	69,8101	0,2073	-	-	69,8101	0,3748
H_2O	101,1037	0,3002	1,011	0,0067	100,09	0,5374
Total	**336,823**	**1,000**	**150,552**	**1,0000**	**186,27**	**1,0000**

Menentukan suhu Bubble Point dan Dew Point pada kolom distilasi untuk mendapatkan komponen yang cocok untuk distilasi maka dilakukan perhitungan trial dan error

Komponen	Konstanta Antoine		
	A	B	C
C_2H_5OH	18,9120	3803,98	-41,7
CH_3COOH	16,808	3405,57	-56,3
$C_4H_8O_2$	16,152	2790,5	-57,2
H_2SO_4	15,058	3092,4	-45,2
H_2O	18,304	3816,44	-46,1

Konstanta Antoine :

$$\log_{10} P^* = A - \frac{B}{T + C}$$

$$Ki = \frac{P^*}{P} \qquad \alpha i = \frac{Ki}{Kc} \qquad Kc = \frac{1}{\Sigma\, \alpha i.xi}$$

$$xi = \Sigma\, (yi/Ki) \qquad yi = \Sigma\, (Ki*xi)$$

Menentukan suhu Bubble Point pada feed kolom distilasi

Suhu (T) = 93 °C = 366,15 K

Tekanan (P = 1 atm = 760,0021 mmHg

Komponen	X_F	P* (mmHg)	Ki	αi	αixi	yi
C_2H_5OH	0,1478	1322,931	1,7407	1,0702	0,1582	0,2574
CH_3COOH	0,0446	335,953	0,4420	0,2718	0,0121	0,0197
$C_4H_8O_2$	0,3002	1236,196	1,6266	1,0000	0,3002	0,4882
H_2SO_4	0,2073	226,52	0,298	0,1832	0,0380	0,0618
H_2O	0,3002	589,626	0,7758	0,4770	0,1432	0,2329
Total	**1,0000**				**0,652**	**1,060**

Menentukan suhu Dew Point pada feed kolom distilasi

Suhu (T) = 105 °C = 378,2 K

Tekanan (P = 1 atm = 760 mmHg

Komponen	**Y_F**	**P* (mmHg)**	**Ki**	**αi**	**y/αi**	**xi**
C_2H_5OH	0,1478	2009,77	2,6444	1,1598	0,1275	0,0559
CH_3COOH	0,0446	506,12	0,6659	0,2921	0,1526	0,0669
$C_4H_8O_2$	0,3002	1732,81	2,2800	1,0000	0,3002	0,1317
H_2SO_4	0,2073	320,58	0,422	0,1850	1,12	0,49
H_2O	0,3002	907,26	1,1938	0,5236	0,57	0,25
Total	**1,0000**				**2,27**	**1,00**

Menentukan suhu Bubble Point pada distilat kolom distilasi
Suhu (T) = 78 °C = 351,15 K
Tekanan (P = 1 atm = 760,0021 mmHg

Komponen	**X_D**	**P* (mmHg)**	**Ki**	**αi**	**αixi**	**yi**
C_2H_5OH	0,3275	749,4107	0,9861	0,9612	0,3147	0,3229
$C_4H_8O_2$	0,6648	779,6842	1,0259	1,0000	0,6648	0,6821
H_2O	0,0067	328,0391	0,4316	0,4207	0,0028	0,0029
Total	**0,9923**				**0,9796**	**1,0050**

Menentukan suhu Dew Point pada distilasi kolom distilasi
Suhu (T) = 77,8 °C = 351 K
Tekanan (P = 1 atm = 760 mmHg

Komponen	**Y_D**	**P* (mmHg)**	**Ki**	**αi**	**y/αi**	**xi**
C_2H_5OH	0,3275	743,4765	0,9783	0,9597	0,3412	0,3347
$C_4H_8O_2$	0,6648	774,661	1,0193	1,0000	0,6648	0,6523
H_2O	0,0067	325,3577	0,4281	0,4200	0,0160	0,0157
Total	**0,9923**				**1,0060**	**0,9870**

Menentukan suhu Bubble Point pada bottom kolom distilasi
Suhu (T) = 111 °C = 384,15 K
Tekanan (P = 1 atm = 760,0021 mmHg

Komponen	**X_W**	**P* (mmHg)**	**Ki**	**αi**	**αixi**	**yi**
C_2H_5OH	0,0027	2450,06	3,2238	1,2054	0,0032	0,0086
CH_3COOH	0,0798	614,26	0,8082	0,3022	0,0241	0,0645
$C_4H_8O_2$	0,0054	2032,57	2,6744	1,0000	0,0054	0,0145
H_2SO_4	0,3748	377,86	0,4972	0,1859	0,0697	0,1863
H_2O	0,5374	1112,57	1,4639	0,5474	0,2941	0,7866
Total	**1,0000**				**0,397**	**1,061**

Menentukan suhu Dew Point pada bottom kolom distilasi
Suhu (T) = 115 °C = 388,2 K
Tekanan (P = 1 atm = 760 mmHg

Komponen	**Y_W**	**P* (mmHg)**	**Ki**	**αi**	**y/αi**	**xi**
C_2H_5OH	0,0027	2785,321	3,6649	1,2360	0,0022	0,0007
CH_3COOH	0,0798	696,1899	0,9160	0,3089	0,2582	0,0871
$C_4H_8O_2$	0,0054	2253,439	2,9650	1,0000	0,0054	0,0018
H_2SO_4	0,3748	420,29	0,5530	0,1865	2,0094	0,6777

H_2O	0,5374	1269,59	1,6705	0,5634	0,9538	0,3217
Total	**1,0000**				**3,229**	**1,09**

Sehingga diperoleh :

- Perhitungan suhu pada Feed (F)
  Bubble Point = 366,15 K = 93 °C
  Dew Point = 378,15 K = 105 °C
- Perhitungan suhu pada Distilat (D)
  Bubble Point = 351,15 K = 78 °C
  Dew Point = 350,95 K = 77,8 °C
- Perhitungan suhu pada Bottom (W)
  Bubble Point = 384,15 K = 111 °C
  Dew Point = 388,15 K = 115,00 °C

b. Menentukan Refluks Minimum

Untuk menentukan refluks minimum menggunakan persamaan berikut

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i x_{if}}{\alpha_i - \theta} \qquad \text{R}m + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

Dimana feed masuk dalam keadaan liquid dibawah titik didihnya q > 1

T dew point distilat = 77,80 ^{o}C = 350,95 K P = 1 atn = 760 mmHg
T bubble point botto = 111,00 ^{o}C = 384,15 K θ trial = 0,6947
T feed average = 94,40 ^{o}C = 367,55 K Asumsi q = 1

- Umpan masuk kolom distilasi

Komponen Feed	X_F	Pi	Ki	αi	αi x_F
					αi - θ
C_2H_5OH	0,1478	1391,278	1,8306	1,0805	0,4140
CH_3COOH	0,0446	352,9794	0,4644	0,2741	-0,0290
$C_4H_8O_2$	0,3002	1287,604	1,6942	1,0000	0,9831
H_2SO_4	0,2073	236,21	0,3108	0,1834	-0,0744
H_2O	0,3002	621,0568	0,8172	0,4823	-0,6819
Total	**1,0000**			**3,0204**	**0,6118**

- Distilat keluar kolom distilasi

Komponen Distila	X_D	αi x_D
		αi - θ
C_2H_5OH	0,3275	0,9170
$C_4H_8O_2$	0,6648	2,1774
H_2O	0,0067	-0,0153
Total	**1,0000**	**3,0791**

- Untuk menghitung refluks minimum

$$\text{R}m + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

(Geankoplis)

Rm + 1 = 3,079
Rm = 2,079
R = 1,5 x Rm
= 1,5 x 2,079

= 3,1187

Sehingga, harga refluks adala 3,1187

- Menghitung stage teoritis

$$\frac{R}{R + 1} = \frac{3,119}{3,119 + 1} = 0,757$$

$$\frac{Rm}{Rm + 1} = \frac{2,079}{2,079 + 1} = 0,675$$

$$\alpha \text{ LKD} = \frac{\text{Ki LK dew point distilat}}{\text{Ki HK dew point distilat}} = \frac{1,019}{0,428} = 2,38$$

$$\alpha \text{ LKB} = \frac{\text{Ki LK bubble point bottom}}{\text{Ki HK bubble point bottom}} = \frac{2,6744}{0,8082} = 3,309$$

$$\alpha av = \frac{\alpha \text{ LK}_D + \alpha \text{ LK}_B}{2} = \frac{2,381 + 3,309}{2} = 2,84$$

$$Nm = \frac{\log (x_{LK\,D} / x_{HK\,D}) \times (x_{HK\,B} / x_{LK\,B})}{\log \alpha av}$$

$$= \frac{\log (99,000 \times 99,000)}{\log 2,845}$$

$$= \frac{3,991}{0,454}$$

= 8,7898 = 9 stage

Untuk mendapatkan jumlah stage teroritis (N) pada Figure 11.7-3 hal. 749, GK dengan memplotkan nilai R/R+1 dan Rm/Rm+1, sehingga didapatkan:

$$\frac{Nm}{N} = 0,55$$

$$N = \frac{Nm}{0,55}$$

$$= \frac{9}{0,55}$$

= 16,3636 stage

= 17 stage

Sehingga jumlah stage teoritis (N) didap 17 stage

c. Menghitung massa pada laju alir bagian atas dan laju alir bagian bawah

1. Menghitung massa pada laju alir bagian atas
   - Menghitung aliran masuk kondensor

     V = (R+ 1) x D

     = 4,1187 x 150,5517

     = 620,0785 kgmol/jam

Komponen Distilat	x_D	**BM**	**M7**	
			Kmol/jam	**Kg/jam**
C_2H_5OH	0,3275	46,0684	203,0498	9.354,178
$C_4H_8O_2$	0,6648	88,12	412,2526	36.327,70

H_2O	0,0067	18,0152	4,1642	75,0183
Total	**0,999013**		**620,0785**	**45756,8926**

- Menghitung aliran kondensor yang di refluks

$$R = \frac{Lo}{D}$$

Lo = R x D

= 3,1187 x 150,5517 Kmol/jam

= 469,5267 Kmol/jam

Komponen Distilat	x_D	**BM**	**M9**	
			Kmol/jam	**Kg/jam**
C_2H_5OH	0,3275	46,0684	153,7504	7083,0338
$C_4H_8O_2$	0,6648	88,1200	312,1599	27.507,53
H_2O	0,0067	18,0152	3,1531	56,8043
Total	**0,9990**		**469,5267**	**34647,3646**

- Menghitung aliran keluar kondensor menjadi distilat

Komponen Distilat	x_D	**BM**	M_{11}	
			Kmol/jam	**Kg/jam**
C_2H_5OH	0,3275	46,0684	49,2994	2.271,144
$C_4H_8O_2$	0,6648	88,1200	100,0927	8.820,170
H_2O	0,0067	18,0152	1,0110	18,2140
Total	**0,9990**		**150,4031**	**11109,5281**

Neraca Massa Kondensor			
Massa masuk (Kg/jam)		**Massa keluar (Kg/jam)**	
Komponen	Kg/jam	Komponen	Kg/jam
C_2H_5OH	9.354,1781	C_2H_5OH	7.083,0338
$C_4H_8O_2$	36.327,6962	$C_4H_8O_2$	27.507,5264
H_2O	75,0183	H_2O	56,8043
		Jumlah M7	**34.647,3646**
		Komponen	Kg/jam
		C_2H_5OH	2.271,1443
		$C_4H_8O_2$	8.820,1698
		H_2O	18,2140
		Jumlah	11.109,5281
Total	**45.756,8926**	**Total**	**45.756,8926**

2. Menghitung laju aliran bawah
   - Menghitung massa masuk reboiler

L = Lo + q x F

= 469,527 + 1 x 336,8228

= 806,3495 Kmol/jam

Komponen	x_W	**BM**	**M8**	
			Kmol/jam	**Kg/jam**
C_2H_5OH	0,0027	46,0684	2,1557	99,3095
CH_3COOH	0,0054	88,1200	4,3767	385,6765

$C_4H_8O_2$	0,0798	60,0520	64,3183	3.862,445
H_2SO_4	0,3748	98,0800	302,2035	29.640,12
H_2O	0,5374	18,0152	433,2952	7.805,900
Total	**1,0000**		**806,3495**	**41.793,45**

- Menghitung keluaran reboiler yang di refluks

V = V + F (q-1)
= 620,078 + 336,8228 (1 - 1)
= 620,0785 Kmol/jam

Komponen	x_W	**BM**	**M10**	
			Kmol/jam	**Kg/jam**
C_2H_5OH	0,0027	46,0684	1,6577	76,3685
CH_3COOH	0,0054	88,1200	3,3657	296,5832
$C_4H_8O_2$	0,0798	60,0520	49,4605	2.970,200
H_2SO_4	0,3748	98,0800	232,3929	22.793,10
H_2O	0,5374	18,0152	333,2017	6.002,695
Total	**1,0000**		**620,0785**	**32.138,94**

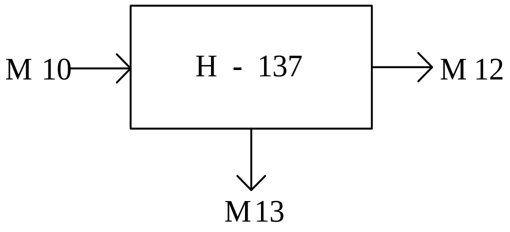
- Menghitung aliran keluar reboiler menuju storage

Komponen	x_B	**BM**	**M12**	
			Kgmol/jam	**Kg/jam**
C_2H_5OH	0,0027	46,0684	0,4980	22,9410
CH_3COOH	0,0054	88,1200	1,0110	89,0933
$C_4H_8O_2$	0,0798	60,0520	14,8579	892,2455
H_2SO_4	0,3748	98,0800	69,8106	6.847,028
H_2O	0,5374	18,0152	100,0935	1.803,205
Total	**1,0000**		**186,2696**	**9.654,512**

Neraca Massa Reboiler			
Massa masuk (Kg/jam)		**Massa Keluar (Kg/jam)**	
Komponen	Kg/jam	Komponen	Kg/jam
C_2H_5OH	99,3095	C_2H_5OH	76,3685
$C_4H_8O_2$	385,6765	$C_4H_8O_2$	296,5832
CH_3COOH	3.862,4451	CH_3COOH	2.970,1995
H_2SO_4	29.640,1240	H_2SO_4	22.793,0964
H_2O	7.805,8999	H_2O	6.002,6951
		Jumlah M10	**32.138,9427**
		C_2H_5OH	22,9410
		$C_4H_8O_2$	89,0933
		CH_3COOH	892,2455
		H_2SO_4	6.847,0276
		H_2O	1.803,2047
		Jumlah M12	**9.654,5123**
Total	**41.793,4550**	**Total**	**41.793,4550**

Neraca Massa Destilasi			
Masuk (M5)		**Keluar (M10)**	
Komponen	Kg/jam	Komponen	Kg/jam
C_2H_5OH	2.294,0851	C_2H_5OH	2.271,1443
$C_4H_8O_2$	901,2508	$C_4H_8O_2$	8.820,1698
		CH_3COOH	5,3946
CH_3COOH	8.909,2624	H_2O	18,2140
H_2SO_4	6.846,9725		
H_2O	1.821,4043	**Jumlah (M10)**	**11.114,9227**
		Keluar (M11)	
		Komponen	Kg/jam
		C_2H_5OH	22,9410
		$C_4H_8O_2$	89,0933
		CH_3COOH	892,2455
		H_2SO_4	6.846,9725
		H_2O	1.803,2047
		Jumlah (M11)	**9.658,0524**
Total	**20.772,9751**	**Total**	**20.772,9751**

4. DEKANTER (H-126)



M10 = Aliran produk masuk dekanter
M12 = Aliran by product
M14 = Aliran ester keluar dekanter

a. Aliran bahan masuk dekanter

Komponen	**BM**	**M10**		
		Kg/jam	**Kmol/jam**	**Densitas (g/cm3)**
C_2H_5OH	46,0684	2.271,144	49,2994	0,7893
$C_4H_8O_2$	88,1200	8.820,170	100,0927	0,9003
H_2O	18,0152	18,2140	1,0110	0,9999

Komponen	**BM**	**M12**		**M14**	
		Kg/jam	**Kmol/jam**	**Kg/jam**	**Kmol/jam**
C_2H_5OH	46,0684	2271,1443	49,2993953	-	-
$C_4H_8O_2$	88,1200	-	-	8820,1698	100,0927
H_2O	18,0152	-	-	18,2140	1,0110
Total		2271,1443	49,2994	8838,3838	101,1037

Berdasarkan perbedaan berat jenis, diasumsikan etil asetat akan keluar menjadi produk bawah bersama dengan air karena berat jenis yang hampir berdekatan. Sedangkan etanol 100% akan keluar menjadi produk samping karena memiliki perbedaan berat jenis yang jauh.

Neraca Massa Dekanter (H-126)					
Massa Masuk (Kg/jam)			**Massa Keluar (Kg/jam)**		
M10			**M12**		
C_2H_5OH	=	2.271,144	C_2H_5OH	=	2271,1443
$C_4H_8O_2$	=	8.820,170	$C_4H_8O_2$	=	-
H_2O	=	18,2140	H_2O	=	-
Total		**11.109,53**	**Total**		**2271,1443**
			M13		
			C_2H_5OH	=	-
			$C_4H_8O_2$	=	8820,1698
			H_2O	=	18,2140
			Total		**8838,3838**
TOTAL		**11109,5281**	**TOTAL**		**11109,52806**

APPENDIKS B
PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas $C_4H_8O_2$ direncanaka = 70000 Ton/Tahun
Jumlah hari kerja = 1 Tahun = 330 Hari
Jumlah waktu kerja per hari = 1 Hari = 24 Jam
Basis satuan = Kg/Jam

Kapasitas produksi $C_4H_8O_2$ $= \frac{70000}{\text{Tahun}} \times \frac{1000}{\text{Ton}} \times \frac{1}{330} \times \frac{1}{24}$

= 8838,383838 Kg/jam
Basis Bahan Baku = 6986,706608 Kg/Jam
Suhu referensi = 25 ˚C = 298,15 K
Suhu lingkungan = 30 ˚C = 303,15 K
Satuan = K kal/jam
Saturated steam yang digunaka = 140 ˚C

Perhitungan neraca panas dilakukan pada alat-alat yang terjadi perpindahan panas

Data kapasitas panas komponen pada fase liquid:

Komponen	**Konstanta Cp (J/mol K)**			
	a	**b**	**c**	**d**
C_2H_5OH	59,3420	3,6358,E-01	-0,0012164	1,8030,E-06
CH_3COOH	-18,9440	1,0971,E-01	-0,0028921	2,9275,E-06
$C_4H_8O_2$	62,8320	8,4097,E-01	-0,0026998	3,6631,E-06
H_2O	92,0530	-0,039953	-0,000211	-5,35E-07
H_2SO_4	26,004	7,03E-01	-1,39E-03	1,0342E-06
CH_4O	40,152	0,31046	-1,03E-03	1,4598E-06

Data kapasitas panas komponen fase gas:

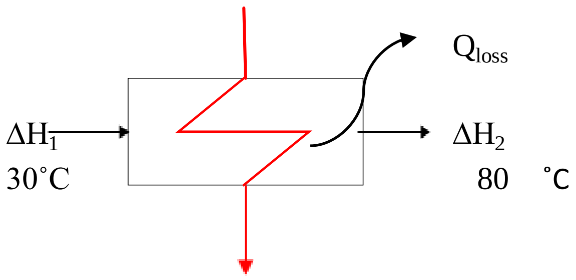
Komponen	**Konstanta Cp (J/mol K)**			
	a	**b**	**c**	**d**
C_2H_5OH	27,0910	1,0550,E-01	1,0957,E-04	-1,505E-07
CH_3COOH	34,8500	3,7626,E-02	2,8311,E-04	-3,077E-07
$C_4H_8O_2$	69,8480	8,2338,E-02	3,7159,E-04	-4,113E-07
H_2O	33,9330	-0,0084186	2,9906,E-05	-1,78E-08
CH_4O	40,046	-0,038287	2,45E-04	-2,168E-07
H_2SO_4	9,486	-0,338	-3,80E-04	-2,13E-07

Cp (J/g.mol K) = $a+bT+cT^2+dT^3+eT^4$

$\Delta H = \quad n \times a(T_2-T_1) + b/2\ (T_2^{\ 2}-T_1^{\ 2}) + c/3\ (T_2^{\ 3}-T_1^{\ 3}) + d/4\ (T_2^{\ 4}-T_1^{\ 4})$

1 Heater (E-118)

Fungsi : Menaikan suhu bahan dari 30˚C menjadi 80˚C



T_{steam} = 140˚C

Q_{steam}

Neraca panas overall:

$\Delta H_1 \quad + \quad Q_{steam} \quad = \quad \Delta H_2 \quad + \quad Q_{loss}$

Keterangan :

ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk

ΔH_2 : Panas yang terkandung dalam bahan keluar

Q_{steam} : Panas yang terkandung dalam pemanas

Q_{steam} : Panas yang hilang

Direncanakan

Suhu sebelum masul = 30 ˚C = 303,15 K

Suhu bahan keluar = 80 ˚C = 353,15 K

Suhu referensi = 25 ˚C = 298,15 K

A. Menghitung panas yang terkandung pada bahan baku masuk

Komponen	**n(Kmol/Jam)**	**T_1 (K)**	**ΔH1 (KJ/Jam)**
C_2H_5OH	150,901118	303,15	81260,54148
CH_3COOH	116,11159	303,15	465662,2243
H_2O	0,776	303,15	-2105,328272
CH_4O	1	303,15	-3349,477408
TOTAL	**268,878562**	**-**	**541467,9601**

Panas yang terkandung dalam bahan masuk (ΔH_1) = 541467,96 Kj/Jam

ΔH_1 = 129414,091 Kkal/Jam

B. Menghitung panas yang terkandung pada bahan keluar

Komponen	**n(Kmol/Jam)**	**T_1 (K)**	**ΔH_2 (KJ/Jam)**
C_2H_5OH	150,901118	353,15	563218,6236
CH_3COOH	116,11159	353,15	424655,7843
H_2O	0,8	353,15	1439,814746
CH_4O	1	353,15	2023,72988
TOTAL	**268,8786**	**-**	**991337,9525**

Panas yang terkandung dalam bahan masuk (ΔH_2) = 991338 Kj/Jam

ΔH_2 = 236935,719 Kkal/Jam

C. Panas yang hilang

Q_{loss} = 1% × panas bahan baku yang masuk

= 1% × 129414,0913 Kkal/Jam

= 1294,14091 kKal/Jam

D. Menentukan panas steam

Neraca panas overall :

$\Delta H_1 + Q_{steam} = \Delta H_2 + Q_{loss}$

$129414,091 + Q_{Steam} = 2,37E+05 + 1294,14091$

Q_{Steam} = 108815,768 kKal/Jam

E. Menentukan massa steam sebagai pemanas (menggunakan steam saturated)

Suhu Steam = 140 ˚C = 413,15 K

H_V = 2733,9 kJ/Kg

hL = 589,1 KJ/Kg

λ pada suhu steam = 2144,8 kJ/Kg = 512,612333 kKal/Kg

(Geankoplis A.2-9)

Kebutuhan Steam:

$Q_{Steam} = m \times \lambda$

$108815,768 = m \times 512,6123$

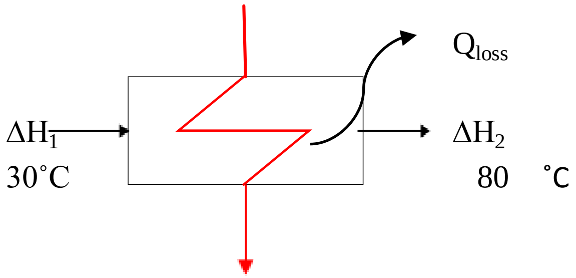
m = 212,2769 Kg/Jam

Neraca Panas Heater (E-118)			
Aliran Panas Masuk		**Aliran Panas Keluar**	
Komponen	Energi (Kkal/Jam	Komponen	Energi (Kkal/Jam

ΔH_1	129414,0913	ΔH_2	236935,7187
Q_{Steam}	108815,7683	Q_{Loss}	1294,1409
Total	**238229,86**	**Total**	**238229,86**

2 Heater (E-119)

Fungsi : Menaikan suhu bahan (Katalis) 30˚C menjadi 80˚C



T_{steam} = 140˚C
Q_{steam}

Neraca panas overall:

$$\Delta H_1 + Q_{steam} = \Delta H_2 + Q_{loss}$$

Keterangan :

ΔH_1 : Panas yang terkandung dalam bahan masuk
ΔH_2 : Panas yang terkandung dalam bahan keluar
Q_{steam} : Panas yang terkandung dalam pemanas
Q_{steam} : Panas yang hilang

Direncanakan
Suhu sebelum masul = 30 ˚C = 303,15 K
Suhu bahan keluar = 80 ˚C = 353,15 K
Suhu referensi = 25 ˚C = 298,15 K

A. Menghitung panas yang terkandung pada bahan baku masuk

Komponen	**n(Kmol/Jam)**	**T_1 (K)**	**ΔH1 (KJ/Jam)**
H_2SO_4	69,8100783	303,15	48982,7906
H_2O	7,75645745	303,15	1800,813769
TOTAL	77,5665357	-	**50783,60437**

Panas yang terkandung dalam bahan masuk (ΔH_1) = 50783,6044 Kj/Jam

ΔH_1 = 12137,5861 Kkal/Jam

B. Menghitung panas yang terkandung pada bahan keluar

Komponen	**n(Kmol/Jam)**	**T_1 (K)**	**ΔH_2 (KJ/Jam)**
H_2SO_4	69,8100783	353,15	569736,1361
H_2O	7,75645745	353,15	14398,14746
TOTAL	**77,5665357**	-	**584134,2836**

Panas yang terkandung dalam bahan masuk (ΔH_2) = 584134,284 Kj/Jam

ΔH_2 = 139611,599 Kkal/Jam

C. Panas yang hilang

Q_{loss} = 1% × panas bahan baku yang masuk

= 1% × 12137,58615 Kkal/Jam

= 121,375861 kKal/Jam

D. Menentukan panas steam

Neraca panas overall :

$\Delta H_1 + Q_{steam} = \Delta H_2 + Q_{loss}$

$12137,5861 + Q_{Steam} = 139611,599 + 121,375861$

Q_{Steam} = 127595,388 kKal/Jam

E. Menentukan massa steam sebagai pemanas (menggunakan steam saturated)

Suhu Steam = 140 ˚C = 413,15 K

H_V = 2733,9 kJ/Kg

hL = 589,1 KJ/Kg

λ pada suhu steam = 2144,8 kJ/Kg = 512,612333 kKal/Kg

(Geankoplis A.2-9)

Kebutuhan Steam:

$Q_{Steam} = m \times \lambda$

$127595,388 = m \times 512,6123$

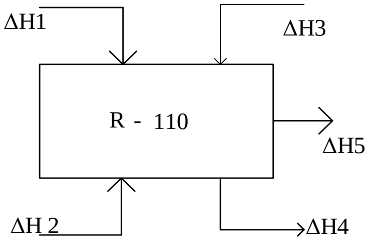
m = 248,9121 Kg/Jam

Neraca Panas Heater (E-119)			
Aliran Panas Masuk		**Aliran Panas Keluar**	
Komponen	Energi (Kkal/Jam	Komponen	Energi (Kkal/Jam
ΔH_1	12137,5861	ΔH_2	139611,5986
Q_{Steam}	127595,3883	Q_{Loss}	121,3759

Total	**139732,9744**	**Total**	**139732,9744**

3 Reaktor (R-110)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi antara etanol dengan asam asetat menggunakan katalis asam sulfat



Neraca Panas Total :

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_R + \Delta H_3 = \Delta H_5 + \Delta H_6 + Q_{Loss} + \Delta H_4$$

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + \Delta H_R = \Delta H_5 + \Delta H_6 + Q_{Loss} + \Delta H_4 - \Delta H_3$$

$$Q_{serap} = \Delta H_4 - \Delta H_3$$

Maka:

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + Q_{serap} = \Delta H_5 + \Delta H_6 + Q_{Loss} + \Delta H_R$$

Keterangan :

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk katalis

ΔH_2 = Panas yang terkandung dari bahan masuk

ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam steam masuk

ΔH_4 = Panas yang terkandung dalam steam keluar

ΔH_R = Panas yang terjadi dalam reaksi

Q_{Loss} = Panas yang hilang

Q_{serap} = Panas yang digunakan

ΔH_5 = Panas yang terkandung dari bahan keluar Reaktor

Direncanakan :

Suhu masuk dari preheater	=	80	˚C	=	353	K
Suhu masuk katalis	=	80	˚C	=	353	K
Suhu keluar bagian bawah	=	80	˚C	=	353	K
Suhu referensi	=	25	˚C	=	298	K

Komponen	**Formula**	**BM (Kg/mol)**
Ethanol	$C_2H_5O_H$	46,068
Asam Asetat	CH_3COOH	60,05
Asam Sulfat	H_2SO_4	1,384
Air	H_2O	18,0152
Etil Asetat	$C_4H_8O_2$	88,12
Metanol	CH_4O	32,043

A. Menghitung panas yang terkandung pada bahan baku masuk reaktor
(ΔH_1 dan ΔH_2)

Komponen	**n (Kmol/jam)**	**T (K)**	**ΔH (KJ/jam)**	**Total ΔH_1 (Kkal/jam**
C_2H_5OH	150,9011	353,15	563218,6236	**236935,7187**
CH_3COOH	116,1116	353,15	424655,7843	
H_2O	0,7756	353,15	1439,8147	
CH_4O	1,090	353,15	2023,7299	
TOTAL	268,8786	-	991337,9525	

Komponen	**n (Kmol/jam)**	**T (K)**	**ΔH (KJ/jam)**	**Total ΔH_2 (Kkal/jam**
H_2SO_4	69,8101	353,15	569736,14	**139611,5986**
H_2O	7,75645745	353,15	14398,15	
Total ΔH_2	77,5665	-	584134,28	

Panas yang terkandung dalam bahan masuk (ΔH_1) = 236935,7187

Panas yang terkandung dalam bahan masuk (ΔH_2) = 139611,5986

B. Menghitung panas yang terkandung pada bahan baku keluar reaktor
(ΔH_5 dan ΔH_6)

Komponen	**n (Kmol/jam**	**T (K)**	**ΔH (KJ/jam)**	**Total ΔH (Kkal/jam**
C_2H_5OH	49,7978	353,15	219265,771	**345464,5494**
CH_3COOH	15,0083	353,15	83305,541	
$C_4H_8O_2$	101,1037	353,15	927361,873	
H_2O	101,1037	353,15	210828,377	
CH_4O	1,0902	353,15	4660,516	
Total ΔH_5	**267,0136**	**-**	**1445422,08**	
H_2SO_4	4947,2344	353,15	40375520,4	**9653432,872**
H_2O	7,76	353,15	14398,14746	

Total	**4954,9909**	**-**	**40389918,55**	**9998897,421**

Panas yang terkandung dalam bahan keluar (ΔH_5) = 345464,5494

Panas yang terkandung dalam bahan keluar (ΔH_6) = 9653432,872

C. Menghitung panas reaksi dari masing-masig komponen

$\Delta H_{R\ 25} = \Delta H_{f\ produk} - \Delta H_{f\ reaktan}$

Komponen	**ΔH°_{f298}**	**ΔH°_{f298}**	**vi**	**$\Delta H_{rxn(298.15)}$**
	Kj/mol	kKal/mol	kmol/jam	kKal/jam
C_2H_5OH	-235,1	-56,1903	101,104	-5681051,1
CH_3COOH	-484,5	-115,798	101,104	-11707653
Total Reaktan				**-17388704**
$C_4H_8O_2$	-442,92	-105,861	101,104	-10702897
H_2O	-241,8	-57,7917	101,104	-5842952,6
Total Produk				**-16545850**

(Smith Vaness Ed.8)

$\Delta H^{\circ}_{rxn\ 298}$ = $\Delta H^{\circ}_{f\ \ 298\ produk}$ - $\Delta H^{\circ}_{f\ 298\ reaktan}$

$\Delta H^{\circ}_{rxn\ 298}$ = -16545849,81 - -17388704,17

$\Delta H^{\circ}_{rxn\ 298}$ = 842854,3657 kKal/jam

$\Delta H_{reaktan}$ = ΔH_1 + ΔH_2

$\Delta H_{reaktan}$ = 236935,72 + 139611,5986

$\Delta H_{reaktan}$ = 376547,3173 kKal/jam

ΔH_{produk} = ΔH_5 + ΔH_6

ΔH_{produk} = 345464,549 + 9653432,872

ΔH_{produk} = 9998897,421 kKal/jam

ΔH_{rxn} = ΔH_{produk} - $\Delta H_{reaktan}$ + $\Delta H_{rxn\ 298}$

ΔH_{rxn} = 9998897,42 - 376547,3173 + 842854

ΔH_{rxn} = 10465204,4698 (Reaksi endotermis)

Menghitung Q_{loss}

Q_{loos} = 1% × panas bahan baku masuk

Q_{loos} = 1% × 376547,3173

Q_{loos} = 3765,473173 kKal/jam

D. Menghitung Q_{serap}

Neraca Panas Total :

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + Q_S = \Delta H_5 + \Delta H_6 + Q_{Loss} + \Delta H_R$$

$$\Delta H_{reaktan} + Q_S = \Delta H_{produk} + Q_{Loss} + \Delta H_R$$

$$376547,3173 + Q_S = 9998897,4 + 3765,47317 + 842854,366$$

$$376547,3173 + Q_S = 10845517,3$$

$$Q_S = 10468969,94$$

Kebutuhan Steam (Geankoplis A.2-9)

Suhu Steam = 140 ˚C = 413,15 K

H_V = 2733,9 kJ/Kg

H_L = 589,1 KJ/Kg

Saturated Steam = 2144,8 kJ/Kg

= 512,612333 kKal/Kg (Geankoplis A.2-9)

maka steam yang dibutuhka $= \frac{Q_s}{\lambda}$

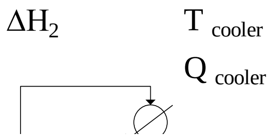
$= \frac{10468969,9}{519,6430}$

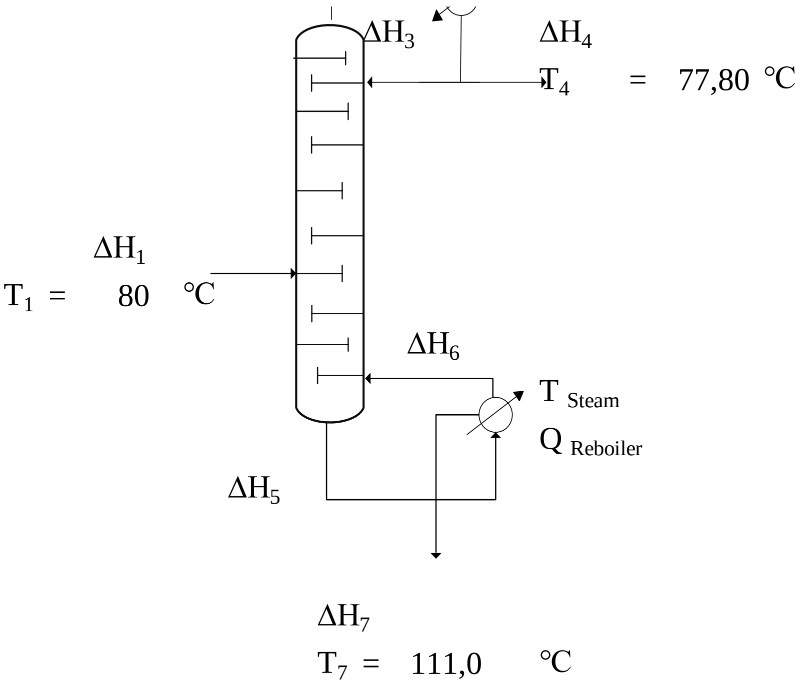
= 20146,4658 Kg/Jam

Neraca Panas Reaktor (R-110)			
Aliran Panas Masuk		**Aliran Panas Keluar**	
Komponen	**nergi (Kkal/Jam**	**Komponen**	**nergi (Kkal/Jam**
ΔH_1	236935,7187	ΔH_5	345464,5494
ΔH_2	139611,5986	ΔH_6	9653432,8720
Q_S	10468969,943	Q_{Loss}	3765,4732
		ΔH_R	842854,3657
Total	**10845517**	**Total**	**10845517**

4 Kolom Destilasi

Fungsi : Memisahkan produk utama dan produk samping





Neraca Panas Total:

$$\Delta H_1 + Q_F = \Delta H_4 + \Delta H_7 + Q_{serap} + Q_{Loss}$$

Keterangan:

ΔH_1 = Panas yang terkandung pada bahan yang masuk

ΔH_2 = Panas vapor menuju kondensor

ΔH_3 = Panas Liquid keluar kondensor sebagai refluks

ΔH_4 = Panas Liquid keluar kondensor sebagai destilat

ΔH_5 = Panas Liquid keluar menuju reboiler

ΔH_6 = Panas yang keluar reboiler

ΔH_7 = Panas liquid keluar reboiler menjadi bottom product

Q_{serap} = Panas yang diserap pendingin

Q_R = Panas steam

Q_{Loss} = Panas yang hilang

ΔH_8 = Panas yang terkandung dalam air pendingin masuk

ΔH_9 = Panas yang terkandung dalam air pendingin keluar

Direncanakan:

Suhu bahan masuk = 80 °C = 353,15 K

Suhu liquid keluar kondens = 78,00 °C = 351,15 K
Suhu liquid keluar reboiler = 111,0 °C = 384,15 K
Suhu air pendingin masuk = 30 °C = 303,15 K
Suhu air pendingin keluar = 55 °C = 328,15 K
Suhu Referensi = 25 °C = 298,15 K

Data yang diperoleh dari perhitungan Bubble point dan Dew point

- Perhitungan suhu pada Feed (F)
  Bubble Point = 366,15 K = 93,00 °C
  Dew Point = 378,150 K = 105,000 °C
- Perhitungan suhu pada Distilat (D)
  Bubble Point = 351,15 K = 78,00 °C
  Dew Point = 350,95 K = 77,80 °C
- Perhitungan suhu pada Bottom (B)
  Bubble Point = 384,15 K = 111,00 °C
  Dew Point = 388,15 K = 115,00 °C

A. Komposisi masing-masing komponen tiap aliran bahan dalam kolom destilasi

Komponen	Feed (F)		Distilat (D)		Bottom (W)	
	Kmol/jam	x_f	Kmol/jam	x_D	Kmol/jam	x_W
C_2H_5OH	49,7974	0,1478	49,299	0,3275	0,4980	0,0027
CH_3COOH	15,0078	0,0446	-	-	14,8578	0,0798
$C_4H_8O_2$	101,104	0,3002	100,093	0,6648	1,0110	0,0054
H_2O	101,104	0,3002	1,011	0,0067	100,09	0,5374
H_2SO_4	69,8101	0,20726	-	-	69,8101	0,37478
Total	**267,013**	**0,793**	**150,403**	**0,9990**	**116,459**	**0,625**

Untuk menghitung refluks minimum

$$Rm + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

(Geankoplis)

Rm + 1 = 3,144
Rm = 2,144

R = 1,5 x Rm
R = 1,5 x 2,144

R = 3,2160

Sehingga, harga refluks ada 3,2160

B. Menghitung panas pada laju alir bagian atas dan laju alir bagian bawah

1 Menghitung panas laju alir bagian atas

Menghitung aliran keluar kondensor yang direfluks

$$R = \frac{Lo}{D}$$

Lo = R × D

Lo = 3,216 × 150,403

Lo = 483,696513 kmol/jam

Komponen	x_D	Panas liquid yang direfluks, Lo			
		kmol/jam	T_{ref}	T	ΔH_3 kJ/jam
C_2H_5OH	0,3275	158,390	298,15	351,150	568597,5540
CH_3COOH	-	-	-	-	-
$C_4H_8O_2$	0,6648	321,580	298,15	351,150	3014106,3693
H_2O	0,0067	3,2483	298,15	351,150	6606,3064
Total	**0,3275**	**483,697**	**-**	**-**	**3589310,2297**

Panas liquid yang direfluks Lo (ΔH_3) = 3589310,23 kJ/Jam

ΔH_3 = 857866,681 Kkal/Jam

Menghitung aliran vapor masuk kondensor

V = (R+1) × D

V = 3,144 × 150,403

V = 472,867486 kmol/jam

Komponen	x_D	Panas liquid yang direfluks, V			
		kmol/jam	T_{ref}	T	ΔH_{2a} kJ/jam
C_2H_5OH	0,3275	154,844	298,15	378,150	1402743,2397
CH_3COOH	-	-	-	-	-
$C_4H_8O_2$	0,6648	314,381	298,15	378,150	4544069,3541
H_2O	0,0067	3,176	298,15	378,150	8468,9693
Total	**0,9990**	**472,867**	**-**	**-**	**5955281,5631**

Panas sensibel (ΔH_{2a}) = 5955281,56 kJ/Jam

ΔH_{2a} = 1423348,03 Kkal/Jam

Pendingin yang digunakan untuk mengembunkan bahan masuk

Komponen	**x_D**	**Panas liquid yang direfluks, V**		
		$\overline{L}$ kmol/jam	**Heat of Vapor, λ** **Kkal/Kmol**	**ΔH_{2b} kkal/jam**
C_2H_5OH	0,3275	154,8443	9266,2626	1434828,2641
CH_3COOH	-	-	-	-
$\overline{V}$ $C_4H_8O_2$	0,6648	314,3809	7705,0754	2422328,7060
H_2O	0,0067	3,1756	9723,4811	30877,54483
Total	**0,9990**	**472,8675**		**3888034,5149**

(λ dari Couldson and Richardson's Appendix C)

Panas yang direfluks V (ΔH_{2b}) = **3888034,51 Kkal/Jam**

2 Meghitung panas laju alir bagian bawah
Menghitung aliran liquid masuk reboiler

L = Lo + q F
= 483,6965 + 1 × 267,0127
= 750,709221 kmol/jam

Komponen	**x_B**	**Panas liquid yang direfluks**			
		kmol/jam	**T_{ref}**	**T**	**ΔH_5 kJ/jam**
C_2H_5OH	0,0027	2,01	298,150	350,95	11759,9189
CH_3COOH	0,0798	60	298,150	350,95	-594082,7974
$C_4H_8O_2$	0,0054	4	298,150	350,95	38041,6389
H_2O	0,5374	403	298,150	350,95	718733,1285
H_2SO_4	0,3748	281	298,150	350,95	684144,3102
Total	**0,625**	**751**	**-**	**-**	**858596,1991**

Panas liquid yang direfluks $\overline{L}$ (ΔI = 858596,2 kJ/Jam

ΔH_5 = 205209,6 Kkal/Jam

Menghitung aliran vapor keluar reboiler ke kolom destilasi

$\overline{V}$ = V + F (q - 1)
= 472,867486 + 267,0127 × (1-1)
= 472,867486 kmol/jam

Komponen	**x_B**	**Panas liquid yang masuk reboiler, $\overline{V}$**			
		kmol/jam	**T_{ref}**	**T**	**ΔH_6 kJ/jam**
C_2H_5OH	0,0027	1,2642	298,15	388,15	12988,0744
CH_3COOH	0,0798	37,7182	298,15	388,15	690724,0337

$C_4H_8O_2$	0,0054	2,5666	298,15	388,15	42097,1219
H_2O	0,5374	254,097	298,15	388,15	717506,2685
H_2SO_4	0,3748	177,221	298,15	388,15	2325180,7031
Total	**0,625**	**472,867**	**-**	**-**	**1463315,4985**

Panas liquid masuk reboiler $\overline{V}$ (ΔH_6) = 1463315,50 kJ/Jam

ΔH_6 = 349741,18 Kkal/Jam

C. Menghitung panas feed masuk, distilat keluar dan bottom keluar

1. Menghitung panas Feed masuk kolom destilasi (D-130)

Komponen	**x_F**	**Panas liquid yang masuk kolom distilasi F**			
		kmol/jam	**T_{ref}**	**T**	**ΔH_1 kJ/jam**
C_2H_5OH	0,1478	49,7974	298,15	353,15	304418,9568
CH_3COOH	0,0446	15,0078	298,15	353,15	-155863,2546
$C_4H_8O_2$	0,3002	101,104	298,15	353,15	984859,9876
H_2O	0,3002	101,104	298,15	353,15	211378,4617
Total	**0,793**	**267,013**	**-**	**-**	**1344794,1516**

Panas liquid masuk kolom distilasi (ΔH_1) = 1344794,1516 kJ/Jam

ΔH_1 = 321413,8710 Kkal/Jam

2 Menghitung panas destilat keluar

Komponen	**x_D**	**Panas liquid distilat Keluar D**			
		kmol/jam	**T_{ref}**	**T**	**ΔH_4 kJ/jam**
C_2H_5OH	0,3275	49,2994	298,150	351,150	290009,4216
CH_3COOH	-	-	-	-	-
$C_4H_8O_2$	0,6648	100,093	298,150	351,150	938147,9763
H_2O	0,0067	1,0110	298,150	351,150	2056,2290
Total	**0,9990**	**150,403**	**-**	**-**	**1230213,6269**

Panas liquid keluar distilat (ΔH_4) = 1230213,6269 kJ/Jam

ΔH_4 = 41843,0139 Kkal/Jam

3 Menghitung Bottom keluar ΔH_7

Komponen	**x_W**	**Panas liquid sebagai Bottom, B**			
		kmol/jam	**T_{ref}**	**T**	**ΔH_7 kJ/jam**

C_2H_5OH	0,0027	0,4980	298,150	384,150	4872,8350
CH_3COOH	0,0798	14,8578	298,150	384,150	-257866,9754
$C_4H_8O_2$	0,0054	1,0110	298,150	384,150	15790,3465
H_2O	0,5374	100,093	298,150	384,150	276883,1935
H_2SO_4	0,3748	69,810	298,150	384,150	873883,9117
Total	**0,625**	**116,459**	**-**	**-**	**39679,3997**

Panas liquid keluar reboiler (ΔH_7) = 39679,3997 kJ/Jam

ΔH_7 = 9483,6146 Kkal/Jam

D. Menghitung neraca panas Overall

ΔH_1 + Q_R = ΔH_4 + ΔH_7 + Q_S + Q_{Loss}

321413,871 + Q_R = 41843,0139 + 9483,6146 + Qs + 1242,46833

Q_R = -268844,77 + Q_s

1 Menghitung panas air keluar kondensor

ΔH_2 = ΔH_3 + ΔH_4 + Q_S

1423348,03 = 857866,681 + 41843,0139 + Q_s

Qserap = 523638,3306 Kkal/jam

2 Menghitung panas steam boiler

Q_R = -268844,7742 + H_{cooler}

Q_R = -268844,7742 + 523638,3306

Q_R = 254793,5564 kakal/jam

3 Menghtung kebutuhan air pendingin

Menentukan massa air pendingin

Pendingin masuk = 30 ℃ = 303,15 K Geankoplis APP A.2-11

Pendingin keluar = 60 ℃ = 333,15 K Geankoplis APP A.2-11

Suhu refernsi = 25 ℃ = 298,15 K

Cp air pendingin T mas = 4,1830 kJ/kg.K = 0,9998 Kkal/kg.K

Cp air pendingin T kelu = 4,6356 kJ/kg.K = 1,1079 Kkal/kg.K

Geankoplis APP A.2-11

- $Q_s = \Delta H_9 - \Delta H_8$

- $\Delta H_8 = m \times Cp \times \Delta T$
  $\Delta H_8 = m \times 0{,}9998 \times 5$
  $\Delta H_8 = 4{,}99881 \ m$

- $\Delta H_9 = m \times Cp \times \Delta T$
  $\Delta H_9 = m \times 1{,}1079 \times 35$
  $\Delta H_9 = 38{,}7777 \ m$

- $Q_s = \Delta H_9 - \Delta H_8$
  $523638{,}331 = 38{,}7777 \ m - 4{,}99881 \ m$
  m air pending = 15501,9551 Kg/jam

4 Menghitung neraca panas reboiler

$\Delta H_5 + Q_{Reb} = \Delta H_6 + \Delta H_7 + Q_{Loss}$
$205210 + Q_{Reb} = 349741{,}18 + 9483{,}6146 + Q_{loss}$
$Q_{Reb} = 154015{,}2 \quad Q_{loss}$

Dimana :
$Q_{Loss} = 5\% \times (\Delta H_5 + \Delta H_6 + \Delta H_7)$
$Q_{loss} = 5\% \times 214693{,}2578$
$Q_{loss} = 10734{,}6629$ Kkal/jam

Maka:
$Q_{reb} = 154015 + Q_{loss}$
$= 154015 + 10734{,}6629$
$= 164749{,}818$ Kkal/jam

Menghitung kebutuhan steam
Suhu Steam = 140 ˚C = 413,15 K
H_V = 2733,9 kJ/Kg
hL = 589,1 KJ/Kg
λ pada suhu steam = 2144,8 kJ/Kg = 512,612333 kKal/Kg
(Geankoplis A.2-9)

Maka steam yang dibutuhka $= \dfrac{Q_R}{\lambda}$

$= \dfrac{254794}{\quad}$

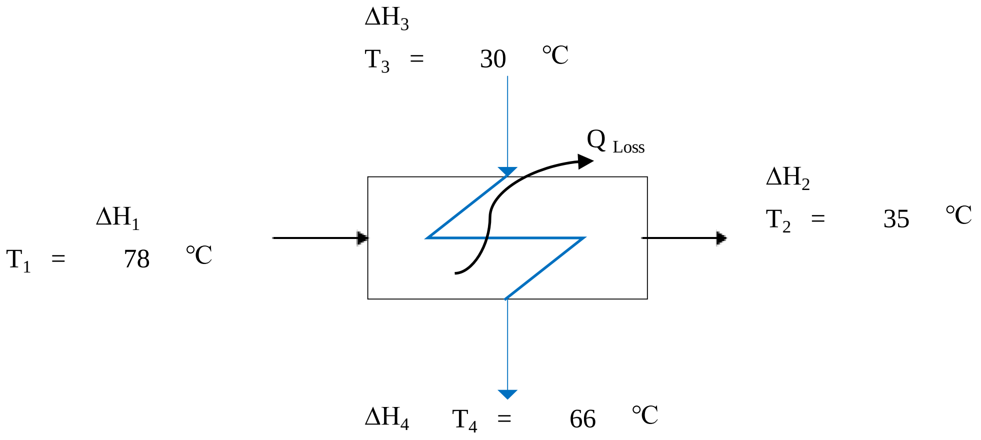
512,6

= 497,0492 Kg/Jam

Neraca Panas Kolom Destilasi (D-120)			
Aliran Panas Masuk		**Aliran Panas Keluar**	
Komponen	**Energi (Kkal/Jam)**	**Komponen**	**Energi (Kkal/Jam)**
ΔH_1	321413,8710	ΔH_4	41843,0139
		ΔH_7	9483,6146
Q_R	254793,5564	Q_S	523638,3306
		Q_{Loss}	1242,4683
Total	**576207,4274**	**Total**	**576207,4274**
Aliran Panas Kondensor			
ΔH_2	1423348,0253	ΔH_4	41843,0139
		ΔH_3	857866,6808
		Q_S	523638,3306
Total	**1423348,0253**	**Total**	**1423348,0253**
Aliran Panas Reboiler			
ΔH_5	205209,6	ΔH_6	349741,1840
Q_{Reb}	164749,8183	ΔH_7	9483,6146
		Q_{Loss}	10734,6629
Total	**369959,4615**	**Total**	**369959,4615**

5 Cooler (E-124)

Fungsi : Untuk menurunkan suhu produk dari 78˚C menjadi 35˚



Keterangan:

ΔH_1 = Panas yang terkandung dalam bahan masuk kondensor

ΔH_2 = Panas yang terkandung pada bahan keluar kondensor

ΔH_3 = Panas yang terkandung dalam air pendingin masuk

ΔH_4 = Panas yang terkandung dalam air pendingin keluar

Q_{serap} = Panas yang diserap dalam kondensor
Q_{Loss} = Panas yang hilang

Neraca panas overall

$- \Delta H_1 + \Delta H_3 = \Delta H_2 + \Delta H_4 + Q_{LOSS}$

$- Q_{serap} = \Delta H_4 - \Delta H_3$

maka:

$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_{serap} + Q_{LOSS}$

Direncanakan:

Suhu bahan mas = 78 °C = 351,15 K
Suhu bahan kel = 35 °C = 308,15 K

A. Menghitung panas bahan yang masuk ke cooler

Komponen	**X_D**	**Panas liquid Masuk cooler**			
		kmol/jam	**T_{ref}**	**T**	**ΔH_1 kJ/jam**
C_2H_5OH	0,3275	49,299	298,15	351,15	568597,5540
$C_4H_8O_2$	0,6648	100,093	298,15	351,15	3014106,3693
H_2O	0,0067	1,0110	298,15	351,15	6606,3064
Total ΔH_5	0,999	150,403	-	-	3589310,2297

Panas liquid keluar cooler (ΔH_1) = 3589310,2297 kJ/Jam

ΔH_1 = 857866,6808 Kkal/Jam

B. Menghitung panas yang keluar dari cooler

Komponen	**X_D**	**Panas liquid keluar cooler**			
		kmol/jam	**T_{ref}**	**T**	**ΔH_2 kJ/jam**
C_2H_5OH	0,3275	49,299	298,150	308,15	53247,4626
$C_4H_8O_2$	0,6648	100,093	298,150	308,15	171877,1042
H_2O	0,0067	1,0110	298,150	308,15	461,4943
Total ΔH_5	0,999	150,403	-	-	225586,0611

Panas liquid keluar cooler (ΔH_2) = 225586,0611 kJ/Jam

ΔH_2 = 53916,4221 Kkal/Jam

C. Menghitung Q_{Loss}

Q_{Loss} = 1% × panas bahan baku masuk

Q_{Loss} = 1% × 857866,6808

Q_{Loss} = 8578,6668 Kkal/Jam

D. Menghitung Kebutuhan air pendingin

$\Delta H_1 = \Delta H_2 + Q_S + Q_{Loss}$

857866,681 = 53916,4221 + Q_S + 8578,6668

Q_{serap} = 795371,592 Kkal/Jam

Menentukan massa air pendingin

Pendingin masuk	=	30	℃	=	303,15	K		Geankoplis APP A.2-11
Pendingin keluar	=	70	℃	=	343,15	K		Geankoplis APP A.2-11
Suhu refernsi	=	25	℃	=	298,15	K		
Cp air pendingin T mas	=	4,1830	kJ/kg.K	=	0,9998	Kkal/kg.K		
Cp air pendingin T kelu	=	4,6561	kJ/kg.K	=	1,1128	Kkal/kg.K		
								Geankoplis APP A.2-11

- $Q_S = \Delta H_4 - \Delta H_3$

- ΔH_3 = m × Cp × ΔT

  ΔH_3 = m × 0,9998 × 5

  ΔH_3 = 4,9988 m

- ΔH_4 = m × Cp × ΔT

  ΔH_4 = m × 1,1128 × 45

  ΔH_4 = 50,0771 m

$Q_S = \Delta H_4 - \Delta H_3$

795371,592 = 50,0771 m - 4,9988 m

795371,592 = 45,0783 m

m air pending = 17644,2350 Kg/Jam

- ΔH_3 = 4,9988 m

  ΔH_3 = 88200,19 Kkal/Jam

- ΔH_4 = 50,0771 m

  ΔH_4 = 883571,78 Kkal/Jam

Neraca Panas Cooler (E-124)			
Aliran Panas Masuk			
Komponen	**Energi (Kkal/Ja**	**Komponen**	**Energi (Kkal/Jam)**
ΔH_1	857866,6808	ΔH_2	53916,4221
ΔH_3	88200,1869	ΔH_4	883571,7787
		Q_{Loss}	8578,6668
Total	**946066,8676**	**Total**	**946066,8676**

APPENDIX C
SPESIFIKASI ALAT

1. Storage Etil Alkohol (F-112)

Fungsi : untuk menyimpan bahan baku etil alkohol

Tipe : silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah datar

a. Direncanakan :

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-240 Grade M Type 316

F allowable : 18750

Jenis pengelasan : Doubel welded

Faktor Korosi (C) : 1/16 in = 0,0625

E : 0,8

Suhu Bahan : 30 °C = 303,1500 K

:

b. Dasar Perencanaan

Kondisi operasi : Suhu = 30 °C = 303,15 K

: Tekanan = 1 atm = 14,696 psia

Komponen	A	B	T	n	Tc	ρ g/ml
C_2H_5OH	0,2657	0,2639	303,15	0,2367	516,25	0,7828
CH_3OH	0,2720	0,2719	303,15	0,2331	512,580	0,7827
Total						**1,5654**

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (g/mL)	xi.ρi
C_2H_5OH	6951,7731	0,9950	0,7828	0,7788
CH_3OH	34,9335	0,0050	0,7827	0,0039
Total	**6986,7066**	**1**	**1,5654**	**0,7828**

$$\rho = A \times B^{-(1-1/Tc)^{\wedge}n}$$

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum xi.\rho i}{\sum xi}$$

$$\rho \text{ campuran} = \frac{0,7828}{1}$$

ρ campuran = 0,7828 g/ml

= 48,87 lb/ft^3

c. Perhitungan

1. Menghitung Volume

$$\text{Rate Volumetrik etil alkoho} = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{15402{,}893 \text{ lb/jam}}{48{,}8658 \text{ lb/ft}^3}$$

= 315,2079 ft^3/jam

Direncanakan akan menyimpan bahan baku selama 48 jam = 2 hari

Volume Liquid (V = 315,2 x 48

= 15129,978 ft^3

Liquid mengisi 85% Volume total

Volume Total (VT $= \frac{100}{85}$ x 15129,98

= 17799,975 ft^3

2. Menghitung Diameter Tanki

Perbandingan tinggi silinder (Ls) dan diameter tanki (D) adalah 1,5

V dished = 0,0085 di^3 Ls = 1,5 di

V silinde = $\pi/4$ di^2 Ls

Volume Total (VT = $\pi/4$ di^2 Ls + 0,0085 di^3

17799,97 ft^3 = $\pi/4$x 1,5 di^3 + 0,0085 di^3

17799,97 ft^3 = 1,18 di^3 + 0,0085 di^3

17799,97 ft^3 = 1,1860 di^3

di = 24,667 ft

di = 296 in

3. Menentukan tinggi liqiuida dalam tangi (Li)

Tinggi Liquida (Li = $\frac{\text{Volume Liquida}}{\pi/4 \; di^2}$

$= \frac{15129{,}9783}{3{,}14/4 \text{ x } 608{,}4578}$

$= \frac{15129{,}9783}{477{,}6393606}$

Li = 31,68 ft

Li = 380,12 in

4. Menghitung tebal silinder

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi pada liquid sendiri, maka dasar perancangan

P_{Design} (F = $P_{hidrostatis}$ + $P_{Operasi}$

$P_{Operasi}$ = 1 atr = 14,696 psia

$P_{hidrostatis}$ $= \frac{\rho \text{ x (Li-1)}}{144}$

$= \frac{48{,}8658 \text{ x (} 31{,}677 - 1)}{}$

144

$= \dfrac{1499{,}0361}{144}$

$= 10{,}41$ psia

P_{Design} (Pi) $= P_{hidrostatis} + P_{Operasi}$

$= 10{,}410 + 14{,}696$

$= 25{,}106$ psia

Pi $= 10{,}410$ psig

Tebal silinder (ts) $= \dfrac{Pi \times di}{2(fE - 0{,}6\ Pi)} + C$

$= \dfrac{10{,}4100 \quad x \quad 296{,}0032}{18750 \quad x \quad 0{,}8 \quad - \quad 0{,}6 \quad x \quad 10{,}41 \quad x \quad 2} + 0{,}06$

$= \dfrac{3081{,}3857}{29987{,}508} + 0{,}06$

$= 0{,}1027556 + 0{,}06$

$= 0{,}1653$ in x $\dfrac{16}{16}$ in

$= \dfrac{2{,}644}{16}$ in $\approx \dfrac{3}{16}$ in

do = di + 2 ts

do = 296,003 + 2 x $\dfrac{3}{16}$ in

do = 296,378 in

do = 24,698 ft

Standarisasi diameter tangki (Brownell and young tabel 5-7 hal 90)

do baru = 240 in

di baru = do - 2 ts

$= 240 - \dfrac{3}{16} \times 2$

= 239,625 in

r = di = 239,625 in

icr = 6% x di

icr = 6% x 239,6250

icr = 14,378 in

5. Menentukan tinggi tangki

H = ha + Ls

dimana:

ha = 0,17 x di
ha = 0,17 x 239,6
ha = 40,50 in

Ls = 1,5 di
Ls = 1,5 x 239,6
Ls = 359,4 in

H = ha + Ls
H = 40,50 + 359,4375
H = 399,9341 in

6. Menentukan tebal tutup atas /Standart dished head (tha)

$$tha = \frac{0{,}885 \times Pi \times di}{(fE - 0{,}1\ Pi)} + C$$

$$tha = \frac{0{,}89 \times 10{,}4 \times 239{,}63}{18750 \times 1 - 0{,}1 \times 10{,}4} + 0{,}06$$

$$tha = \frac{2207{,}62}{14999{,}0} + 0{,}06$$

tha = 0,1472 + 0,06

$$tha = 0{,}2097\ in \times \frac{16}{16}\ in$$

$$tha = \frac{3}{16} \approx \frac{3}{16}\ in$$

Spesifikasi Storage Etil Alkohol

Fungsi	:	Untuk menyimpan bahan baku etil alkohol				
Kode alat	:	F-112				
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah berbentu datar				
Suhu operasi	:	30	°C			
Tekanan operasi	:	1	atm			
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA-240 Grade M Type 316				
Volume Tangki	:	15129,978	ft^3	=	428,4810	m^3
Diamter Tangki (d	:	239,6	in	=	6,0865	m
Tinggi Tangki (H)	:	399,9341	in	=	10,1583	m
Diameter Luar (Do	:	240,0000	in	=	6,0960	m
Tebal silinder (ts)	:	3/16	in			
Tinggi silinder (Ls	:	359,4375	in	=	9,1297	m
Tebal tutup atas (t	:	3/16	in			
Tinggi tutup atas (	:	40,4966	in	=	1,0286	m

2. Storage Asam Asetat (F-113)

Fungsi : untuk menyimpan bahan baku asam asetat
Tipe : silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah datar

Direncanakan :
Bahan Konstruksi : Stainlees steel SA-167 Type 304
F allowable : 18750
Jenis pengelasan : Doubel welded
Faktor Korosi (C) : 1/16 in = 0,0625
E : 0,8
Suhu Bahan : 30 °C = 303,1500 K
:

Dasar Perencanaan
Kondisi operasi : Suhu = 30 °C = 303,150 K
: Tekanan = 1 atr = 14,696 psia

Komponen	**A**	**B**	**T**	**n**	**Tc**	**ρ g/ml**
CH_3COOH	0,3518	0,2695	303,15	0,2684	592,71	1,0378
H_2O	0,3471	0,2740	303,15	0,2857	647,13	1,0229
Total						**2,0607**

Komponen	**Massa (Kg/jam)**	**xi (massa)**	**ρ (g/mL)**	**xi.ρi**
CH_3COOH	6972,7332	0,9980	1,0378	1,0358
H_2O	13,9734	0,0020	1,0229	0,0020
Total	**6986,7066**	**1**	**2,0607**	**1,0378**

$$\rho = A \times B^{-(1-T/Tc)^{\wedge}n}$$

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum xi.\rho i}{\sum xi}$$

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1,0378}{1}$$

ρ campurai = 1,0378 g/ml
= 64,79 lb/ft^3

Perhitungan

1. Menghitung Volume

Rate Volumetrik asam aseta = $\frac{m}{\rho}$

$$= \frac{15402,89 \text{ lb/jam}}{64,7889 \text{ lb/ft}^3}$$

= 237,7397 ft^3/jam

Direncanakan akan menyimpan bahan baku selama 48 jam = 2 hari

Volume Liquid (V = 237,74 x 48

= 11411,505 ft^3

Liquid mengisi 85% Volume total

Volume Total (VT = $\frac{100}{85}$ x 11411,51

= 13425,300 ft^3

2. Menghitung Diameter Tanki

Perbandingan tinggi silinder (Ls) dan diameter tanki (D) adalah 1,5

V dished = 0,0085 di^3 Ls = 1,5 di

V silinde = π/4 di^2 Ls

Volume Total (VT) = π/4 di^2 Ls + 0,0085 di^3

13425,300 ft^3 = π/4x 1,5 di^3 + 0,0085 di^3

13425,300 ft^3 = 1,18 di^3 + 0,0085 di^3

13425,300 ft^3 = 1,1860 di^3

di = 22,453 ft

di = 269,44 in

3. Menentukan tinggi liqiuida dalam tangi (Li)

Tinggi Liquida (Li = $\frac{\text{Volume Liquida}}{\pi/4\ di^2}$

= $\frac{11411{,}5051}{3{,}14/4 \text{ x } 504{,}1582}$

= $\frac{11411{,}5051}{395{,}7642147}$

Li = 28,83 ft

Li = 346,01 in

4. Menghitung tebal silinder

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi pada liquid sendiri, maka dasar perancangan

P_{Design} (I = $P_{hidrostatis}$ + $P_{Operasi}$

$P_{Operasi}$ = 1 atr = 14,696 psia

$P_{hidrostatis}$ = $\frac{\rho \text{ x (Li-1)}}{144}$

= $\frac{64{,}789 \text{ x (} 28{,}834 - 1)}{144{,}000}$

= $\frac{1803{,}341}{144{,}000}$

= 12,523 psia

P Design (Pi) = $P_{hidrostatis}$ + $P_{Operasi}$

= 12,523 + 14,696

= 27,219 psia

Pi = 12,523 psig

$$\text{Tebal silinder (ts)} = \frac{Pi \times di}{2(fE - 0,6\ Pi)} + C$$

$$= \frac{12,5232 \times 269,4416}{18750 \times 0,8 - 0,6 \times 12,52 \times 2} + 0,06$$

$$= \frac{3374,2713}{29984,97} + 0,06$$

$$= 0,1125321 + 0,06$$

$$= 0,1750 \text{ in} \times \frac{16}{16} \text{ in}$$

$$= \frac{2,801}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

do = di + 2 ts

$$do = 269,442 + 2 \times \frac{3}{16} \text{ in}$$

do = 269,817 in

do = 22,4847 ft

Standarisasi diameter tangki (Brownell and young tabel 5-7 hal 90)

do baru = 240 in

di baru = do - 2 ts

$$= 240 - \frac{3}{16} \times 2$$

= 239,625 in

r = di = 239,625 in

icr = 6% x di

icr = 6% x 239,6250

icr = 14,378 in

5. Menentukan tinggi tangki

H = ha + Ls

dimana:

ha = 0,17 x di

ha = 0,17 x 239,6250

ha = 40,50 in

Ls = 1,5 di

Ls = 1,5 x 240

Ls = 359 in

H = ha + Ls

H = 40,50 + ######

H = ###### in

6. Menentukan tebal tutup atas /Standart dished head (tha)

$$tha = \frac{0,885 \times Pi \times di}{(fE - 0,1\ Pi)} + C$$

$$tha = \frac{0,89 \ x \ 12,5 \ x \ 239,63}{18750 \ x \ 1 - 0,1 \ x \ 12,5} + 0,06$$

$$tha = \frac{2655,77}{14999} + 0,06$$

tha = 0,1771 + 0,06

$$tha = 0,2396 \text{ in} \ x \ \frac{16}{16} \text{ in}$$

$$tha = \frac{4}{16} \approx \frac{4}{16} \text{ in}$$

Spesifikasi Storage Asam Asetat

Fungsi	:	Untuk menyimpan bahan baku asam asetat				
Kode alat	:	F-113				
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah berbentuk datar				
Suhu operasi	:	30	°C			
Tekanan operasi	:	1	atm			
Bahan Konstruksi	:	Stainlees steel SA-167 Type 304				
Volume Tangki	:	11411,51	ft^3	=	323,1738	m^3
Diamter Tangki (d	:	239,6	in	=	6,0865	m
Tinggi Tangki (H)	:	399,9341	in	=	10,1583	m
Diameter Luar (Dc	:	240,0000	in	=	6,0960	m
Tebal silinder (ts)	:	3/16	in			
Tinggi silinder (Ls	:	359,4375	in	=	9,1297	m
Tebal tutup atas (tl	:	4/16	in			
Tinggi tutup atas (	:	40,4966	in	=	1,0286	m

3. Storage Asam Sulfat (F-111)

Fungsi : untuk menyimpan bahan baku asam sulfat

Tipe : silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah datar

Direncanakan :

Bahan Konstruksi : Carbon steel SA-167 Type 304

F allowable : 18750

Jenis pengelasan : Doubel welded

Faktor Korosi (C) : 1/16 in = 0,0625

E : 0,8

Suhu Bahan : 30 ℃ = 303,1500 K

:

Dasar Perencanaan

Kondisi operasi : Suhu = 30 ℃ = 303,15 K

: Tekanan = 1 atm = 14,696 psia

Komponen	**A**	**B**	**T**	**n**	**Tc**	**ρ g/ml**
H_2SO_4	0,4216	0,1935	303,15	0,2857	363,49	1,1270
H_2O	0,3471	0,2740	303,15	0,2857	647,13	1,0229
Total						**2,1499**

Komponen	**Massa (Kg/jam)**	**xi (massa)**	**ρ (g/mL)**	**xi.ρi**
H_2SO_4	6846,9725	0,9800	1,1270	1,1045
H_2O	139,7341	0,0200	1,0229	0,0205
Total	**6986,7066**	**1**	**2,1499**	**1,1250**

$$\rho = A \times B^{-(1-T/Tc)^{\wedge}n}$$

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum xi.\rho i}{\sum xi}$$

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1,1250}{1}$$

ρ campuran = 1,1250 g/ml

= 70,23 lb/ft^3

Perhitungan

1. Menghitung Volume

Rate Volumetrik asam aseta = $\frac{m}{\rho}$

$= \frac{15402,89 \text{ lb/jam}}{70,2291 \text{ lb/ft}^3}$

$= 219,3234 \text{ ft}^3\text{/jam}$

Direncanakan akan menyimpan bahan baku selama 48 jam = 2 hari

Volume Liquid (V = 219,32 x 48

= 10527,525 ft^3

Liquid mengisi 85% Volume total

Volume Total (VT = $\frac{100}{85}$ x 10527,52

= 12385,323 ft^3

2. Menghitung Diameter Tangki

Perbandingan tinggi silinder (Ls) dan diameter tanki (D) adalah 1,5

V dished = 0,0085 di^3 Ls = 1,5 di

V silinde = $\pi/4\ di^2\ Ls$

Volume Total (= $\pi/4\ di^2\ Ls$ + 0,0085 di^3

12385,323 ft^3 = $\pi/4$x 1,5 di^3 + 0,0085 di^3

12385,323 ft^3 = 1,18 di^3 + 0,0085 di^3

12385,323 ft^3 = 1,1860 di^3

di = 21,858 ft

di = 262,3 in

3. Menentukan tinggi liqiuida dalam tangi (Li)

Tinggi Liquida (Li = $\frac{\text{Volume Liquida}}{\pi/4\ di^2}$

= $\frac{10527,5247}{3,14/4 \text{ x } 477,7739}$

= $\frac{10527,5247}{375,0525158}$

Li = 28,0695 ft

Li = 336,834 in

4. Menghitung tebal silinder

Dalam merancang tebal silinder didasarkan oleh kondisi operasi seperti tekanan operasi pada liquid sendiri, maka dasar perancangan

P_{Design} (I = $P_{hidrostatis}$ + $P_{Operasi}$

$P_{Operasi}$ = 1 atr = 14,696 psia

$P_{hidrostatis}$ = $\frac{\rho \text{ x (Li-1)}}{144}$

= $\frac{70,229 \text{ x (} 28,069 - 1)}{144,000}$

= $\frac{1901,065}{144,000}$

= 13,202 psia

P_{Design} (Pi) = $P_{hidrostatis}$ + $P_{Operasi}$

= 13,202 + 14,696

= 27,898 psia
Pi = 13,202 psig

Tebal silinder (= $\frac{Pi \times di}{2(fE - 0{,}6\ Pi)} + C$
= $\frac{13{,}2018 \times 262{,}2965}{18750 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 13{,}20 \times 2} + 0{,}06$
= $\frac{3462{,}7965}{29984{,}158} + 0{,}06$
= 0,1154875 + 0,06
= 0,1780 in x $\frac{16}{16}$ in
= $\frac{2{,}848}{16}$ in ≈ $\frac{3}{16}$ in

do = di + 2 ts
do = 262,296 + 2 x $\frac{3}{16}$ in

do = 262,671 in
do = 21,889 ft

Standarisasi diameter tangki (Brownell and young tabel 5-7 hal 90)

do ba = 240 in
di bar = do - 2 ts
= 240 - $\frac{3}{16}$ x 2

= 239,625 in
r = di = 239,625 in

icr = 6% x di
icr = 6% x 239,6250
icr = 14,378 in

5. Menentukan tinggi tangki

H = ha + Ls
dimana:
ha = 0,17 x di
ha = 0,17 x 239,6250
ha = 40,50 in

Ls = 1,5 di
Ls = 1,5 x 239,63
Ls = 359,44 in

$H = ha + Ls$

$H = 40{,}50 + 359{,}44$

$H = 399{,}93$ in

6. Menentukan tebal tutup atas /Standart dished head (tha)

$$tha = \frac{0{,}885 \times Pi \times di}{(fE - 0{,}1\ Pi)} + C$$

$$tha = \frac{0{,}89 \ \mathrm{x} \ 13{,}2 \ \mathrm{x} \ 239{,}63}{18750 \ \mathrm{x} \ 1 - 0{,}1 \ \mathrm{x} \ 13{,}2} + 0{,}06$$

$$tha = \frac{2799{,}69}{14999} + 0{,}06$$

$$tha = 0{,}1867 + 0{,}06$$

$$tha = 0{,}2492 \text{ in} \ \mathrm{x} \ \frac{16}{16} \text{ in}$$

$$tha = \frac{4}{16} \approx \frac{4}{16} \text{ in}$$

Spesifikasi Storage Asam Sulfat

Fungsi	:	Untuk menyimpan bahan baku asam asetat				
Kode alat	:	F-111				
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup atas standard dished dan tutup bawah berbentuk datar				
Suhu operasi	:	30	°C			
Tekanan operasi	:	1	atm			
Bahan Konstruksi	:	Carbon steel SA-167 Type 304				
Volume Tangki	:	10527,525	ft^3	=	298,1395	m^3
Diamter Tangki (d	:	239,6	in	=	6,0865	m
Tinggi Tangki (H)	:	399,9341	in	=	10,1583	m
Diameter Luar (Do	:	240,0000	in	=	6,0960	m
Tebal silinder (ts)	:	3/16	in			
Tinggi silinder (Ls	:	359,4375	in	=	9,1297	m
Tebal tutup atas (tl	:	4/16	in			
Tinggi tutup atas (	:	40,4966	in	=	1,0286	m

4. Pompa Etanol (L-115 a)

Fungsi : Untuk mengalirkan liquid dari storage menuju mixer

Tipe : Pompa sentrifugal

Dasar Perancangan

Suhu : 30 °C = 303,15 K

Tekanan : 1 atr = 14,696 psia

Rate aliran : 6986,7066 Kg/Ja = 15402,893 lb/Jam

ρ campuran : 48,8658 lb/ft^3

Komponen	**A**	**B**	**C**	**D**	**T**	**μ (cP)**
C_2H_5OH	-6,4406	1118	0,0137	0,0000	303,15	0,9645
CH_3OH	-9,0562	1254	0,0224	0,0000	303,15	0,5039
Total						**1,4685**

Komponen	**Massa (Kg/jam)**	**xi (massa)**	**μ (cP)**	**xi.ρi**
C_2H_5OH	6951,7731	0,9950	0,9645	0,9597
CH_3OH	34,9335	0,0050	0,5039	0,0025
Total	6986,7066	**1**	**1,4685**	**0,9622**

μ campuran $= \frac{\sum xi.\mu i}{\sum xi}$

μ campuran $= \frac{0,9622}{1}$

μ campu = 0,96 cP = 0,0006 lb/ft.s = 2,33 lb/ft.jam

Rate Volumetrik Etanol = 315,21 ft^3/jam

= 0,09 ft^3/ = 39,30 gpm

Di $_{optimum}$ = $3,9\ Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$ (Pers.15 "Petters&Timmerhaus",hal 496)

Di $_{optimum}$ = $4 \times 0,09^{0,4} \times 48,9^{0,13}$

Di $_{optimum}$ = 2,1611 ≈ 2 1/2 in

Standarisasi : 2 1/2 in sch 40 (Kern, Table 11 hal 844)

= 2,880 in = 0,24 ft

= 2,4690 in = 0,21 ft

= 0,0333 ft^2 = 4,79 in^2

Kecepatan alir $= \frac{Q}{A}$

$= \frac{315,21\ ft^3/jam}{0,03\ ft^2}$

= 9475,98 ft/Jam

= 2,6322 ft/s

Bilangan Reyn $= \frac{D \times v \times \rho}{\mu}$

$= \frac{0,21 \times 2,63 \times 48,866}{0,000647}$

= 40928,223 > 4000 maka jenis aliran turbulen

Dari gambar 2.10-3 Geankoplis halaman 94 didapatkan:

ε = 4,6 x 10 $^{-5}$ m = 0,0002 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0001509}{0,2058}$ = 0,0007

f = 0,01 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

α = 1

Asumsi :

- Panjang pipa lurus = 100 ft
- elbow 90^o = 2 buah

  Le/D = 35

  L elbow = 35 ID (Geankoplis,Tabel 2-10.1 Hal 93)

  = 35 x 0,21 x 2

  = 14,4 ft
- Gate Valve = 1

  Le/D = 9 (wide open)

  L elbow = 9 ID

  = 9 x 1 x 0,21

  = 1,8518 ft

Panjang pipa total (L) = elbow 90 + Panjang pip + Gate Valve

= 14,403 + 100 + 1,852

= 116,2543 ft

= 1395,1 in

Menentukan friksion Loss

1. Friksi pada pipa lurus

$F_f = 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c}$ (Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 86)

$= 4 \times 0,0100 \frac{116,2543}{0,20575} \times \frac{2,6322^{2}}{2 \times 32,2}$

= 2,4335 lbf.ft/lbm

2. Kontraksi pada keluaran tangki

$hc = Kc \frac{v^2}{2g_c}$ (Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93)

$= 0,55 \frac{2,6322^{2}}{2 \times 32,174}$

= 0,0592 lbf.ft/lbm

3. Elbow 90^o, 2 buah

K_f = 0,75 (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

hf = $K_f \frac{v^2}{}$

$2g_c$ (Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

$= 2 \times 0{,}75 \dfrac{2{,}6322^{2}}{2 \times 32{,}174}$

$= 0{,}1615$ lbf.ft/lbm

4. Ekspansi

$K_{eks} = 1 - \dfrac{A_1}{A_2}^{2}$

$K_{eks} = (1\text{-}0)^2$

$K_{eks} = 1$

$h_{eks} = K_{eks} \dfrac{v^2}{2g_c}$

$= 1 \times \dfrac{2{,}6322^{2}}{2 \times 32{,}174}$

$= 0{,}1077$ lbf.ft/lbm

5. Gate Valve wide open 1 buah

$K_f = 0{,}17$ (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$hf = Kf \dfrac{v^2}{2g_c}$ (Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

$= 1 \times 0{,}17 \dfrac{2{,}6322^{2}}{2 \times 32{,}174}$

$= 0{,}0183$ lbf.ft/lbm

Total friksi ($\sum F$) $=$ Ff + hc + he + hf + hf

$= 2{,}43 + 0{,}06 + 0{,}11 + 0{,}16 + 0{,}018$

$= 2{,}7802$ lbf.ft/lbm

Menentukan Kesetimbangan Mekanik

Direncanakan:

$\Delta Z = 50$ ft

$\Delta P = 0$ lb/ft^2

$V_1 = 0$ ft/s (karena fluida diam dalam tangki penampungan)

$V_2 = 2{,}63$ ft/s

$\alpha = 1$

Sehingga Mechanical energy balance :

$$\frac{V_2 - V_1}{2.\alpha.gc} + \Delta Z\frac{g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F = - Ws$$

$$\frac{6{,}9286 \quad - \quad 0}{2 \times 1 \times 32{,}2} + 50 \ \frac{32{,}17}{32{,}17} + \text{lbf.ft/lbm} = -\text{Ws}$$

$$-\text{Ws} = 12{,}8879 \ \text{lbf.ft/lbm}$$

Dengan: Capacity = 39,2990 gal/menit

μ campuran = 0,9622 Centipoise

Dari Fig.14.36 Hal.520, Petters &Timmerhause, didapatkan:

Efisiensi pompa (η) = 57%

$\text{Ws} = - \ \eta \ \text{Wp}$

$12{,}8879 = - \ 57\% \ \text{Wp}$

$\text{Wp} = 22{,}6104$ ft.lbf/lbm

mass flow rate (m) = $Q \ \text{x} \ \rho$

$= 315{,}2079 \times 48{,}87$

= 15402,893 lbm/jam

= 4,2786 lbm/s

$$\text{WHp} = \text{Wp} \times \text{m} \times \frac{1 \quad \text{hp}}{550 \quad \text{ft.lbf/s}}$$

$$\text{WHp} = 22{,}6104 \times 4{,}2786 \times \frac{1 \quad \text{hp}}{550 \quad \text{ft.lbf/s}}$$

$$\text{WHp} = 0{,}1759 \ \text{hp}$$

$$\text{BHp} = \frac{\text{WHp}}{\eta}$$

$$= \frac{0{,}1759}{57\%}$$

$$= 0{,}3086 \ \text{Hp}$$

Dari Fig.14.38 Hal.521, Petters &Timmerhause, didapatkan:

Efisiensi motor = 85%

$$\text{Daya} = \frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi motor}}$$

$$= \frac{0{,}3086}{85\%}$$

$$= 0{,}3630 \ \text{Hp} \approx 1 \ \text{Hp}$$

Spesifikasi Pompa Sentrifugal

Fungsi	:	Untuk mengalirkan Etanol dari storage menuju mixer
Kode alat	:	L-115 a
Tipe	:	Centrifugal pump
Kapasitas	:	39,299 gpm
Suhu operasi	:	303,15 K
Tekanan operasi	:	1 atm
Efisiensi Pompa	:	57%

ΔP : 0 lb/ft^2
Bahan Konstruksi : Carbon steel SA 213
Daya : 1 Hp
L pipa : 116,25 ft
Jumlah : 1 buah

---

5. Pompa Asam Asetat (L-115 b)

Fungsi : Untuk mengalirkan liquid dari storage menuju mixer
Tipe : Pompa sentrifugal

Dasar Perancangan

Suhu : 30 ℃ = 303,15 K
Tekanan : 1 atr = 14,696 psia
Rate aliran : 6986,7066 Kg/Ja = 15402,893 lb/Jam
ρ campuran : 64,789 lb/ft^3

Komponen	A	B	C	D	T	μ (cP)
CH_3COOH	-3,8937	784,82	0,0067	0,0000	303,15	1,0492
H_2O	-10,216	1793	0,0177	0,0000	303,15	0,8150
Total						**1,8642**

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (cP)	xi.ρi
CH_3COOH	6972,7332	0,9980	1,0492	1,0471
H_2O	13,9734	0,0020	0,8150	0,0016
Total	6986,7066	**1**	**1,8642**	**1,0487**

$$\mu \text{ campuran} = \frac{\sum xi.\mu i}{\sum xi}$$

$$\mu \text{ campuran} = \frac{1,0487}{1}$$

μ campuran = 1,05 cP = 0,0007 lb/ft.s = 2,54 lb/ft.jam

Q = Rate Volumetrik As. = 237,7 ft^3/jam
= 0,0660 ft^3/ = 29,641 gpm

$Di_{\text{optimum}} = 3,9\ Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$ (Pers.15 "Petters&Timmerhaus",hal 496)
$Di_{\text{optimum}} = 4 \times 0,07^{0,4} \times 64,8^{0,13}$
$Di_{\text{optimum}} = 1,9746 \approx 2$ in

Standarisasi : 2 in sch 40 (Kern, Table 11 hal 844)
= 2,380 in = 0,2 ft
= 2,0670 in = 0,17 ft

= 0,0233 ft^2 = 3,35 in^2

Kecepatan alira = $\frac{Q}{A}$

= $\frac{237,74 \ ft^3/jam}{0,0233 \ ft^2}$

= 10219,258 ft/Jam

= 2,8387 ft/s

Bilangan Reyn(= $\frac{D \times v \times \rho}{\mu}$

= $\frac{0,17 \times 2,84 \times 64,789}{0,000705}$

= 44951,249 > 4000 maka jenis aliran turbulen

Dari gambar 2.10-3 Geankoplis halaman 94 didapatkan:

ε = 4,6 x 10^{-5} m = 0,0002 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0001509}{0,1723}$ = 0,0009

f = 0,01 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

α = 1

Asumsi :

- Panjang pipa lurus = 100 ft
- elbow 90^o = 2 buah
  - Le/D = 35
  - L elbow = 35 ID (Geankoplis,Tabel 2-10.1 Hal 9
  - = 35 x 0,17 x 2
  - = 12,1 ft
- Gate Valve = 1
  - Le/D = 9 (wide open)
  - L elbow = 9 ID
  - = 9 x 1 x 0,17
  - = 1,5503 ft

Panjang pipa total (L) = elbow 90 + Panjang pip + Gate Valve

= 12,058 + 100 + 1,550

= 113,6078 ft

= 1363,3 in

Menentukan friksion Loss

1. Friksi pada pipa lurus

F_f = $4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c}$ (Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 86)

$$= 4 \times 0{,}0100 \; \frac{113{,}6078}{0{,}17225} \times \frac{2{,}8387^{2}}{2 \times 32{,}2}$$

$= 3{,}3038$ lbf.ft/lbm

2. Kontraksi pada keluaran tangki

$$hc = Kc \, \frac{v^2}{2g_c}$$ (Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93)

$$= 0{,}55 \; \frac{2{,}8387^{2}}{2 \times 32{,}174}$$

$= 0{,}0689$ lbf.ft/lbm

3. Elbow 90°, 2 buah

$K_f = 0{,}75$ (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$$hf = Kf \, \frac{v^2}{2g_c}$$ (Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

$$= 2 \times 0{,}75 \; \frac{2{,}8387^{2}}{2 \times 32{,}174}$$

$= 0{,}1878$ lbf.ft/lbm

4. Ekspansi

$$K_{eks} = 1 - \frac{A_1}{A_2}^{2}$$

$K_{eks} = (1\text{-}0)^2$

$K_{eks} = 1$

$$h_{eks} = K_{eks} \, \frac{v^2}{2g_c}$$

$$= 1 \times \frac{2{,}8387^{2}}{2 \times 32{,}174}$$

$= 0{,}1252$ lbf.ft/lbm

5. Gate Valve wide open 1 buah

$K_f = 0{,}17$ (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$$hf = Kf \, \frac{v^2}{2g_c}$$ (Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

$$= 1 \times 0{,}17 \; \frac{2{,}8387^{2}}{2 \times 32{,}174}$$

$= 0{,}0213$ lbf.ft/lbm

Total friksi (∑F = Ff + hc + he + hf + hf

= 3,30 + 0,07 + 0,13 + 0,19 + 0,021

= 3,7070 lbf.ft/lbm

Menentukan Kesetimbangan Mekanik

Direncanakan:

ΔZ = 50 ft

ΔP = 0 lb/ft^2

V_1 = 0 ft/s (karena fluida diam dalam tangki penampungan)

V_2 = 2,84 ft/s

α = 1

Sehingga Mechanical energy balance :

$$\frac{V_2 \ - \ V_1}{2.\alpha.gc} + \Delta Z\frac{g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F = \ - Ws$$

$$\frac{8,06 \quad - \quad 0}{2 \ \times \ 1 \ \times \ 32,2} + \quad 50 \ \frac{32,17}{32,17} + \text{lbf.ft/lbm} = \ - Ws$$

-Ws = 13,8322 lbf.ft/lbm

Dengan: Capacity = 29,64 gal/menit

μ campuran = 1,0487 Centipoise

Dari Fig.14.36 Hal.520, Petters &Timmerhause, didapatkan:

Efisiensi pompa (η) = 50%

Ws = - η Wp

13,83 = - 50% Wp

Wp = 27,6644 ft.lbf/lbm

mass flow rate (m) = Q x ρ

= 237,7397 × 64,79

= 15402,893 lbm/jam

= 4,2786 lbm/s

$$WHp = Wp \times m \times \frac{1 \quad hp}{550 \quad ft.lbf/s}$$

$$WHp = 27,6644 \times 4,2786 \times \frac{1 \quad hp}{550 \quad ft.lbf/s}$$

WHp = 0,2152 hp

$$BHp = \frac{WHp}{\eta}$$

$$= \frac{0,2152}{50\%}$$

= 0,4304 Hp

Dari Fig.14.38 Hal.521, Petters &Timmerhause, didapatkan:

Efisiensi motor = 85%

$$Daya = \frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi motor}}$$

$$= \frac{0,4304}{}$$

$$\frac{}{85\%}$$

= 0,5064 Hp ≈ 1 Hp

Spesifikasi Pompa Sentrifugal

Fungsi : Untuk mengalirkan As. asetat dari storage menuju mixer
Kode alat : L-115 b
Tipe : Centrifugal pump
Kapasitas : 29,641 gpm
Suhu operasi : 303,15 K
Tekanan operasi : 1 atm
Efisiensi Pompa : 50%
ΔP : 0 lb/ft^2
Bahan Konstruksi : Carbon steel SA 213
Daya : 1 Hp
L pipa : 113,6 ft
Jumlah : 1 buah

6. Pompa Asam Sulfat (L-114)

Fungsi : Untuk mengalirkan liquid dari storage menuju mixer
Tipe : Pompa sentrifugal

Dasar Perancangan

Suhu : 30 °C = 303,15 K
Tekanan : 1 atr = 14,696 psia
Rate aliran : 6986,7066 Kg/Ja = 15402,893 lb/Jam
ρ campuran : 70,23 lb/ft^3

Komponen	**A**	**B**	**C**	**D**	**T**	**μ (cP)**
H_2SO_4	-18,705	3496,2	0,0331	0,0000	303,15	19,618
H_2O	-10,216	1792,5	0,0177	0,0000	303,15	0,815
Total						**20,433**

Komponen	**Massa (Kg/jam)**	**xi (massa)**	**μ (cP)**	**xi.ρi**
H_2SO_4	6846,9725	0,9800	19,6179	19,2256
H_2O	139,7341	0,0200	0,8150	0,0163
Total	**6986,7066**	**1**	**20,4330**	**19,2419**

$$\mu \text{ campuran} = \frac{\sum xi.\mu i}{\sum xi}$$

$$\mu \text{ campuran} = \frac{19,242}{1}$$

μ campuran = 19,2 cP = 0,0129 lb/ft.s = 46,5 lb/ft.jam

Q = Rate Volumetrik As = 219,3 ft^3/jam
= 0,0609 ft^3/ = 27,34 gpm

Di $_{optimum}$ = $3,9\ Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$ (Pers.15 "Petters&Timmerhaus",hal 496)
Di $_{optimum}$ = $4 \times 0,06^{0,4} \times 70,2^{0,13}$
Di $_{optimum}$ = 1,9243 ≈ 2 in

Standarisasi : 2 in sch 40 (Kern, Table 11 hal 844)
= 2,380 in = 0,2 ft
= 2,0670 in = 0,17 ft
= 0,0233 ft^2 = 3,35 in^2

Kecepatan alira = $\frac{Q}{A}$
= $\frac{219,32\ ft^3/jam}{0,0233\ ft^2}$
= 9427,634 ft/Jam
= 2,6188 ft/s

Bilangan Reyn = $\frac{D \times v \times \rho}{\mu}$
= $\frac{0,17 \times 2,62 \times 70,229}{0,012931}$
= 2449,9639 < 4000 maka jenis aliran transisi

Dari gambar 2.10-3 Geankoplis halaman 94 didapatkan:
ε = 4,6 x 10^{-5} m = 0,0002 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)
$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,0001509}{0,1723}$ = 0,0009
f = 0,013 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)
α = 1

Asumsi :
- Panjang pipa lurus = 100 ft
- elbow 90^o = 2 buah
  Le/D = 35
  L elbow = 35 ID (Geankoplis,Tabel 2-10.1 Hal 9
  = 35 x 0,17 x 2
  = 12,1 ft
- Gate Valve = 1
  Le/D = 9 (wide open)
  L elbow = 9 ID
  = 9 x 1 x 0,17

= 1,5503 ft

Panjang pipa total (L) = elbow 90 + Panjang pipa + Gate Valve

= 12,058 + 100 + 1,550

= 113,6078 ft

= 1363,3 in

Menentukan friksion Loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c}$$ (Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 86)

$$= 4 \times 0{,}0130 \; \frac{113{,}6078}{0{,}17225} \times \frac{2{,}6188^{2}}{2 \times 32{,}2}$$

= 3,6553 lbf.ft/lbm

2. Kontraksi pada keluaran tangki

$$hc = Kc \; \frac{v^2}{2g_c}$$ (Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93)

$$= 0{,}55 \; \frac{2{,}6188^{2}}{2 \times 32{,}174}$$

= 0,0586 lbf.ft/lbm

3. Elbow 90^o, 2 buah

K_f = 0,75 (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$$hf = Kf \; \frac{v^2}{2g_c}$$ (Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

$$= 2 \times 0{,}75 \; \frac{2{,}6188^{2}}{2 \times 32{,}174}$$

= 0,1599 lbf.ft/lbm

4. Ekspansi

$$K_{eks} = 1 - \frac{A_1}{A_2}^{2}$$

$K_{eks} = (1-0)^2$

$K_{eks} = 1$

$$h_{eks} = K_{eks} \; \frac{v^2}{2g_c}$$

$$= 1 \times \frac{2{,}6188^{2}}{2 \times 32{,}174}$$

= 0,1066 lbf.ft/lbm

5. Gate Valve wide open 1 buah

K_f = 0,17 (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

hf = $Kf \, \frac{v^2}{2g_c}$ (Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

= $1 \times 0,17 \, \frac{2,6188^{\,2}}{2 \times 32,174}$

= 0,0181 lbf.ft/lbm

Total friksi (∑F = Ff + hc + he + hf + hf

= 3,66 + 0,06 + 0,11 + 0,16 + 0,018

= 3,9984 lbf.ft/lbm

Menentukan Kesetimbangan Mekanik

Direncanakan:

ΔZ = 50 ft

ΔP = 0 lb/ft^2

V_1 = 0 ft/s (karena fluida diam dalam tangki penampungan)

V_2 = 2,62 ft/s

α = 1

Sehingga Mechanical energy balance :

$$\frac{V_2 - V_1}{2.\alpha.gc} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F = -Ws$$

$$\frac{6,858 - 0}{2 \times 1 \times 32,2} + 50 \, \frac{32,17}{32,17} + \text{lbf.ft/lbm} = -Ws$$

-Ws = 14,1050 lbf.ft/lbm

Dengan: Capacity = 27,34 gal/menit

μ campuran = 19,24 Centipoise

Dari Fig.14.36 Hal.520, Petters &Timmerhause, didapatkan:

Efisiensi pompa (η) = 48%

Ws = - η Wp

14,11 = - 48% Wp

Wp = 29,3854 ft.lbf/lbm

mass flow rate (m) = Q x ρ

= 219,3234 × 70,23

= 15402,893 lbm/jam

= 4,2786 lbm/s

WHp = $Wp \times m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$

WHp = $29,3854 \times 4,2786 \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$

WHp = 0,2286 hp

BHp = $\frac{WHp}{}$

$$\overline{\quad\quad}$$

$$\eta$$

$$= \frac{0{,}2286}{48\%}$$

$$= 0{,}4762 \text{ Hp}$$

Dari Fig.14.38 Hal.521, Petters &Timmerhause, didapatkan:

Efisiensi motor = 80%

$$\text{Daya} = \frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi motor}}$$

$$= \frac{0{,}4762}{80\%}$$

$$= 0{,}5953 \text{ Hp} \approx 1 \text{ Hp}$$

Spesifikasi Pompa Sentrifugal

Fungsi	Untuk mengalirkan As. sulfat dari storage menuju mixer	
Kode alat	L-114	
Tipe	Centrifugal pump	
Kapasitas	27,34	gpm
Suhu operasi	303,15	K
Tekanan operasi	1	atm
Efisiensi Pompa	48%	
ΔP	0	lb/ft^2
Bahan Konstruksi	Carbon steel SA 213	
Daya	1	Hp
L pipa	113,6	ft
Jumlah	1	buah

7. Mixer (M-116)

Fungsi : Untuk mecampur etanol dan asam asetat

Tipe : Silinder tegak dengan tutup atas standard dishead dan tutup bawah conical α 120˚

Direncanakan

Bahan konstruksi : Stainless Steel SA 167 Type 304

F *allowable* : 18750

Tipe pengelasan : Double welded butt joint (E = 0,8)

Faktor korosi : 1/16

Volume ruang kosong : 20% Volume total

Waktu tinggal : 1 jam

Jumlah *tangki* : 1 buah

Kondisi

Suhu bahan : 30 ^oC = 303,15 K

Tekanan : 1 atm = 14,696 psia

a. Menentukan dimensi tangki

1 kg = 2,2406 lb　　　1 ft^3 = 35,417 ft^3

1 g/cm^3 = 62,43 lb/ft^3

Komponen	Massa	Massa	xi	ρ (g/mL)	xi.ρi
	kg/jam	lb/jam	massa		
C_2H_5OH	6951,8	15576,14	0,4975	0,2333	0,1161
CH_3OH	34,93	78,27	0,0025	0,2402	0,0006
CH_3COOH	6973	15623,11	0,4990	0,2962	0,1478
H_2O	13,973	31,31	0,0010	0,2851	0,0003
Total	**13973**	**31308,83**	**1,0000**	**1,0548**	**0,2648**

Perhitungan *density* berdasarkan *pers. Carl and Yaws*

Density = $A \times B^{-1(1-T/Tc)n}$

Komponen	A	B	n	Tc
C_2H_5OH	0,2657	0,2639	0,2367	516,25
CH_3OH	0,2719	0,2719	0,2331	512,58
CH_3COOH	0,3518	0,2695	0,2684	592,71
H_2O	0,3471	0,274	0,2857	647,13

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\Sigma xi.\rho i}{\Sigma xi}$$

$$= \frac{0,2648}{1,0000} = 16,5288 \quad lb/ft^3$$

Rate masuk = 13973,4132 kg/jam = 31308,830 lb/jam

$$\text{Rate volumetril} = \frac{31308,82965}{16,5288} = 1894,1995 \quad ft^3/jam$$

Volume liquid = 1894,200 ft^3/jam

= 1894,1995 ft^3

Volume ruang kosong = 20% Volume total

Volume total = Volume liquid + Volume ruang kosong

Volume total = 1894,200 + 20 Volume total

80% Volume total = 1894,200

Volume total = 2367,7494 ft^3

B. Menghitung dimensi vessel

- Menghitung diameter vessel

Asumsi : Ls = 1,5 di

$$V_{total} = V_{tutup\ bawah} + V_{silider} + V_{tutup\ atas}$$

$$2367,75 = \frac{\pi\, di^3}{24 \text{ tg } ½\, \alpha} + \left(\frac{\pi}{4} \times di^2 \times Ls\right) + 0,0847\, di^3$$

$$2367,75 = \frac{\pi\, di^3}{24 \text{ tg } ½\, \alpha} + \left(\frac{\pi}{4} \times di^2 \times 1,5\ di\right) + 0,0847\, di^3$$

$$2367,75 = 0,0755\ di^3 + 1,1775\ di^3 + 0,0847\ di^3$$
$$2367,75 = 1,3377\ di^3$$
$$di^3 = 1769,9696$$
$$di = 12,0964\ \text{ft}$$
$$= 145,1565\ \text{in}$$

- Menghitung tinggi tangki yang terisi bahan (H)

$$V_{total} = V_{tutup\ bawah} + V_{silider} + V_{tutup\ atas}$$
$$2367,75 = \frac{\pi\ di^3}{24\ tg\ \tfrac{1}{2}\ \alpha} + \left(\frac{\pi}{4} \times di^2 \times H\right) + 0,0847\ di^3$$
$$2367,75 = 133,6938 + 114,86\ H + 149,9164$$
$$2367,75 = 283,61 + 114,86\ H$$
$$114,86\ H = 2084,14$$
$$H = 18,1446\ \text{ft}$$

- Menghitung tebal silinder

$$P_{hidrostatik} = \frac{\rho\ (H-1)}{144}$$ *(Brownell dan Young, pers. 3.17, hal 46)*

$$= \frac{16,53 \times (18,14 - 1)}{144}$$
$$= 1,9679\ \text{psia}$$
$$Pi = P_{operasi} + P_{hidrostatik}$$
$$= 14,70 + 1,9679$$
$$= 16,66\ \text{psia}$$
$$= 1,9639\ \text{psig}$$
$$tebal = \frac{Pi.di}{2(f.E - 0,6Pi)} + C$$
$$= \frac{1,9639 \times 145,1565}{2 \times [(18750 \times 1)-(0,6 \times 1,9639)]} + \frac{1}{\#}$$
$$= 0,0095 + \frac{1}{16}$$
$$= \frac{1,1521}{16} \approx \frac{3}{16}$$

Standarisasi do

$$do = di + 2\ ts$$
$$= 145,16 + \left(2 \times \frac{3}{16}\right)$$
$$= 145,53\ \text{in}$$

Standarisasi dengan Tabel 5.7, Brownell and Young, hal 89

do = 156

icr = 8,71

r = 145,16

maka :

$di_{baru} = do - 2\ ts$

$= 156 - (2 \times \frac{3}{16})$

$= 155{,}6$ in

$= 13{,}0$ ft

Cek hubungan Ls dengan di:

$V_{total} = V_{tutup\ bawah} + V_{silider} + V_{tutup\ atas}$

$$2367{,}7494 = \frac{\pi\ di^3}{24\ tg\ ½\ \alpha} + \left(\frac{\pi}{4} \times di^2 \times Ls\right) + 0{,}0847\ di^3$$

$2367{,}7494 = 164{,}8 + 132{,}0\ Ls + 184{,}7472$

$2367{,}7494 = 349{,}5 + 132{,}03\ Ls$

$132\ Ls = 2018{,}2468$

$Ls = 15{,}2865$ ft

$$\frac{Ls}{di} = \frac{15{,}29}{12{,}97} = 1{,}1787 < 1{,}5 \quad \text{(memenuhi)}$$

c. Menghitung tinggi silinder (Ls)

$Ls = 1{,}5\ di$

$= 1{,}5 \times 155{,}625$

$= 233{,}4375$ in

$= 19{,}453125$ ft

d. Menghitung dimensi tutup

- Menghitung dimensi tutup atas (standart dished)

r = 145,16

icr = 8,71

sf = 2 *(Brownell dan Young, tabel 5.6, hal 88)*

Tebal tutup atas (tha) *(Brownell & Young, pers 13.12 hal 258)*

$$tha = \frac{0{,}885\ Pi.di}{(fE - 0{,}1\ Pi)} + C$$

$$= \frac{0{,}885 \times 1{,}9639 \times 155{,}6250}{[(18750 \times 0{,}8) - (0{,}1 \times 1{,}9639)]} + \frac{1}{16}$$

$$= 0{,}0180 + \frac{1}{16}$$

$$= \frac{1{,}2885}{16} \approx \frac{3}{16}$$

Tinggi tutup atas (ha)

$ha = 0{,}1690 \times di$

$= 0{,}1690 \times 155{,}6250$

$= 26{,}3006$ in

$= 2{,}1917$ ft

- Menghitung dimensi tutup bawah (conical)

$$thb = \frac{Pi.di}{2 \cos \tfrac{1}{2} \alpha \, (fE - 0{,}6Pi)} + C$$

$$= \frac{1{,}9639 \quad \times \quad 155{,}6250}{2 \times \cos 60 \times [(\ 18750 \ \times \ 0{,}8 \ )-(\ 0{,}6 \ \times \ 2{,}0 \ )]} + \frac{1}{16}$$

$$= 0{,}0204 + \frac{1}{16}$$

$$= \frac{1{,}3260}{16} \approx \frac{3}{16}$$

$$hb = \frac{\tfrac{1}{2}\ di}{tg \ \tfrac{1}{2} \alpha}$$

$$= \frac{77{,}8125}{1{,}7321}$$

$$= 44{,}9238 \text{ in}$$

$$= 3{,}7436 \text{ ft}$$

Dari perhitungan di atas, maka diperoleh dimensi reaktor sebagai berikut:

- do = 156 in
- di = 155,6250 in
- Ls = 233,4375 in
- ts = 2/16 in
- tha = 1/16 in
- ha = 26,30 in
- thb = 1/16 in
- hb = 44,92 in
- Tinggi *mixer* $= T_{tutup\ atas} + T_{silinder} + T_{tutup\ bawah}$

$$= 26{,}30 + 233{,}4375 + 44{,}9238$$

$$= 304{,}6619 \text{ in}$$

$$= 25{,}3885 \text{ ft}$$

$$= 7{,}7385 \text{ m}$$

e. Rancangan Pengaduk

Rencana pengaduk:

- Jenis pengaduk : Axial turbin 4 blades sudut 60°
- Bahan impeller : High Alloy Steel SA 240 type 316
- Bahan poros pengaduk : Hot Rolled Steel SAE 1020

Dari G.G. Brown hal 507, didapatkan:

- Dt/Di = 3
- Zi/Di = 0,5
- W/Di = 0,1

Dimana: Dt = Diameter dalam silinder
Di = Diameter impeller
Zi = Tinggi impeller dari dasar tangki
Zl = Tinggi liquid dalam silinder
W = Lebar baffel impeller
L = Panjang impeller

A. Menghitung dimensi pengaduk

- Menghitung diameter impeller

$$\frac{Dt}{Di} = 3$$

$$Di = \frac{Dt}{3}$$

$$= \frac{155{,}6250}{3}$$

$$= 51{,}875 \text{ in}$$

$$= 4{,}3229 \text{ ft}$$

- Menghitung tinggi impeler dari dasar tangki

$$\frac{Zi}{Di} = 0{,}5$$

$$Zi = 0{,}5 \times Di$$

$$= 0{,}5 \times 51{,}88$$

$$= 25{,}938 \text{ in}$$

$$= 2{,}1615 \text{ ft}$$

- Menghitung panjang impeller

$$\frac{L}{Di} = \frac{1}{4}$$

$$L = \frac{1}{4} \times Di$$

$$= \frac{1}{4} \times 51{,}88$$

$$= 12{,}97 \text{ in}$$

$$= 1{,}0807 \text{ ft}$$

- Menghitung lebar impeller

$$\frac{W}{Di} = 0{,}1$$

$$W = 0{,}1 \times Di$$

$$= 0{,}1 \times 51{,}88$$

$$= 5{,}1875 \text{ in}$$

$$= 0{,}4323 \text{ ft}$$

(Geankoplis 3 th ed,tabel 3.4-1, hal 144)

- Menentukan tebal blade

$$\frac{J}{Dt} = \frac{1}{155{,}6250}$$

$$J = \frac{1}{155{,}63} \times Dt$$

$$= \frac{1}{155{,}63} \times 155{,}6250$$

= 1,0000 in

= 0,0833 ft

- Menentukan blade

$$n = \frac{WELH}{ID} = \frac{h\ liquid\ x\ \ Sg}{ID}$$

$$= \frac{18,145\ \ x\ \ 0,2649}{4,3229} = 4,11 = 4$$

- Menentukan jumlah pengaduk

$$n = \frac{H_{liquid}}{2 \times Di^2}$$

$$= \frac{18,1446}{2 \times 18,69}$$

= 0,4855 ≈ 1 buah

Perhitungan Viskositas Bahan

Komponen	μ (*centripoise*)			
	A	B	C	D
C2H5OH	-6,4406	1117,60	0,0173	-1,55E-05
CH3OH	-9,0562	1254,20	0,0224	-2,35E-05
CH3COOH	-3,8937	784,82	0,0067	-7,56E-06
H2O	-10,2158	1792,50	0,0177	-1,26E-05

$\log 10\ \mu = A+B/T+CT+DT^2$

Komponen	Massa	xi	μ	μ	xi. μ
	kg/jam	massa	Cp	lbm/fts	
C2H5OH	6951,7731	0,4975	11,903	0,0080	5,9217
CH3OH	34,9335	0,0025	0,5039	0,0003	0,0013
CH3COOH	6972,7332	0,4990	1,0492	0,0007	0,5236
H2O	13,9734	0,0010	0,8150	0,0005	0,0008
Total	13973,41	1	14,271	0,0096	6,4473

$$\mu\ campuran = \frac{\sum xi.\mu}{\sum xi} = \frac{6,4473}{1} = 6,4473\ \ lb/ft.s$$

B. Perhitungan daya pengaduk

$$P = \frac{\phi \times \rho \times n^3 \times Di^5}{gc}$$

(G. G. Brown, pers. 461, hal 506)

Dimana : P = daya pengaduk

ϕ = power number

ρ = densitas bahan = 16,529 lb/ft^3

Di = diameter impeller = 4,3229 ft

gc = 32,174 $lb.ft/dt^2.lb_f$

n = putaran pengaduk, ditetapka = 200 rpm

= 3,3333 rps

(Perry ed 7th , hal 23-46)

Menghitung bilangan Reynold

$$N_{Re} = \frac{D^2\ n\ \rho}{\mu}$$

$$= \frac{(4,3229)^2 \times 3,33 \times 16,5288}{6,4473}$$

$$= 659,7 \quad (\text{Turbulen, } N_{Re} < 2100)$$

Dari G. G. Brown fig. 477 hal 507, diperoleh ϕ 0,6

$$P = \frac{\phi \times \rho \times n^3 \times Di^5}{gc}$$

$$= \frac{0,6 \times 16,5288 \times (3,3333)^3 \times (4,3229)^5}{32,2}$$

$$= 17234,86 \quad \text{lb ft/s}$$

$$= 31,3361 \quad \text{Hp}$$

Kehilangan-kehilangan daya:

- Gain losses (kebocoran daya pada proses dan bearing) diperkirakan 10% dari daya masuk
- Transmission system losses (kebocoran belt atau gear) diperkirakan 15% dari daya masuk

Sehingga daya yang dibutuhkan:

P yang dibutuhkan $= (0,1 + 0,15\ P) + P$

$= (0,25 \times 31,336) + 31,336$

$= 39,17$ Hp $\approx$ 40 Hp

Jadi, digunakan pengaduk dengan day 40 Hp

C. Perhitungan poros pengaduk

- Diameter poros

$$\tau = \frac{\pi \times s \times D^3}{16}$$

(Hesse, pers 16-1, hal 465)

Dimana : τ = momen puntir
P = daya motor pada poros
N = putaran pengaduk
s = maksimum design shering stress yang diijinkan
D = diameter poros

Sehingga,

$$\tau = \frac{63025 \times P}{N}$$

(Hesse, hal 469)

$$= \frac{63025 \times 40}{200}$$

$$= 12605,00 \quad \text{lb in}$$

Dari Hesse tabel 16-1 hal 467, untuk bahan Hot Rolled Steel SAE 1020
mengandung kabon = 20% dengan batas = 36000 lb/in^2

S = maksimum design shering stress yang diijinkan
= 20% × 36000
= 7200 lb in

Diameter poros pengaduk (D)

$$D = \left(\frac{16 \times \tau}{\pi \times s} \right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{16 \times 12605{,}00}{3{,}14 \times 7200} \right)^{1/3}$$

= 2,0740 in
= 0,1728 ft

- Panjang poros (L)

L = H + Z - Zi

Dimana : Zi = jarak impeller dari dasar tangki
Z = panjang impeller di atas bejana tangki
H = $T_{silinder} + T_{tutup\ atas}$
= 233,4375 + 26,30
= 259,7381 in
= 21,6448 ft
L = 259,7381 + 12,9688 - 25,9375
= 246,7694 in
= 20,5641 ft

Spesifikasi Mixer

Type	:	Axial turbin 4 blade sudut 45°				
Di	:	51,8750	in	=	4,3229	ft
Zi	:	25,9375	in	=	2,1615	ft
W	:	5,1875	in	=	0,4323	ft
L	:	246,7694	in	=	20,56	ft
n pengaduk	:	1	buah			
daya	:	40	Hp			
diameter poros	:	2,0740	in	=	0,1728	ft
panjang poros	:	246,7694	in	=	20,564	ft
n blade	:	4	blade			

8. Pompa (L-117)

Fungsi : Untuk mengalirkan liquid dari mixer menuju reaktor
Tipe : Pompa sentrifugal

Dasar Perancangan

Suhu : 30 °C = 303,15 K

Tekanan : 1 atr = 14,696 psia

Rate aliran : 13973,413 Kg/Ja = 30805,787 lb/Jam

ρ campuran : 16,53 lb/ft^3

Komponen	A	B	C	D	T	μ (cP)
C_2H_5OH	-6,4406	1117,6	0,0137	-2,E-05	303,15	0,9645
CH_3OH	-9,0562	1254,2	0,0224	-2,E-05	303,15	0,5039
CH_3COOH	-3,8937	784,82	0,0067	-8,E-06	303,15	1,0492
H_2O	-10,216	1792,50	0,0177	-1,E-05	303,15	0,8150
Total						**1,8642**

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (cP)	xi.ρi
C_2H_5OH	6951,773	0,4975	0,9645	0,4799
CH_3OH	34,9335	0,0025	0,5039	0,0013
CH_3COOH	6972,7332	0,4990	1,0492	0,5236
H_2O	13,9734	0,0010	0,8150	0,0008
Total	**13973,41**	**1**	**1,8642**	**1,0055**

$$\mu \text{ campuran} = \frac{\sum xi.\mu i}{\sum xi}$$

$$\mu \text{ campuran} = \frac{1{,}0055}{1}$$

μ campuran = 1,01 cP = 0,0007 lb/ft.s = 2,43 lb/ft.jam

Rate Volumetri = 1864 ft^3/jam

= 0,5177 ft^3/ = 232,4 gpm

Di $_{optimum}$ = 3,9 $Q^{0,45}$ × $\rho^{0,13}$ (Pers.15 "Petters&Timmerhaus",hal 496)

Di $_{optimum}$ = 4 × 0,52 ^{0,4} × 16,5 ^{0,13}

Di $_{optimum}$ = 4,1761 ≈ 4 in

Standarisasi : 4 in sch 40 (Kern, Table 11 hal 844)

= 4,500 in = 0,38 ft

= 4,0260 in = 0,34 ft

= 0,0882 ft^2 = 12,7 in^2

$$\text{Kecepatan alira} = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{1864 \text{ ft}^3\text{/jam}}{0{,}0882 \text{ ft}^2}$$

= 21132,456 ft/Jam

= 5,8701 ft/s

Bilangan Reyn(= $\underline{D \times v \times \rho}$

$$\overline{\quad\mu\quad}$$

$$= \frac{0{,}34 \times 5{,}87 \times 16{,}529}{0{,}000676}$$

$= 48176{,}968 > 4000$ maka jenis aliran turbulen

Dari gambar 2.10-3 Geankoplis halaman 94 didapatkan:

$\varepsilon = 4{,}6 \times 10^{-5}$ m = 0,0002 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0{,}0001509}{0{,}3355} = 0{,}0004$$

f = 0,015 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

α = 1

Asumsi :

- Panjang pipa lurus = 100 ft
- elbow 90^o = 3 buah
  Le/D = 35
  L elbow = 35 ID (Geankoplis,Tabel 2-10.1 Hal 93)
  = 35 x 0,34 x 3
  = 35,2 ft
- Gate Valve = 1
  Le/D = 9 (wide open)
  L elbow = 9 ID
  = 9 x 1 x 0,34
  = 3,0195 ft

Panjang pipa total (L) = elbow 90 + Panjang pip + Gate Valve
= 35,228 + 100 + 3,02
= 138,2470 ft
= 1659 in

Menentukan friksion Loss

1. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = 4f\,\frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c}$$ (Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 86)

$$= 4 \times 0{,}0150\;\frac{138{,}2470}{0{,}3355} \times \frac{5{,}8701^{\;2}}{2 \times 32{,}2}$$

= 13,24 lbf.ft/lbm

2. Kontraksi pada keluaran tangki

$$hc = Kc\,\frac{v^2}{2g_c}$$ (Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93)

$$= 0{,}55\;\frac{5{,}8701^{\;2}}{2 \times 32{,}174}$$

= 0,2945 lbf.ft/lbm

3. Elbow 90^o, 3 buah

K_f = 0,75 (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

hf = $Kf \dfrac{v^2}{2g_c}$ (Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

= $3 \times 0{,}75 \dfrac{5{,}8701^{\ 2}}{2 \times 32{,}174}$

= 1,2049 lbf.ft/lbm

4. Ekspansi

$K_{eks} = 1 - \dfrac{A_1}{A_2}^{2}$

$K_{eks} = (1\text{-}0)^2$

$K_{eks} = 1$

$h_{eks} = K_{eks} \dfrac{v^2}{2g_c}$

= $1 \times \dfrac{5{,}8701^{\ 2}}{2 \times 32{,}174}$

= 0,5355 lbf.ft/lbm

5. Gate Valve wide open 1 buah

K_f = 0,17 (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

hf = $Kf \dfrac{v^2}{2g_c}$ (Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

= $1 \times 0{,}17 \dfrac{5{,}8701^{\ 2}}{2 \times 32{,}174}$

= 0,091 lbf.ft/lbm

Total friksi (∑F = Ff + hc + he + hf + hf

= 13,2 + 0,29 + 0,54 + 1,20 + 0,09

= 15,37 lbf.ft/lbm

Menentukan Kesetimbangan Mekanik

Direncanakan:

ΔZ = 50 ft

ΔP = 0 lb/ft^2

V_1 = 0 ft/s (karena fluida diam dalam tangki penampungan)

V_2 = 5,87 ft/s

α = 1

Sehingga Mechanical energy balance :

$$\frac{V_2\ -\ V_1}{2.\alpha.gc} + \Delta Z\frac{g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F = -Ws$$

$$\frac{34{,}458 \quad - \quad 0}{2 \times 1 \times 32{,}2} + \quad 50 \quad \frac{32{,}17}{32{,}17} + \text{lbf.ft/lbm} = \text{- Ws}$$

-Ws = 25,9010 lbf.ft/lbm

Dengan: Capacity = 232,4 gal/menit

μ campuran = 1,0055 Centipoise

Dari Fig.14.36 Hal.520, Petters &Timmerhause, didapatkan:

Efisiensi pompa (η) = 78%

Ws = η Wp

25,9010 = - 78% Wp

Wp = 33,2064 ft.lbf/lbm

mass flow rate (m) = Q x ρ

= 1863,7652 × 16,529

= 30805,787 lbm/jam

= 8,56 lbm/s

$$\text{WHp} = \text{Wp} \times \text{m} \times \frac{1 \quad \text{hp}}{550 \quad \text{ft.lbf/s}}$$

$$\text{WHp} = 33{,}2064 \times 8{,}56 \times \frac{1 \quad \text{hp}}{550 \quad \text{ft.lbf/s}}$$

WHp = 0,5166 hp

$$\text{BHp} = \frac{\text{WHp}}{\eta}$$

$$= \frac{0{,}5166}{78\%}$$

= 0,6624 Hp

Dari Fig.14.38 Hal.521, Petters &Timmerhause, didapatkan:

Efisiensi motor = 87%

$$\text{Daya} = \frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi motor}}$$

$$= \frac{0{,}6624}{87\%}$$

= 0,7613 Hp ≈ 1 Hp

Spesifikasi Pompa Sentrifugal

Fungsi	:	Untuk mengalirkan campuran dari mixer menuju reaktor
Kode alat	:	L-117
Tipe	:	Centrifugal pump
Kapasitas	:	232,4 gpm
Suhu operasi	:	303,15 K
Tekanan operasi	:	1 atm
Efisiensi Pompa	:	78%
ΔP	:	0 lb/ft^2

Bahan Konstruksi : Carbon steel SA 213
Daya : 1 Hp
L pipa : 138,2 ft
Jumlah : 1 buah

9. Heater (E-118)

Fungsi : Memanaskan Etanol dan As Asetat dari 30°C menjadi 80°C
Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger (* DPHE)

Direncanakan

faktor kekotoran gabungan ı = 0,0025 jam.ft^2.°F/Btu
Δp maksimum aliran = 10 psi
Δp maksimum steam = 2,0 psi

Dasar perencangan :

- Massa bahan masuk = 150,9 Kg/Jam
  = 333 lb/jam
- Suhu bahan masuk (t_1) = 30 ℃ = 86 °F = 359,15 K
- Suhu bahan keluar (t_2) = 80 ℃ = 176 °F = 449,15 K
- Kebutuhan steam (m) = 212 kg/jam
  = 467,99 lb/jam
- Panas yang dibawa steam = 108815,77 kkal/jam
  = 431563,34 Btu/Jam
- Steam masuk pada suhu(T_1) = 140 ℃ = 284 °F
- Steam keluar pada suhu (T_2 = 140 ℃ = 284 °F

1. Menentukan Δt

$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 284 - 176 = 108$ °F
$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 284 - 86 = 198$ °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{108 - 198}{\ln \frac{108}{198}} = \frac{-90}{-0,6} = 148,482 \text{ °F}$$

$\Delta t = \Delta T_{LMTD} \times Ft$
$\Delta t = 148,482 \times 1$
$\Delta t = 148,482$ °F

2. Menentukan suhu Kalorik (Tc dan tc)

$$Tc = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{568}{2} = 284 \text{ °F} = 413 \text{ K}$$

$$tc = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{347}{2} = 173 \text{ °F} = 352 \text{ K}$$

Menentukan densitas dan viskositas pada suhu tc yaitu 173 °F atau 352 K

Komponen	**A**	**B**	**tc**	**n**	**Tc**	**ρ g/ml**
C_2H_5OH	0,2657	0,2639	351,65	0,2367	516,3	0,7342
CH_3OH	0,2120	0,2719	351,65	0,2331	512,6	0,5728
CH_3COOH	0,3518	0,2695	351,65	0,2684	592,7	0,9853
H_2O	0,3471	0,2740	351,65	0,2857	647,1	0,9770
Total						**3,2693**

Komponen	**Massa (Kg/jam)**	**xi (massa)**	**ρ (g/mL)**	**xi.ρi**
C_2H_5OH	6952	0,4979482	0,7342	0,3656
CH_3OH	35	0,0025023	0,5728	0,0014
CH_3COOH	6972,8122	0,4994495	0,9853	0,4921
H_2O	1,3974	0,0001001	0,9770	0,0001
Total	**13961,00**	**1**	**3,2693**	**0,8592**

$\rho = A \times B^{-(1-T/Tc)^{\wedge}n}$

$$\rho \text{ campuran } = \frac{\sum xi.\rho i}{\sum xi}$$

$$\rho \text{ campuran } = \frac{0,8592}{1}$$

ρ campuran = 0,8592 g/ml

= 53,640 lb/ft^3

Komponen	**A**	**B**	**C**	**D**	**T**	**µ (cP)**
C_2H_5OH	-6,4406	1117,6	0,0137	-2,E-05	351,65	0,4469
CH_3OH	-9,0562	1254,2	0,0224	-2,E-05	351,65	0,2949
CH_3COOH	-3,8937	784,82	0,0067	-8,E-06	351,65	0,5584
H_2O	-10,215	1792,5	0,0177	-1,E-05	351,65	0,3591
Total						**1,6593**

Komponen	**Massa (Kg/jam)**	**xi (massa)**	**µ (cP)**	**xi.µ**
C_2H_5OH	6952	0,4979	0,4469	0,2225
CH_3OH	35	0,0025	0,2949	0,0007
CH_3COOH	6972,8122	0,4994	0,5584	0,2789
H_2O	1,3974	0,0001	0,3591	0,0000
Total	**13961,00**	**1**	**1,6593**	**0,5022**

$$\mu \text{ campuran } = \frac{\sum xi.\mu i}{\sum xi}$$

µ campuran = 0,5022

μ campuran =
1

μ campuran = 0,5 cP = 0,0003 lb/ft.s = 1,21 lb/ft.jam

Menentukan densitas dan viskositas pada suhu Tc yaitu 266 °F atau 403 K

Komponen	A	B	T	n	Tc	ρ g/ml
H_2O	0,3471	0,2740	413,15	0,2857	647,13	0,9139
Total						**0,9139**

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (g/mL)	xi.ρi
H_2O	642,5093	1,0000	0,9139	0,9139
Total	**642,5093**	**1**	**0,9139**	**0,9139**

$$\text{campura} = \frac{\sum xi.\rho i}{\sum xi} = \frac{0,91}{1} = 0,91 \text{ g/r} = 57,052 \text{ lb/ft}^3$$

Komponen	A	B	C	D	T	μ (cP)
H_2O	-10,215	1792,500	0,0177	0,0000	413,15	0,1962
Total						**0,1962**

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ Cp	xi.μi
H_2O	642,5093	1,0000	0,1962	0,1962
Total	**642,5093**	**1**	**0,1962**	**0,1962**

μ campu = 0,2 cP = 0,0001 lb/ft.s = 0,47 lb/ft.jam

3. Trial ukuran DPHE

dicoba DPHE ukuran 4 × 3" IPS sch 40 dengan aliran steam dibagian pipa
dari tabel 6.2 "Kern" Hal. 110 didapatkan:

a_{an} = 3,14 in^2 = 0,02 ft^2
a_p = 7,38 in^2 = 0,05 ft^2
de = 1,14 in = 0,09 ft
de' = 0,53 in = 0,04 ft

dari tabel 11 kern halaman 844 didapatkan
do = 4,5 in = 0,37 ft
di_p = 4,03 in = 0,34 ft
a" = 1,18 ft^2/ft

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS	
Bagian Anulus (Bahan)	**Bagian pipa (Steam)**
1. Menghitung NRe $G_{an} = \frac{m}{a_{an}}$	1. Menghitung NRe $G_p = \frac{m}{a_p}$

$= \dfrac{30778,410 \text{ lb/jam}}{0,0218 \text{ ft}^2}$

$= 1412397,902$ lb/jam.ft^2

pada tc = 173 ^oF

μ = 0,000337 lb/ft.s

= 1,21488 lb/ft.jam

de = 1,1400 in

= 0,0950 ft

$Nre_{an} = \dfrac{G_{an} \text{ x de}}{\mu}$

$= \dfrac{1412397,902 \times 0,09}{1,2149}$

= 110400,9453

2. Menghitung faktor panas (J_H)

Dari Kern, Fig. 24 Hal.834 didapa

J_H = 195

3. Menghitung harga koefisien film

Dari Kern, Tabel 4 hal.800 didapat:

k = 0,0495 Btu/jam.ft^2.^{o}F/ft

Dari Kern, Fig.3 hal.805 didapat:

Cp = 0,3098 Btu/lb.^{o}F

maka,

$k\ (Cp.\mu\ /k)^{1/}$ = 1,9665

$\left[\dfrac{\mu}{\mu_w}\right]^{0,14} =$ 1 (untuk bahan encer dan viskositas < 1 cP

$ho = J_H \text{ x } \dfrac{k}{De} \text{ x } (Cp.\mu\ /k) \text{ x } \left[\dfrac{\mu}{\mu_w}\right]^{0,14}$

$= 195 \text{ x } \dfrac{0,05}{0,09} \text{ x } 1,97 \text{ x } 1$

= 199,83 Btu/jam.ft^2.^{o}F

$= \dfrac{1416,476 \text{ lb/jam}}{0,0512 \text{ ft}^2}$

$= 27656,255$ lb/jam.ft^2

pada Tc = 284 ^oF

μ = 0,000132 lb/ft.s

= 0,47470 lb/ft.jam

de' = 0,5300 in

= 0,0441 ft

$Nre_p = \dfrac{G_p \text{ x de'}}{\mu}$

$= \dfrac{27656,2550 \times 0,04}{0,4747}$

= 2572,1562

2. Menghitung faktor panas (J_H)

J_H = - (*Steam)*

3. Menghitung harga koefisien film

h_{io} = 1500 Btu/ft^2.jam^{o}F

Clean overall coefficient Uc :

$U_c = \dfrac{\text{hio x ho}}{\text{hio+ ho}} = \dfrac{1500 \times 199,83}{1500 + 199,83} =$ 176,3 Btu/ft^2.jam°F

Dirt factor (faktor kekotoran) pipa terpakai

$Rd = \dfrac{Uc - U_D}{Uc \text{ x } U_D}$

$0,0010 = \dfrac{176,3 - U_D}{}$

$176,3 \times U_D$

$0,18 = 176,3 - 1,00\ U_D$

$U_D = 176,0$ Btu/ft^2.jam°F

$$A = \frac{Q}{UD\ .\Delta t}$$

$$= \frac{1306234,5319}{176,0 \times 148,482}$$

$= 49,9892$ ft^2

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{49,989}{1,178} = 42,4 \text{ ft}$$

Mencari panjang ekonomis dengan mencari over design yang terkecil dari pipa standar.

Panjang pipa (ft)	Hairpin (n)	Hairpin pakai	L_{baru}	A $_{baru}$	UD $_{baru}$	Rd $_{baru}$	Rd $_{over\ desain}$ (%)
35	0,61	1	70	43,54	305,54	-0,002	-3,398
70	0,3	1	140	87,08	152,77	0,001	-0,125
78	0,27	1	156	97,03	137,10	0,002	0,623

Jadi, diambi over desain yang terkecil = -3,398 %

L = 70 ft

n = 1 buah

EVALUASI ΔP

Bagian Anulus (Bahan)	**Bagian pipa (Steam)**
1. Menghitung Nre dan friksi	1. Menghitung Nre dan friksi
Nre_{an} = 110401	Nre_p = 2572,2
f = 0,0021 (Kern fig.29 hal 83	f = 0,0024
2. Mencari ΔP dari panjang pipa	(Kern fig.29 hal 839)
ρ = 53,640 lbm/ft^3	2. Mencari ΔP dari panjang pipa
	ρ = 57,05 lbm/ft^3
$\Delta P_1 = \frac{4.f.Gan^2.L.\rho}{2.g.\rho^2.de'.144}$	$\Delta P_P = \frac{4.f.Gan^2.L.\rho}{2.g.\rho^2.di.144}$
= 0,4114 psi	= 0,00002 psi
$v = \frac{Ga}{3600\rho}$	
$= \frac{1412397,902}{3600 \times 53,640}$	ΔP < ΔP
	0,00002 psi < 2 psi
= 7,3142	Tetapan memenuhi
$\Delta P_n = n\left(\frac{v^2}{2gc}\right)$	

= 0,3094 psi

3. Mencari ΔP total pada pipa anulus

ΔP_{an} = ΔP_1 + ΔP_n
ΔP_{an} = 0,41 + 0,31
ΔP_{an} = 0,7209 psi

ΔP_{an} < ΔP
0,72 psi < 10 psi
Tetapan memenuhi

Spesifikasi Heater

Fungsi	:	Untuk memanaskan asam asetat dan etanol sampai suhu
Kode alat	:	E-118
Tipe	:	*Double Pipe Heat Exchanger* (DPHE)
Bahan Konstruksi	:	Stainless Steel SA-240 Grade M Type 316
Media pemanas	:	Saturated stean 140 °C ,
Kapasitas	:	150,9 kg/jam = 332,7 lb/jam
Rate steam	:	108.815,8 kg/jam = 239.895,2 lb/jam
Dimensi		

Pipe side , steam				*Anullus side* , Bahan			
do	=	4,5	in	a_{an}	=	3,14	in^2
L_{pipe}	=	70	ft	de	=	1,1400	in
ap	=	7,38	in^2	de'	=	0,5300	in
Hairpi	=	1	buah	L	=	42,436	ft
ΔPp	=	0,0000	psi	ΔPan	=	0,7209	psi

10 Heater (E-119)

Fungsi : Memanaskan Asam Sulfat dari 30°C menjadi 80°C
Tipe : Double pipe Heat Exchanger (DPHE)

Direncanakan

faktor kekotoran gabungan = 0,0025 jam.ft^2.°F/Btu
Δp maksimum aliran = 10 psi
Δp maksimum steam = 2 psi

Dasar perencangan :

- Massa bahan masuk = 6847 Kg/Jam
  = 15095 lb/jam
- Suhu bahan masuk (t_1) = 30 °C = 86 °F
- Suhu bahan keluar (t_2) = 80 °C = 176 °F
- Kebutuhan steam (m) = 535 kg/jam
  = 1179,5 lb/jam

- Panas yang dibawa steam = 274250,86 kkal/jam
  = 1087678,9 Btu/Jam
- Steam masuk pada suhu(T_1) = 140 °C = 284 °F
- Steam keluar pada suhu (T_2 = 140 °C = 284 °F

1. Menentukan Δt

$\Delta t_1 = T_1 - t_2 = 284 - 176 = 108$ °F

$\Delta t_2 = T_2 - t_1 = 284 - 86 = 198$ °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{108 - 198}{\ln \frac{108}{198}} = \frac{-90}{-0,6} = 148,482 \ °F$$

$\Delta t = \Delta T_{LMTD} \times Ft$

$\Delta t = 148,482 \times 1$

$\Delta t = 148,482$ °F

2. Menentukan suhu Kalorik (Tc dan tc)

$$Tc = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{568}{2} = 284 \ °F = 413 \ K$$

$$tc = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{262}{2} = 131 \ °F = 328 \ K$$

Menentukan densitas dan viskositas pada suhu tc yaitu 173 °F atau 352 K

Komponen	**A**	**B**	**tc**	**n**	**Tc**	**ρ g/ml**
H_2SO_4	0,4216	0,1935	328,15	0,2857	363,49	0,9804
H_2O	0,3471	0,2740	328,15	0,2857	647,13	0,9996
Total						**1,9800**

Komponen	**Massa (Kg/jam)**	**xi (massa)**	**ρ (g/mL)**	**xi.ρi**
H_2SO_4	6847,0500	0,9800	0,9804	0,9608
H_2O	139,7357	0,0200	0,9996	0,0200
Total	**6986,7857**	**1**	**1,9800**	**0,9808**

$\rho = A \times B^{-(1-T/Tc)^n}$

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\sum xi.\rho i}{\sum xi}$$

$$\rho \text{ campuran} = \frac{0,9808}{1}$$

ρ campuran = 0,9808 g/ml

= 61,23 lb/ft^3

Komponen	**A**	**B**	**C**	**D**	**T**	**μ (cP)**
H_2SO_4	-18,705	3496,2	0,0331	-0,00002	328,15	9,3850

H_2O	-10,215	1792,50	0,0177	-0,00001	328,15	0,5075
Total						**9,8925**

Komponen	**Massa (Kg/jam)**	**xi (massa)**	**μ (cP)**	**xi.μ**
H_2SO_4	6847,0500	0,9800	9,3850	9,1973
H_2O	139,7357	0,0200	0,5075	0,0101
Total	**6986,7857**	**1**	**9,8925**	**9,2075**

μ campuran = $\frac{\sum xi.\mu i}{\sum xi}$

μ campuran = $\frac{9,2075}{1}$

μ campuran = 9,21 cP = 0,0062 lb/ft.s = 22,3 lb/ft.jam

Menentukan densitas dan viskositas pada suhu Tc yaitu 266 °F atau 403 K

Komponen	**A**	**B**	**T**	**n**	**Tc**	**ρ g/ml**
H_2O	0,3471	0,2740	413,15	0,2857	647,1	0,9139
Total						**0,9139**

Komponen	**Massa (Kg/jam)**	**xi (massa)**	**ρ (g/mL)**	**xi.ρi**
H_2O	535,0064	1,0000	0,9139	0,9139
Total	**535,0064**	**1**	**0,9139**	**0,9139**

campura = $\frac{\sum xi.\rho i}{\sum xi} = \frac{0,91}{1}$ = 0,91 g/r = 57,05 lb/ft^3

Komponen	**A**	**B**	**C**	**D**	**T**	**μ (cP)**
H_2O	-10,215	1792,500	0,0177	-0,00001	413,1500	0,1962
Total						**0,1962**

Komponen	**Massa (Kg/jam)**	**xi (massa)**	**μ Cp**	**xi.μi**
H_2O	535,0064	1,0000	0,1962	0,1962
Total	**535,0064**	**1**	**0,1962**	**0,1962**

μ campu = 0,2 cP = 0,0001 lb/ft.s = 0,47 lb/ft.jam

3. Trial ukuran DPHE

dicoba DPHE ukuran 2 × 1 1/4" IPS sch 40 dengan aliran steam dibagian pipa dari tabel 6.2 "Kern" Hal. 110 didapatkan:

a_{an} = 1,19 in = 0,01 ft

a_p = 1,5 in^2 = 0,01 ft^2
de = 0,92 in = 0,08 ft
de' = 0,4 in = 0,03 ft
dari tabel 11 kern halaman 844 didapatkan
do = 2,38 in = 0,20 ft
di_p = 2,07 in = 0,17 ft
a" = 0,62 ft^2/ft

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS	
Bagian Anulus (Bahan)	**Bagian pipa (Steam)**
1. Menghitung NRe	1. Menghitung NRe
$G_{an} = \frac{m}{a_{an}}$	$G_p = \frac{m}{a_p}$
$= \frac{15094,836\ lb/jam}{0,0083\ ft^2}$	$= \frac{1179,475\ lb/jam}{0,0104\ ft^2}$
= 1827771,719 lb/jam.ft^2	= 113302,1 lb/jam.ft^2
pada tc = 131 °F	pada Tc = 284 °F
μ = 0,006187 lb/ft.s	μ = 0,000132 lb/ft.s
= 22,27477 lb/ft.jam	= 0,47470 lb/ft.jam
de = 0,9150 in	de' = 0,4000 in
= 0,0762 ft	= 0,0333 ft
$Nre_{an} = \frac{G_{an} \times de}{\mu}$	$Nre_p = \frac{G_p \times de'}{\mu}$
$= \frac{1827771,72 \times 0,08}{22,2748}$	$= \frac{113302,1164 \times 0,03}{0,4747}$
= 6254,2426	= 7952,9108
2. Menghitung faktor panas (J_H)	
Dari Kern, Fig. 24 Hal.834 didapa	2. Menghitung faktor panas (J_H)
J_H = 50	J_H = - (*Steam)*
3. Menghitung harga koefisien film	3. Menghitung harga koefisien film
Dari Kern, Tabel 4 hal.800 didapat:	h_{io} = 1500 Btu/ft^2.jam°F
k = 0,1050 Btu/jam.ft^2.°F/ft	
Dari Kern, Fig.3 hal.805 didapat:	
$\left[\frac{\mu}{\mu_w}\right]^{0,14}$ Cp = 0,6274 Btu/lb.°F	
maka,	
k (Cp.μ /k)$^{1/}$ = 5,1060	
$\left[\frac{\mu}{\mu_w}\right]^{0,14}$ = 1 (untuk bahan encer $\left[\frac{\mu}{\mu_w}\right]^{0,14}$ dan viskositas < 1 cP	
$ho = J_H \times \frac{k}{De} \times (Cp.\mu /k) \times \left[\frac{\mu}{\mu_w}\right]^{0,14}$	

$= 50 \times \frac{0,10}{0,08} \times 5,11 \times 1$ $= 351,64$ Btu/jam.ft^2.^{o}F	

Clean overall coefficient Uc :

$$U_c = \frac{hio \times ho}{hio + ho} = \frac{1500 \times 351,64}{1500 + 351,64} = 284,9 \text{ Btu/ft}^2\text{.jam°F}$$

Dirt factor (faktor kekotoran) pipa terpakai

$$Rd = \frac{Uc - U_D}{Uc \times U_D}$$

$$0,0010 = \frac{284,9 - U_D}{284,9 \times U_D}$$

$$0,28 = 284,9 - 1,00 \; U_D$$

$$U_D = 284,3 \text{ Btu/ft}^2\text{.jam°F}$$

$$A = \frac{Q}{UD . \Delta t}$$

$$= \frac{1087678,9136}{284,290 \times 148,482}$$

$$= 25,7672 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{25,7672}{0,622} = 41,43 \text{ ft}$$

Mencari panjang ekonomis dengan mencari over design yang terkecil dari pipa standar.

Panjang pipa (ft)	Hairpir (n)	Hairpin pakai	L_{baru}	A $_{baru}$	UD $_{baru}$	Rd $_{baru}$	Rd $_{over\ desai}$ (%)
80	0,26	1	160	99,5	73,61	0,010	9,075
110	0,19	1	220	136,8	53,53	0,015	14,170
125	0,17	1	250	155,5	47,11	0,018	16,717

Jadi, diambi over desain yang terkecil = 9,075 %

L = 160 ft
n = 1 buah

EVALUASI ΔP	
Bagian Anulus (Bahan)	**Bagian pipa (Steam)**
1. Menghitung Nre dan friksi	1. Menghitung Nre dan friksi
Nre_{an} = 6254,24	Nre_p = 7952,911
f = 0,0021 (Kern fig.29 hal 83	f = 0,0024
2. Mencari ΔP dari panjang pipa	(Kern fig.29 hal 839)
ρ = 61,23 lbm/ft^3	2. Mencari ΔP dari panjang pipa

$$\Delta P_1 = \frac{4.f.Gan^2.L.\rho}{2.g.\rho^2.de'.144}$$

$= 1,8281$ psi

$$v = \frac{Ga}{3600\rho}$$

$$= \frac{1827771,719}{3600 \text{ x } 61,230}$$

$\left(\frac{v^2}{2gc}\right)$

$= 8,292$

$$\Delta P_n = n\left(\frac{v^2}{2gc}\right)$$

$= 0,4540$ psi

3. Mencari ΔP total pada pipa anulus

$\Delta P_{an} = \Delta P_1 + \Delta P_n$

$\Delta P_{an} = 1,83 + 0,45$

$\Delta P_{an} = 2,2821$ psi

$\Delta P_{an} < \Delta P$

2,28 psi < 10 psi

Tetapan memenuhi

$\rho = 57,05$ lbm/ft^3

$$\Delta P_P = \frac{4.f.Gan^2.L.\rho}{2.g.\rho^2.di.144}$$

$= 0,00167$ psi

$\Delta P < \Delta P$

0,00167 psi < 2 psi

Tetapan memenuhi

Spesifikasi Heater

Fungsi	:	Memanaskan Asam Sulfat dari suhu 30°C sampai 80°C
Kode alat	:	E-119
Tipe	:	Double pipe Heat Exchanger 2 x 1 1/4" sch.40
Bahan Konstruksi	:	Stainless steel SA-240 Grade M type 316
Media pemanas	:	Saturated stean 140 °C , 1 atm
Kapasitas	:	6.846,972 kg/jam = 15.094,84 lb/jam
Rate steam	:	535,0064 kg/jam = 1.179,48 lb/jam
Dimensi		

Pipe side , steam				*Anullus side* , F-111			
do	=	2,4	in	a_{an}	=	1,19	in^2
L$_{pipe}$	=	160	ft	de	=	0,9150	in
ap	=	1,50	in^2	de'	=	0,4000	in
Hairpii	=	1	buah	L	=	41,426	ft
ΔPp	=	0,0017	psi	ΔPan	=	2,2821	psi

11 Reaktor (R-110)

Reaktor didesain sebagai Alat Utama yang dikerjakan oleh Firyaal Putri Verdina (1914025)

12. Destilasi (D-120)

Reaktor didesain sebagai Alat Utama yang dikerjakan oleh Vina Nur Laily (1914027)

13. Reboiler (E-122)

Fungsi : Untuk menguapkan dan memanaskan kembali bottom product dari kolom distilasi

Tipe : *Shell and Tube*

A. Direncanakan :

- Faktor kekotoran gabungan minimum (Rd) = 0,001 jam.ft^2.°F/Btu
- Penurunan tekanan aliran maksimal (Δp) = 10 psi
- Δp maksimum steam = 2,5 psi
- Digunakan pipa ukuran 1 in OD, BWG 18, L = 20 ft, P_T = 1,25 in
- Susunan segitiga (triangular)

B. Kondisi Operasi :

- Massa bahan masuk (W) = 41793,4550 Kg/jam
  = 92138,6867 lb/jam
- Suhu bahan masuk (t_1) = 101 °C = 214 °F
- Suhu bahan keluar (t_2) = 102 °C = 216 °F
- Kebutuhan steam (m) = 130,2240 Kg/jam
  = 287,0945 lb/jam
- Panas yang diserap (Q) = 254793,5564 Kkal/jam
  = 1010427,163 Btu/jam
- Suhu steam masuk (T_1) = 140 °C = 284 °F
- Suhu steam kondensat (T_2) = 140 °C = 284 °F

Perhitungan *density* berdasarkan pers. *Carl and Yaws*

Density = $A \text{ x } B^{-(1-T/Tc)^{\wedge}n}$ T = 101 °C = 374,33 K

Komponen	A	B	n	Tc	$(1\text{-}T/Tc)^n$
C_2H_5OH	0,2657	0,2639	0,2367	516,25	0,7366
CH_3COOH	0,3518	0,2695	0,2684	592,71	0,7649
$C_4H_8O_2$	0,3065	0,2585	0,2780	523,3	0,7052
H_2O	0,3471	0,2740	0,2857	647,13	0,7813

(Pers. *Carls and Yaws Density of Liquid*)

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (Kg/m^3)	ρ (lb/ft^3)	*ρ*ixi
C_2H_5OH	99,3095	0,0082	708,8950	44,2549	0,3616
CH_3COOH	3862,4451	0,3178	959,1150	59,8756	19,029
$C_4H_8O_2$	385,6765	0,0317	795,7194	49,6752	1,5764
H_2O	7805,90	0,6423	954,4188	59,5825	38,269
Total	**12153,33**	**1**	**3418,1481**	**213,3881**	**59,24**

ρ campuran = $\underline{\Sigma xi.\rho i}$

$$\overline{}$$

Σxi

ρ campuran = 59,236 lb/ft^3

log 10 μ = A+B/T+CT+DT^2

Komponen	μ (*Centripoise*)			
	A	B	C	D
C_2H_5OH	-6,4406	1117,60	0,01372	-0,00002
CH_3COOH	-3,8937	784,82	0,00667	-0,00001
$C_4H_8O_2$	-3,6861	552,28	0,0080	-0,00001
H_2O	-10,2158	1792,50	0,0177	-0,00001

(Yaws and Carl Viscosity of Liquid)

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (Cp)	μ (lb/ft.s)	μ .xi
C_2H_5OH	99,3095	0,0082	0,3267	0,0002	0,0000
CH_3COOH	3862,4451	0,3178	0,4349	0,0003	0,0001
$C_4H_8O_2$	385,67651	0,0317	0,2098	0,0001	0,0000
H_2O	7805,8999	0,6423	0,2753	0,0002	0,0001
Total	**12153,3**	**1,0000**	**1,2467**	**0,0008**	**0,0002**

$$\mu \text{ campuran} = \frac{\Sigma xi.\mu i}{\Sigma xi}$$

μ campuran = 0,0002 lb/ft.s 0,7846 lb/ft.jam

Menentukan C_p

C_p = A + B T +C T^2 + DT^3

Komponen	A	B	C	D
C_2H_5OH	59,3420	0,3654	-0,0012	0,0000018
CH_3COOH	-18,9440	0,1097	-0,0029	0,0000029
$C_4H_8O_2$	62,8320	0,8410	-0,0027	0,0000037
H_2O	92,053	-0,0400	-0,0002	0,0000005

(Yaws and Carl Heat Capacity of Liquid)

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	Cp (Joule/kg.K	Cp (Btu/lb.^{o}F)	Cp .xi
C_2H_5OH	99,3095	0,0082	120,240	0,029	0,0002
CH_3COOH	3862,4451	0,3178	-229,572	-0,055	-0,0174
$C_4H_8O_2$	385,67651	0,0317	191,466	0,046	0,0015
H_2O	7805,8999	0,6423	75,573	0,018	0,0116
Total	**12153,331**	**1,0000**	**157,708**	**0,038**	**0,0041**

$$Cp \text{ campuran} = \frac{\Sigma xi.Cp}{\Sigma xi}$$

Cp campuran = 0,0041 Btu/lb.^{o}F

k = A+ B T+ C T^2

Komponen	A	B	C
C_2H_5OH	-0,00556	0,000044	0,00000009

CH_3COOH	0,00234	-0,000007	0,0000001
$C_4H_8O_2$	0,00207	-0,000005	0,0000001
H_2O	0,00053	0,000047	0,00000005

(Yaws and Carl Thermal Conductivity of Liquid)

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	k (W/mK)	k (Btu/jam.ft	k.xi
C_2H_5OH	99,3095	0,0082	0,0227	0,0131	0,0001
CH_3COOH	3862,4451	0,3178	0,0161	0,0093	0,003
$C_4H_8O_2$	385,67651	0,0317	0,0160	0,0092	0,0003
H_2O	7805,8999	0,6423	0,0251	0,0145	0,0093
Total	**12153,331**	**1,0000**	**0,0798**	**0,0461**	**0,0127**

$$k\ campuran = \frac{\Sigma xi.k}{\Sigma xi}$$

k campuran = 0,0127 Btu/jam.$ft^2.^oF/ft$

- Menghitung Δt

Δt_1 = 284 - 216 = 68 °F

Δt_2 = 284 - 214 = 70 °F

$$\Delta T_{LMTI} = \frac{\Delta t2 - \Delta t_1}{In\ \Delta t_2 / \Delta t_1}$$

$$= \frac{70 - 68}{In\ 70 / 68}$$

= 68,70 °F

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{284 - 284}{216 - 214} = 0{,}00\ °F$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{216 - 214}{284 - 214} = 0{,}03\ °F$$

Dari Kern fig.21, hal.831 didapatkan harga Ft yang cocok adalah:

Ft = 1

Jadi:

Δt = Ft × ΔT_{LMTI}

= 1 × 69

= 68,697 °F

- Menghitung suhu kalorik (Tc dan tc)

$$Tc = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{284{,}00 + 284{,}00}{2} = 284{,}0\ °F$$

$$tc = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{214{,}1 + 216{,}5}{2} = 215{,}3\ °F$$

- Trial UD

Dari tabel 8 "Kern" hal.840 range UD = 75 - 150 Btu/jam.ft^2.°F

Dicoba UD = 50 Btu/jam.ft^2.°F

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{1010427,1629}{50 \times 68,6966}$$

$$= 294,171 \ ft^2$$

dengan

d_{otube} = 1

BWG = 18

L = 20 ft

Pt = 1,25 in

Dari Kern, tabel 10 hal 843, sehingga diperoleh harga 0,2618 ft^2

$$Nt = \frac{A}{a''\ L} = \frac{294,1708}{0,2618 \ x \ 20} = 56,182 \ \text{buah}$$

Dari Kern, tabel 9 Hal 842, diperoleh

IDs = 13 1/4 in

n = 2

Nt = 50 buah

$$U_D \ \text{koreksi} = \frac{Nt}{Nt \ \text{standar}} \ x \ U_D \ \text{trial}$$

$$= \frac{56,1824}{50} \ x \ 75$$

$$= 84,27353559$$

(UD koreksi diantara 75 - 150 Btu/jam.ft2.°F, maka memenuhi)

- Trial ukuran SHE

Type HE 4-8	
Bagian Tube	Bagian Shell
do = 1 in 18 BWG	IDs = 13 1/4 in
L = 20 ft	n' = 1
Susunan segitiga n = 2	B = 3 in
di = 0,49 in = 0,0408 ft	de = 0,72 in
a' = 0,639 in^2 = 0,0044 ft^2	C' = 1 1/4 - 1
a" = 0,2618 ft^2	= 1/4 in
Pt = 1,25 in	

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Shell (Bahan)	Bagian Tube (Downtherm)
1. Menghitung N_{Re}	1'. Menghitung N_{Re}
$a_s = \frac{IDs \times C \times B}{n \times Pt \times 144}$	$a_t = \frac{Nt \times a'}{n \times 144}$
$= \frac{13\ 1/4 \times 1/4 \times 2,65}{2 \times 1,25 \times 144}$	$= \frac{56,18 \times 0,64}{2 \times 144}$
= 0,0244	= 0,1247

$G_s = \frac{W}{a_s}$	$G_t = \frac{m}{a_t}$
$= \frac{92138,6867}{0,0244}$	$= \frac{287,09}{0,1247}$
= 3778702,99 Ib/jam.ft^2	= 2303,1202 Ib/jam.ft^2
μ = 1,247 cP	μ = 0,45 Cp
= 0,785 lb/ft.jam	= 1,09 lb/ft.jam
$Nres = \frac{Gs \times de}{\mu \times 2}$	$Nret = \frac{Gt \times di}{\mu \times 2,42}$
$= \frac{3778702,99 \times 0,06}{0,7846 \times 2,42}$	$= \frac{2303,1202 \times 0,0408}{1,089 \times 2,42}$
= 119407,0036	= 35,700
2. J_H = 70	2'. J_H = -
3. Menghitung harga koefisien film	3'. Menghitung harga koefisien film untuk steam
Cp = 0,0041 Btu/lb.^{o}F	h_{i0} = 1500 Btu/jam.ft^2.^{o}F
k = 0,0127 Btu/jam.ft^2.^{o}F/ft	
$(Cp.\mu /k)^{1/3}$ = 0,6356	
$\left[\frac{\mu}{\mu_w}\right]^{0,14}$ = 0,9617 (untuk bahan yang encer dan viskositas <1cP)	
$ho = J_H \times \frac{k}{De} \times (Cp.\mu /k) \times \left[\frac{\mu}{\mu_w}\right]^{0,14}$	
ho = 70 x 0,21 x 0,64 x 1	
= 9,0347 Btu/jam.ft^2.^{o}F	

- Mencari tahanan panas pipa bersih

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

$$Uc = \frac{9,0347 \times 1500}{9,0347 + 1500}$$

= 8,9806 Btu/jam.ft^2.^{o}F

- Mencari diri faktor (faktor kekotoran) pipa terpakai

$$Rd = \frac{Uc - U_D}{Uc \times U_D}$$

$$= \frac{8,981 - 84,274}{\quad}$$

$\overline{8,981} \times \overline{84,274}$

$= 0,09949$

Karena harga Rd hitung > Rd tetapan, maka rancangan HE memenuhi

<table>
<tr><th colspan="2">Evaluasi Δ_P</th></tr>
<tr><th>Bagian Shell (Bahan)</th><th>Bagian tube (air)</th></tr>
<tr><td>1. Untuk Kettle Reboiler Δp s diabaikan</td><td>1'. Menghitung N_{re} dan friksi
$NRe_p = 35,70$
Kern fig.29, hal.839
$f = 0,0150$

2'. Menghitung ΔP Pipa
(Tabel 6, Kern hal. 808)
sg = 1,0
$\Delta P_1 = \frac{f \text{ x } Gt^2 \text{ x } L \text{ x } n}{2 \text{ x } 5,22.10^{10} \text{ x di x sg x } \varphi}$
$\Delta P_1 = 0,000$ psi

3'. Menghitung ΔP tube passes
$\left[\frac{v^2}{2gc}\right]\frac{\rho}{144} = 0,0015$
Sehingga :
$\Delta P_n = 4 \text{ n } \left[\frac{v^2}{2gc}\right]\frac{\rho}{144}$
= 0,012 psi

4'. Menghitung ΔP total
$\Delta P_{total} = \Delta P_1 + \Delta Pn$
= 0,012 psi

$\Delta P_{total} < \Delta P_{\text{ allow}}$
0,0120 < 2,5 psi
(memenuhi syarat)</td></tr>
</table>

Spesifikasi Alat

Nama : Reboiler (E-122)

Fungsi : Untuk menguapkan dan memanaskan kembali bottom product dari kolom distilasi

Bahan konstruksi : Stainless Steel S SA 240 Grade M Type 316

Kapasitas : 41793,4550 Kg/jam = 92138,687 lb/jam

Rate steam : 130,2240 Kg/jam = 287,0945 lb/jam

Dimensi :

Tube Side (steam)				Shell Side (Bahan)			
do	=	1	in	IDs	=	13 1/4	in
di	=	0,49	in	B	=	3	in
L	=	20	ft	de	=	0,72	in
Nt	=	56,182	buah	C"	=	1/4	in
Pt	=	1,25					
Triangular Pitch							
ΔPt	=	0,0120	psi				

14. Kondensor (E-122)

Fungsi : Untuk mengembunkan top produk yang keluar dari kolom distilasi

Tipe : *Shell and Tube*

A. Direncanakan:

Faktor kekotoran gabungan minimum (Rd) = 0,0025

ΔP maksimum gas = 2 psi

ΔP maksimum pendingin = 10 psi

B. Kondisi Operasi:

Massa bahan masuk (W)	=	45756,893	Kg/jam			
	=	100876,56	lb/jam			
Suhu bahan masuk (T_1)	=	77,9	°C	=	172,2	°F
Suhu bahan keluar (T_2)	=	77,7	°C	=	171,9	°F
Kebutuhan pendingin (m)	=	15501,955	Kg/jam			
	=	34175,920	lb/jam			
Panas yang diserap (Q)	=	523638,33	Kkal/Jam			
	=	2076576,8	Btu/jam			
Suhu air pendingin masuk (t_1)	=	30,0	°C	=	86,0	°F
Suhu air pendingin keluar (t_2)	=	60,0	°C	=	140,0	°F

C. Perhitungan

Viscocity bahan pada suhu = 77,9 °F = 298,7 K

Komponen	μ (*Centripoise*)			
	A	B	C	D
C_2H_5OH	-6,4406	1,12E+03	1,37E-02	-1,55E+05
$C_4H_8O_2$	-3,6861	5,53E+02	8,00E-03	-1,04E-05
H_2O	-10,2158	1792,5000	0,0177	-0,000013

(Yaws and Carl Viscosity of Liquid)

log 10 μ = $A+B/T+CT+DT^2$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (Cp)	μ (lb/ft.s)	μ .xi
C_2H_5OH	9354,1781	0,2044	0,000000	0,0000	0
$C_4H_8O_2$	36327,696	0,7939	0,420301	0,0003	0,0002

H_2O	75,0183	0,0016	0,900931	0,0006	1E-06
TOTAL	**45756,89**	**1,0000**	**1,321232**	**0,0009**	**0,0002**

$$\mu \text{ campuran} = \frac{\Sigma xi.\mu i}{\Sigma xi}$$

μ campuran = 0,0002 lb/ft.s 0,811 lb/ft.jam

Density = $A \times B^{-(1-T/Tc)^{\wedge}n}$

Komponen	A	B	n	Tc	$(1\text{-}T/Tc)^n$
C_2H_5OH	0,2657	0,26395	0,2367	516,25	0,8151
$C_4H_8O_2$	0,30654	0,25856	0,27800	523,3	0,7905
H_2O	0,34710	0,27400	0,28571	6471,13	0,9866

(Pers. *Carls and Yaws Density of Liquid*)

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (Kg/m^3)	ρ (lb/ft^3)	*ρ*ixi
C_2H_5OH	9354,1781	0,2044	786,8400	49,1208	10,042
$C_4H_8O_2$	36327,696	0,7939	893,0215	55,7495	44,261
H_2O	75,0183	0,0016	1244,9869	77,7220	0,1274
TOTAL	**45756,893**	**1,0000**	**2924,8484**	**182,5924**	**54,4305**

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\Sigma xi.\rho i}{\Sigma xi}$$

ρ campuran = 54,43 lb/ft^3

Menentukan C_p

$C_p = A + B\,T + C\,T^2 + DT^3$

Komponen	A	B	C	D
C_2H_5OH	59,342	0,36358	-0,001216	1,803,E-06
$C_4H_8O_2$	62,832	0,84097	-0,00270	3,6631E-06
H_2O	92,053	-0,03995	-0,00021	-5,3469E-07

(Yaws and Carl Heat Capacity of Liquid)

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	Cp (Joule/kg.K	Cp (Btu/lb.^{o}F)	Cp .xi
C_2H_5OH	9354,1781	0,2044	59,342	0,014	0,0029
$C_4H_8O_2$	36327,696	0,7939	62,832	0,015	0,0119
H_2O	75,0183	0,0016	92,053	0,022	0,0000
Total	**45756,893**	**1,0000**	**122,174**	**0,029**	**0,0148**

$$\text{Cp campuran} = \frac{\Sigma xi.Cp}{\Sigma xi}$$

Cp campuran = 0,0148 Btu/lb.^{o}F

$\log k_{li}$ = $A + B\ (1\text{-}T/C)^{\wedge(2/7)}$ (untuk C_2H_5OH dan $C_4H_8O_2$)

k = $A + B\ T + C\ T^2$ (untuk H_2O)

Komponen	A	B	C	$(1\text{-}T/C)^{2/7}$
C_2H_5OH	-1,3172	0,6987	516,25	0,77838
$C_4H_8O_2$	-1,6938	1,0862	523,30	0,7825267
H_2O	-0,27580	0,00461	-5,54E-06	174,66254

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	k (W/mK)	k (Btu/jam.ft	k.xi
C_2H_5OH	9354,1781	0,2044	0,1921	0,1110	0,0227
$C_4H_8O_2$	36327,696	0,7939	0,0363	0,0210	0,0167
H_2O	75,018308	0,0016	-0,2758	-0,1594	-0,0003
Total	**45756,893**	**1,0000**	**0,2285**	**0,1320**	**0,0394**

(Yaws and Carl Thermal Conductivity of Liquid)

$$k\ \text{campuran} = \frac{\Sigma xi.k}{\Sigma xi}$$

k campuran = 0,0394 Btu/jam.$ft^2.{}^oF/ft$

- Menghitung Δt

Δt_1 = 172 - 140 = 32 °F

Δt_2 = 172 - 86 = 85,9 °F

$$\Delta T_{LMTI} = \frac{\Delta t2 - \Delta t_1}{\text{In } \Delta t_2 / \Delta t_1}$$

$$= \frac{85{,}9 \quad - \quad 32}{\text{In } \ 85{,}9 \ / \ 32}$$

= 54,73 °F

$$R = \frac{T_1 \ - \ T_2}{t_2 \ - \ t_1} = \frac{172 \ - \ 172}{140 \ - \ 86{,}0} = 0{,}01 \ °F$$

$$S = \frac{t_2 \ - \ t_1}{T_1 \ - \ t_1} = \frac{140 \ - \ 86}{172 \ - \ 86} = 0{,}63 \ °F$$

Dari Kern fig.21, hal.831 didapatkan harga Ft yang cocok adalah:

Ft = 0,93

Jadi:

Δt = Ft × ΔT_{LMTI}

= 0,93 × 54,7

= 50,623 °F

- Menghitung suhu kalorik (Tc dan tc)

$$Tc = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{172{,}2 \quad + \quad 171{,}86}{2} = 172{,}0 \ °F$$

$$tc = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{86{,}0 \quad + \quad 140{,}0}{2} = 113{,}0 \ °F$$

- Trial UD

Dari tabel 8 "Kern" hal.840 range UD = 75 - 150 Btu/jam.ft^2.°F

Dicoba UD = 75 Btu/jam.ft^2.°F

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{2076576{,}8185}{75 \times 50{,}6228}$$

$$= 546{,}941 \ \text{ft}^2$$

dengan

d_{otube} = 1

BWG = 18

L = 20 ft

Pt = 1,25 in

Dari Kern, tabel 10 hal 843, sehingga diperoleh harga a" 0,2618 ft^2

$$Nt = \frac{A}{a''\ L} = \frac{546{,}9407}{0{,}2618 \ \text{x} \ 20} = 104{,}458 \ \text{buah}$$

Dari Kern, tabel 9 Hal 842, diperoleh

IDs = 13 1/4 in

n = 4

Nt = 50 buah

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt}{Nt \text{ standar}} \ \text{x} \ U_D \text{ trial}$$

$$= \frac{104{,}4577}{50} \ \text{x} \ 75$$

$$= 156{,}6865952$$

(UD koreksi diantara 75 - 150 Btu/jam.ft2.°F, maka memenuhi)

Trial ukuran SHE

-

Type HE 4-8	
Bagian Tube	**Bagian Shell**
do = 1 in 18 BWG	IDs = 13 1/4 in
L = 20 ft	n' = 2
Susunan segitiga n = 4	B = 3 in
di = 0,49 in = 0,0408 ft	de = 0,72 in
a' = 0,639 in^2 = 0,0044 ft^2	C' = 1 1/4 - 1
a" = 0,2618 ft^2	= 1/4 in
Pt = 1,25 in	

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Shell (Bahan)	Bagian Tube (Downtherm)
1. Menghitung N_{Re}	1'. Menghitung N_{Re}
$a_s = \frac{IDs \times C \times B}{n \times Pt \times 144}$	$a_t = \frac{Nt \times a'}{n \times 144}$
$= \frac{13\ 1/4 \times 1/4 \times 3}{}$	$= \frac{104{,}46 \times 0{,}64}{}$

$\overline{4} \times \overline{1,25} \times \overline{144}$

$= 0,0122$

$$G_s = \frac{W}{a_s}$$

$$= \frac{100876,5606}{0,0122}$$

$= 8274104,51$ Ib/jam.ft^2

$\mu = 1,321$ cP

$= 0,811$ lb/ft.jam

$$\text{Nres} = \frac{\text{Gs} \times \text{de}}{\mu \times 2}$$

$$= \frac{8274104,508 \times 0,06}{0,8108 \times 2,42}$$

$= 253014,0975$

2. J_H = -

3. Menghitung harga koefisien film
Untuk condensor horizontal,
ho berkisar 150-300 Btu/jam.ft^2 °F

Trial ho = 300 Btu/jam.ft^2°F

$$tw = tc + \frac{ho}{ho + hio}\left(Tc\text{-}tc\right)$$

tw = 141,146 °F

$$tf = \frac{Tc + tw}{2} = \frac{172,0 + 141,1}{2}$$

$= 157$ °F

sehingga,

kf = 0,0394 Btu/jam.ft^2.°F/ft

Dari Kern, Tabel 6 hal.808 didapatkan:

sf = 0,7903 Btu/jam.ft^2.°F/ft

μf = 0,811 cp

$$G'' = \frac{W}{L\ Nt^{2/3}}$$

$$= \frac{100.876,561}{20 \times 50^{2/3}}$$

$= 371,6324$ lb/jam.ft

Dari Kern, Fig.12.9 hal.267 didapatkan:

ho = 280

$\overline{4} \times \overline{144}$

$= 0,1159$

$$G_t = \frac{m}{a_t}$$

$$= \frac{77,70}{0,1159}$$

$= 670,50506$ Ib/jam.ft^2

$\mu = 0,45$ Cp

$= 1,09$ lb/ft.jam

$$\text{Nret} = \frac{\text{Gt} \times \text{di}}{\mu \times 2,42}$$

$$= \frac{670,50506 \times 0,0408}{1,08855 \times 2,42}$$

$= 10,393$

2'. J_H = -

3'. Menghitung koefisien film
Dikarenakan fluida air, maka :

ρ = 54,4 Ib/ft^3

$$v = \frac{Gt}{3600\rho}$$

$= 0,0034$ ft/s

faktor koreksi = 1,4
(Fig.25, Kern, hal 835)

hi = 480 x 1,4

= 672 Btu/jam.ft^2.°F

h_{i0} = hi(di/do)

= 329,280 Btu/jam.ft^2.°F

Mencari tahanan panas pipa bersih

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

$$Uc = \frac{280{,}0000 \times 329{,}28}{280{,}0000 + 329{,}28}$$

$$= 151{,}3235 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{o}\text{F}$$

Mencari diri faktor (faktor kekotoran) pipa terpakai

- $$Rd = \frac{Uc - U_D}{Uc \times U_D}$$

$$= \frac{151{,}32 - 156{,}687}{151{,}32 \times 156{,}687}$$

$$= -0{,}00023$$

Karena harga Rd hitung > Rd tetapan, maka rancangan HE memenuhi

Evaluasi Δ_P	
Bagian Shell (Bahan)	Bagian tube (air)
1. Menghitung N_{re} dan friksi NRe_{an} = 253014,1 *Kern fig.29, hal.839* *f* = 0,0022	1'. Menghitung N_{re} dan friksi NRe_{p} = 10,39 *Kern fig.29, hal.839* *f* = 0,0020
2. Mencari ΔPs ρ = 54,430 lb/ft^3 BM = 152,2 $S = \frac{144 \text{ x } \rho \text{ x BM}}{1545 \text{ x } (460+T) \text{ x } 62{,}5}$ = 0,0268573 N+1 = (12 x L)/B = 1,59 $\varphi s = \left[\frac{\mu}{\mu_w}\right]^{0,14}$ = 0,97 $\Delta P_1 = \frac{f \text{ x } Gs^2 \text{ x ID x } (N+1)}{2 \text{ x } 5{,}22.10^{10} \text{ x de x sg x } \varphi}$ ΔP_1 = 1,6158 psi $\Delta P_1 < \Delta P_{allow}$ 1,6158 < 10 psi (memenuhi syarat)	2'. Menghitung ΔP Pipa (Tabel 6, Kern hal. 808) sg = 1,0 $\Delta P_1 = \frac{f \text{ x } Gt^2 \text{ x L x n}}{2 \text{ x } 5{,}22.10^{10} \text{ x di x sg x } \varphi}$ ΔP_1 = 0,000000 psi 3'. Menghitung ΔP tube passes $\left[\frac{v^2}{2gc}\right]\frac{\rho}{144} = 0{,}0015$ Sehingga : $\Delta P_n = 4 \text{ n} \left[\frac{v^2}{2gc}\right]\frac{\rho}{144}$ = 0,024 psi 4'. Menghitung ΔP total $\Delta P_{total} = \Delta P_1 + \Delta Pn$ = 0,024 psi $\Delta P_{total} < \Delta P_{allow}$

	0,0240 < 10 psi (memenuhi syarat)

Spesifikasi Alat

Nama : Kondensor (E-123)

Fungsi : Untuk mengembunkan top produk keluaran dari alat distilasi

Bahan konstruksi : *Stainless Stell S SA 240 Grade M Type 316*

Media pendingin : Downtherm A 30 C

Kapasitas : 45756,8926 Kg/jam = 100876,56 lb/jam

Rate dowtherm : 15501,9551 Kg/jam = 34175,920 lb/jam

Dimensi :

Tube Side (Air Pendingin)				Shell Side(Bahan)			
do	=	1	in	IDs	=	13 1/4	in
di	=	0,49	in	B	=	3	in
L	=	20	ft	de	=	0,72	in
Nt	=	50	buah	C"	=	1/4	in
Pt	=	1,25		ΔPs	=	1,6158	psi
Triangular Pitch							
ΔPt	=	0,0240	psi				

15. Akumulator (F-123)

Fungsi : Menampung sementara *liquid* keluar dari kondensor

Tipe : Tangki berbentuk silinder tegak dengan tutup berbentuk standar dish

- **Direncanakan :**

Bahan konstruksi : Stainless Steel S SA 240 Grade M Type 316

Allowable Stress (f) = 18750 psi

Jenis pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

E = 0,8

Faktor korosi : $\frac{1}{16}$ = 0,0625

Waktu tinggal : 0,5 jam = 30 menit

Volume fluida : 80%

- **Kondisi Operasi**

Suhu : 78 °C 350,85 K

Tekanan : 1 atm

Density = $A \times B^{-(1-T/Tc)^{\wedge}n}$

Komponen	A	B	n	Tc	$(1-T/Tc)^n$
C_2H_5OH	0,2657	0,26395	0,2367	516,25	0,8151
$C_4H_8O_2$	0,30654	0,25856	0,27800	523,3	0,7905

H_2O	0,34710	0,27400	0,28571	6471,13	0,9866

(Pers. *Carls and Yaws Density of Liquid*)

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (Kg/m^3)	ρ (lb/ft^3)	ρixi
C_2H_5OH	7083,0338	0,2044	786,8400	49,1208	10,042
$C_4H_8O_2$	27507,526	0,7939	893,0215	55,7495	44,261
H_2O	56,804265	0,0016	1244,9869	77,7220	0,1274
TOTAL	**34647,365**	**1,0000**	**2924,8484**	**182,5924**	**54,43**

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\Sigma xi.\rho i}{\Sigma xi}$$

ρ campuran = 54,43 lb/ft^3

- **Perhitungan**

1. Menentukan volume tangki

Massa (m) = 34647,365 Kg/jam

= 76384,273 lb/jam

$$\text{Rate Volumetrik} = \frac{m}{\rho \text{ campuran}}$$

$$= \frac{76384,273 \text{ lb/jam}}{54,4305 \text{ lb/ft}^3}$$

= 1403,3371 ft^3/jam

Volume liquid (V) = 1403,3371 ft^3/jam x 0,5 jam

= 701,6686 ft^3

Volume tangki = 20% Volume tangki + Volume liquid

0,8 Volume tangki = 701,6686 ft^3

Volume tangki = 877,0857 ft^3

2. Menentukan diameter tangki

V_{tangki} = $V_{silinder}$ + $2V_{tutup}$

$$877,09 = \left(\frac{\pi}{4} \text{ x } d_i^2 \text{ x } L_s\right) + 2 \quad 0,0847 \quad d_i^3$$

Dari tabel 4-27, Ulrich. Didapatkan L/D = 3

Maka :

$$877,09 = \left(\frac{\pi}{4} \text{ x } D_i^2 \text{ x } 3 \ D_i\right) + 0,1694 \ D_i^3$$

$$877,09 = 2,3550 \ D_i^3 + 0,1694 \ D_i^3$$

$$877,09 = 2,5244 \ D_i^3$$

$$D_i^3 = \frac{877,09}{2,5244} \text{ ft}^3$$

D_i = 7,0301 ft

D_i = 84,361 in

3. Menghitung tinggi liquida dalam tangki

$V_{fluida} = V_{LS} + 2V_{tutup}$

$701{,}67\ ft^3 = \frac{\pi}{\#} D_i^2\ L_{Ls} + \#\ 0{,}08\ d_i^3$

$701{,}67\ ft^3 = 38{,}80\ L_{Ls} + 58{,}86\ ft^3$

$H = L_{Ls} = 19{,}60\ ft$

4. Menghitung tebal silinder

$P_{operasi} = 1\ atm = 14{,}696\ psia$

$P_{hidrostatik} = \frac{\rho\ (H-1)}{144{,}00}$

$= \frac{54{,}430\ x\ (\ 19{,}603\ -\ \#\ )}{144{,}000}$

$= 7{,}032\ psia$

$P_{design} = P_{operasi} + P_{hidrostatik}$

$= 14{,}6959\ psia + 7{,}0317\ psia$

$= 21{,}7276\ psia$

$= 7{,}0276\ psig$

Tebal silinder (ts) $= \frac{Pi\ .\ Di}{2\ (f.E - 0{,}6\ Pi)} + C$

$= \frac{7{,}0276\ x\ 84{,}3612}{2\ x\ (\ 18750\ x\ 0{,}8 - 0{,}6\ x\ 7{,}0276\ )} + \frac{1}{16}$

$= \frac{592{,}8579}{29991{,}567} + \frac{1}{16}$

$= 0{,}0823\ x\ \frac{16}{16}$

$= \frac{1{,}3163}{16} \approx \frac{3}{16}$ (Tabel 5.7, Brownell and Young)

Standarisasi Dc $= Di + 2\ ts$

$= 84{,}361 + 2\ \frac{3}{16}$

$= 84{,}736\ in$

Berdasarkan Brownell and Young tabel 5.7 hal.90, didapatkan:

do_{st} = 60 in

icr = 3 5/8

r = 60

$di_{baru} = do_{st} - 2\ ts$

$= 60 - 2 \times \frac{3}{16}$

$= 59{,}625\ in$

$= 4{,}9688\ ft$

5. Menghitung tinggi silinder

Tinggi silinder (Ls) = 3 Di

= 3 x 59,625 in

= 178,8750 in

= 14,9063 ft

6. Menghitung dimensi tutup atas

Bentuk tutup samping adalah standart dished, sehingga :

$$\text{Tebal tutup (th)} = \frac{0,885 \times Pi . r}{(f.E - 0,1\ Pi)} + C$$

$$= \frac{0,885 \quad x \quad 7,0276 \quad x \quad 60}{(\quad 15000 \quad - \quad 0,7028 \quad)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0874 \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{1,40}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

Tinggi tutup (ha) = 0,169 × di

= 0,169 × 59,63 in

= 10,08 in

= 0,8397 ft

ha = hb

7. Menghitung tinggi tangki

Tinggi tangki = Ls + 2h

= 14,91 + 1,6794

= 16,5857 ft

= 199,0283 in

Spesifikasi alat:

Jumlah tangki	:	1	buah			
Volume tangki (V_T)	:	877,0857	ft^3			
Diameter luar (do)	:	60	in			
Diameter dalam (di)	:	59,6250	in			
Tebal silinder (ts)	:	3/16	in			
Tebal tutup samping (th)	:	3/16	in			
Tinggi tutup samping (ha)	:	10,0766	in	=	0,8397	ft
Tinggi tangki (H)	:	199,0283	in	=	16,586	ft

16. Cooler (E-124)

Fungsi : Untuk mengembunkan produk keluaran dari cooler

Tipe : *Shell and Tube*

A. Direncanakan:

Faktor kekotoran gabungan minimum (Rd) = 0,0025

ΔP maksimum gas = 2 psi
ΔP maksimum pendingin = 10 psi

B. Kondisi Operasi:

Massa bahan masuk (W) = 11114,923 Kg/jam
= 24504,181 lb/jam
Suhu bahan masuk (T_1) = 78,0 °C = 172,4 °F
Suhu bahan keluar (T_2) = 35,0 °C = 95,0 °F
Kebutuhan pendingin (m) = 17644,235 Kg/jam
= 38898,833 lb/jam
Panas yang diserap (Q) = 795371,59 Kkal/Jam
= 3154181,3 Btu/jam
Suhu air pendingin masuk (t_1) = 30,0 °C = 86,0 °F
Suhu air pendingin keluar (t_2) = 70,0 °C = 158,0 °F

C. Perhitungan

Viscocity bahan pada suhu = 78,0 °F = 298,71 K

Komponen	μ (*Centripoise*)			
	A	B	C	D
C_2H_5OH	-6,4406	1,12E+03	1,37E-02	-1,55E+05
$C_4H_8O_2$	-3,6861	5,53E+02	8,00E-03	-1,04E-05
H_2O	-10,2158	1792,5000	0,0177	-0,00001

(Yaws and Carl Viscosity of Liquid)

log 10 μ = $A+B/T+CT+DT^2$

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (Cp)	μ (lb/ft.s)	μ .xi
C_2H_5OH	2271,1443	0,0496	0,000000	0,0000	14,826
$C_4H_8O_2$	8820,1698	0,1928	0,420301	0,0003	57,579
H_2O	18,2140	0,0004	0,900931	0,0006	0,1189
TOTAL	**11109,528**	**0,2428**	**1,321232**	**0,0009**	**72,524**

$$\mu \text{ campuran} = \frac{\Sigma xi.\mu i}{\Sigma xi}$$

μ campuran = 298,71 lb/ft.s
= 1E+06 lb/ft.jam

Density = $A \text{ x } B^{-(1-T/Tc)^\wedge n}$

Komponen	A	B	n	Tc	$(1-T/Tc)^n$
C_2H_5OH	0,2657	0,26395	0,2367	516,25	0,8151
$C_4H_8O_2$	0,30654	0,25856	0,27800	523,3	0,7905
H_2O	0,34710	0,27400	0,28571	6471,13	0,9866

(Pers. *Carls and Yaws Density of Liquid*)

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (Kg/m^3)	ρ (lb/ft^3)	ρixi
C_2H_5OH	2271,1443	0,0496	786,8400	49,1208	2,4381
$C_4H_8O_2$	8820,1698	0,1928	893,0215	55,7495	10,746
H_2O	18,2140	0,0004	1244,9869	77,7220	0,0309
TOTAL	**11109,528**	**0,2428**	**2924,8484**	**182,5924**	**13,215**

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\Sigma xi.\rho i}{\Sigma xi}$$

ρ campuran = 54,43 lb/ft^3

Menentukan C_p

$C_p = A + B\,T + C\,T^2 + DT^3$

Komponen	A	B	C	D
C_2H_5OH	59,342	0,36358	-0,001216	1,803,E-06
$C_4H_8O_2$	62,832	0,84097	-0,00270	3,6631E-06
H_2O	92,053	-0,03995	-0,00021	-5,3469E-07

(Yaws and Carl Heat Capacity of Liquid)

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	Cp (Joule/kg.K	Cp (Btu/lb.^{o}F)	Cp .xi
C_2H_5OH	2271,1443	0,0496	59,342	0,014	0,0007
$C_4H_8O_2$	8820,1698	0,1928	62,832	0,015	0,0029
H_2O	18,2140	0,0004	92,053	0,022	0,0000
Total	**11109,528**	**0,2428**	**122,174**	**0,029**	**0,0036**

$$\text{Cp campuran} = \frac{\Sigma xi.Cp}{\Sigma xi}$$

Cp campuran = 0,0148 Btu/lb.^{o}F

$\log k_{li} = A + B\,(1-T/C)^{\wedge(2/7)}$ (untuk C_3H_6O dan C_3H_8O)

$k = A + B\,T + C\,T^2$ (untuk H_2O)

Komponen	A	B	C	$(1-T/C)^{2/7}$
C_2H_5OH	-1,3172	0,6987	516,25	0,77838
$C_4H_8O_2$	-1,6938	1,0862	523,30	0,7825267
H_2O	-0,27580	0,00461	-5,54E-06	174,66254

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	k (W/mK)	k (Btu/jam.ft	k.xi
C_2H_5OH	2271,1443	0,0496	0,1921	0,1110	0,0055
$C_4H_8O_2$	8820,1698	0,1928	0,0363	0,0210	0,004
H_2O	18,214043	0,0004	-0,2758	-0,1594	-6E-05
Total	**11109,528**	**0,2428**	**0,2285**	**0,1320**	**0,0096**

(Yaws and Carl Thermal Conductivity of Liquid)

$$\text{k campuran} = \frac{\Sigma xi.k}{\Sigma xi}$$

k campuran = 0,0394 $\text{Btu/jam.ft}^2.^o\text{F/ft}$

- Menghitung Δt

Δt_1 = 172 - 158 = 14 °F

Δt_2 = 95 - 86 = 9,0 °F

$$\Delta T_{LMTI} = \frac{\Delta t2 - \Delta t_1}{\text{In } \Delta t_2 / \Delta t_1}$$

$$= \frac{9{,}0 - 14}{\text{In } 9{,}0 \ / \ 14}$$

= 11,49 °F

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{172 - 95}{158 - 86{,}0} = 1{,}08 \ ^\circ F$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{158 - 86}{172 - 86} = 0{,}83 \ ^\circ F$$

Dari Kern fig.21, hal.831 didapatkan harga Ft yang cocok adalah:

Ft = 0,87

Jadi:

$\Delta t = Ft \times \Delta T_{LMTI}$

= 0,87 × 11,5

= 9,9957 °F

- Menghitung suhu kalorik (Tc dan tc)

$$Tc = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{172{,}4 + 95}{2} = 133{,}70 \ ^\circ F$$

$$tc = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{86 + 158}{2} = 122{,}0 \ ^\circ F$$

- Trial UD

Dari tabel 8 "Kern" hal.840 range UD = 75 - 150 $\text{Btu/jam.ft}^2.°\text{F}$

Dicoba UD = 75 $\text{Btu/jam.ft}^2.°\text{F}$

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta t} = \frac{3154181{,}2606}{75 \times 9{,}9957}$$

= 4207,398 ft^2

dengan

d_{otube} = 1

BWG = 18

L = 20 ft

Pt = 1,25 in

Dari Kern, tabel 10 hal 843, sehingga diperoleh harga a" = 0,2618 ft^2

$$Nt = \frac{A}{a''\ L} = \frac{4207,3979}{0,2618 \times 20} = 803,552 \text{ buah}$$

Dari Kern, tabel 9 Hal 842, diperoleh

IDs = 31 in

n = 4

Nt = 430 buah

$$U_D \text{ koreksi} = \frac{Nt}{Nt \text{ standar}} \times U_D \text{ trial}$$

$$= \frac{803,5519}{430} \times 75$$

$$= 140,1544052$$

(UD koreksi diantara 75 - 150 Btu/jam.ft2.°F, maka memenuhi)

- Trial ukuran SHE

Type HE 4-8	
Bagian Tube	Bagian Shell
do = 1 in 18 BWG	IDs = 31 in
L = 20 ft	n' = 2
Susunan segitiga n = 4	B = 6 in
di = 0,49 in = 0,0408 ft	de = 0,72 in
a' = 0,639 in^2 = 0,0044 ft^2	C' = 11/4 - 1
a" = 0,2618 ft^2	= 45233 in
Pt = 1,25 in	

Evaluasi Perpindahan Panas	
Bagian Shell (Bahan)	Bagian Tube (Downtherm)
1. Menghitung N_{Re}	1'. Menghitung N_{Re}
$a_s = \frac{IDs \times C \times B}{n \times Pt \times 144}$	$a_t = \frac{Nt \times a'}{n \times 144}$
$= \frac{31 \times 45233 \times 6}{4 \times 1,25 \times 144}$	$= \frac{803,55 \times 0,64}{4 \times 144}$
= 12074,6981	= 0,8914
$G_s = \frac{W}{a_s}$ $\left(\frac{v^2}{2gc}\right)$	$G_t = \frac{m}{a_t}$
$= \frac{24504,1808}{12074,6981}$	$= \frac{35,00}{0,8914}$
= 2,03 Ib/jam.ft^2	= 39,262299 Ib/jam.ft^2
μ = 1,321 cP	μ = 0,45 Cp
= 1075340 lb/ft.jam	= 1,09 lb/ft.jam
$Nres = \frac{Gs \times de}{\mu \times 2}$	$Nret = \frac{Gt \times di}{\mu \times 2,42}$
$= \frac{2,029 \times 0,06}{1075340,000 \times 2,42}$	$= \frac{39,262299 \times 0,0408}{1,08855 \times 2,42}$

$= 0{,}00000005$

2. $J_H = -$

3. Menghitung harga koefisien film
Untuk condensor horizontal,
ho berkisar 150-300 Btu/jam.ft^2 ^oF

Trial ho = 300 Btu/jam.$ft^{2o}F$

$$tw = tc + \frac{ho}{ho + hio}\left(Tc\text{-}tc\right)$$

tw = 127,578 ^oF

$$tf = \frac{Tc + tw}{2} = \frac{133{,}7 + 127{,}6}{2}$$

$= 131\ ^oF$

sehingga,
kf = 0,0394 Btu/jam.$ft^2.^oF/ft$

Dari Kern, Tabel 6 hal.808 didapatkan:
sf = 0,9 Btu/jam.$ft^2.^oF/ft$
μf = 298,71 cp

$$G" = \frac{W}{L\ Nt^{2/3}}$$

$$= \frac{24.504{,}181}{20 \times 430^{2/3}}$$

= 21,5062 lb/jam.ft

Dari Kern, Fig.12.9 hal.267 didapatkan:
ho = 280

$= 0{,}609$

2'. $J_H = -$

3'. Menghitung koefisien film
Dikarenakan fluida air, maka :
ρ = 54,4 Ib/ft^3

$$v = \frac{Gt}{3600\rho}$$

= 0,0002 ft/s
faktor koreksi = 1,4
(Fig.25, Kern, hal 835)
hi = 480 x 1,4
= 672 Btu/jam.$ft^2.^oF$
h_{i0} = hi(di/do)
= 329,28 Btu/jam.$ft^2.^oF$

- Mencari tahanan panas pipa bersih

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

$$Uc = \frac{280{,}0000 \times 329{,}28}{280{,}0000 + 329{,}28}$$

= 151,3235 Btu/jam.$ft^2.^oF$

- Mencari diri faktor (faktor kekotoran) pipa terpakai

$$Rd = \frac{Uc - U_D}{Uc \times U_D}$$

$$= \frac{151{,}3 - 140{,}2}{}$$

$\overline{151,3} \times \overline{140,2}$

= 0,00053

Karena harga Rd hitung > Rd tetapan, maka rancangan HE memenuhi

Evaluasi Δ_P

Bagian Shell (Bahan)	Bagian tube (air)
1. Menghitung N_{re} dan friksi	1'. Menghitung N_{re} dan friksi
NRe_{an} = 0,00000005	NRe_{p} = 0,61
Kern fig.29, hal.839	*Kern fig.29, hal.839*
f = 0,0022	*f* = 0,0020
2. Mencari ΔPs	2'. Menghitung ΔP Pipa
ρ = 54,430 lb/ft^3	(Tabel 6, Kern hal. 808)
BM = #REF!	sg = 1,0
$S = \dfrac{144 \text{ x } \rho \text{ x BM}}{1545 \text{ x } (460+T) \text{ x } 62,5}$	$\Delta P_1 = \dfrac{f \text{ x } Gt^2 \text{ x L x n}}{2 \text{ x } 5,22.10^{10} \text{ x di x sg x } \varphi}$
= #REF!	ΔP_1 = 0,0000 psi
N+1 = (12 x L)/B	
= 3,72	3'. Menghitung ΔP tube passes
$\varphi s = \left[\dfrac{\mu}{\mu_w}\right]^{0,14}$	$\left[\dfrac{v^2}{2gc}\right]\dfrac{\rho}{144}$ = 0,0015
= 6,95	
$\Delta P_1 = \dfrac{f \text{ x } Gs^2 \text{ x ID x } (N+1)}{2 \text{ x } 5,22.10^{10} \text{ x de x sg x } \varphi}$	Sehingga :
ΔP_1 = 3E-14 psi	$\Delta P_n = 4 \text{ n } \left[\dfrac{v^2}{2gc}\right]\dfrac{\rho}{144}$
	= 0,024 psi
ΔP_1 < ΔP_{allow}	
0,0000 < 10 psi	4'. Menghitung ΔP total
(memenuhi syarat)	ΔP_{total} = ΔP_1 + ΔPn
	= 0,024 psi
	ΔP_{total} < ΔP_{allow}
	0,0240 < 10 psi
	(memenuhi syarat)

Spesifikasi Alat

Nama : Cooler E-124

Fungsi : Untuk mengembunkan produk keluaran dari cooler

Bahan konstruksi : *Stainless Stell S SA 240 Grade M Type 316*

Media pendingin : Air

Kapasitas : 11114,9227 Kg/jam = 24504,181 lb/jam

Rate dowtherm : 17644,2350 Kg/jam = 38898,833 lb/jam

Dimensi :

Tube Side (Air Pendingin)				Shell Side(Bahan)			
do	=	1	in	IDs	=	31	in
di	=	0,49	in	B	=	6	in
L	=	20	ft	de	=	0,72	in
Nt	=	430	buah	C"	=	45233	in
Pt	=	1,25		ΔPs	=	0,0000	psi
Triangular Pitch							
ΔPt	=	0,0240	psi				

---

17. POMPA (L-125)

Fungsi : Mengalirkan liquid ke dekanter

Type : Pompa Centrifugal

Kondisi Operasi

Suhu : 35 °C 308,15 K

Tekanan : 1 atm

Perhitungan *density* berdasarkan pers. *Carl and Yaws*

Density = $A \text{ x } B^{-(1-T/Tc)^{\wedge}n}$

Komponen	A	B	n	Tc	$(1-T/Tc)^n$
C_2H_5OH	0,2657	0,26395	0,2367	516,25	0,8065
$C_4H_8O_2$	0,30654	0,25856	0,27800	523,3	0,7811
H_2O	0,34710	0,27400	0,28571	6471,13	0,9862

(Pers. *Carls and Yaws Density of Liquid*)

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (Kg/m^3)	ρ (lb/ft^3)	*ρ*ixi
C_2H_5OH	2271,1443	0,0496	777,9125	48,5635	2,4105
$C_4H_8O_2$	8820,1698	0,1928	881,6928	55,0423	10,61
H_2O	18,2140	0,0004	1244,2875	77,6784	0,0309
TOTAL	**11109,53**	**0,2428**	**2903,8927**	**181,2842**	**13,051**

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\Sigma xi.\rho i}{\Sigma xi}$$

ρ campuran = 53,755 lb/ft^3

log 10 μ = $A+B/T+CT+DT^2$

Komponen	μ (*Centripoise*)			
	A	B	C	D
C_2H_5OH	-6,4406	1,12E+03	1,37E-02	-1,55E+05
$C_4H_8O_2$	-3,6861	5,53E+02	8,00E-03	-1,04E-05
H_2O	-10,2158	1792,5000	0,0177	-0,000013

(Yaws and Carl Viscosity of Liquid)

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	μ (Cp)	μ (lb/ft.s)	μ .xi
C_2H_5OH	2271,1443	0,0496	25,961589	0,0174	0,0009
$C_4H_8O_2$	8820,1698	0,1928	3,746159	0,0025	0,0005
H_2O	18,2140	0,0004	11,605711	0,0078	3E-06
TOTAL	**11109,528**	**0,2428**	**41,313459**	**0,0278**	**0,0014**

$$\mu \text{ campuran} = \frac{\Sigma xi.\mu i}{\Sigma xi}$$

μ campuran = 0,0056 lb/ft.s 20,080 lb/ft.jam

A. Dasar perhitungan

Rate bahan masuk = 11109,5281 Kg/jam

= 24492,2878 lb/jam

ρ liquid = 53,7550 lb/ft^3

μ liquid = 20,0799 lb/ft.jam

B. Menentukan *Rate* volumetrik

$$Q = \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho \text{ bahan masuk}} = \frac{24492,2878}{53,7550} = 455,6285 \quad ft^3/jam$$

$$= 0,1266 \quad ft^3/s$$

Asumsi aliran fluida turbulen, maka digunakan :

ID optimal = 3,9 $Q^{0,45}$ x $\rho^{0,13}$ (Pers. 15 "Petters & Timmerhaus")

= 3,9 x $0,1266^{0,45}$ ft^3/s x $53,75^{0,13}$ lb/ft^3

= 2,5826 in

= 0,2151 ft

$$\text{Standarisasi Di} = 2,5826 \quad x \frac{16}{16} = \frac{41,32}{16} = 2\ 4/7$$

≈ 3 in sch 40

Sehingga diperoleh :

OD = 3,500 in 0,2917 ft

ID = 3,068 in 0,2557 ft

A = 0,0513 ft^2 (Geankoplis, App. A.5-1)

C. Menentukan kecepatan alir fluida

$$\text{Kecepatan aliran fluida (v)} = \frac{Q}{A} = \frac{455,6285}{0,0513} = 8881,6469 \text{ ft/jam}$$

= 2,4671241 ft/s

D. Menentukan Reynold Number

$$\text{Bilangan Reynold } (N_{Re}) = \frac{D \ x \ v \ x \ \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0,2557 \ x \ 8881,6469 \ x \ 53,755}{20,0799}$$

= 6078,895063 (memenuhi syarat turbulen, >4000)

Dari fig. 2.10-3 Geankoplis, untuk pipa commercial steel :

Equivalent rougness (ε) = 0,000046 m 0,000151 ft

Relative rougness (ε/D) = 0,0006

Faktor friksi (f) = 0,0049

α = 1 aliran turbulen

E. Menentukan panjang pipa

Asumsi :

- Panjang pipa lurus = 40 ft
- elbow 90^o = 3 buah

  Le/D = 35 (Geankoplis, Table 2.10-1)

  L elbow = 35 ID

  = 35 x 3 x 0,2557 ft

  = 26,8450 ft
- Gate Valve = 1 buah

  Le/D = 9 (Geankoplis, Table 2.10-1)

  L elbow = 9 ID

  = 9 x 1 x 0,2557 ft

  = 2,3010 ft
- Globe valve = 1 buah

  Le/D = 300 (Geankoplis, Table 2.10-1)

  L elbow = 300 ID

  = 300 x 1 x 0,2557 ft

  = 76,7000 ft

Panjang pipa = Pipa lurus + elbow 90^o + gate valve + globe valve

total (L) = 40 + 26,8450 + 2,3010 + 76,7000

= 145,8460 ft

= 1750,152 in

F. Menentukan friksion loss

1. Friksi pada pipa lurus (Pers. 2.10-6, Geankoplis)

$$Ff = 4f\frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c} = 4 \times 0{,}0049 \; \frac{145{,}8460}{0{,}2557} \times \frac{2{,}4671^{\,2}}{2 \times 32{,}174}$$

$$= 1{,}0576 \quad ft.lb_f/lb_m$$

2. Kontraksi pada keluaran (Pers. 2.10-16, Geankoplis)

$$K_c = 0{,}55 \times (1 - \frac{A_2}{A_1})^2 \qquad (\underline{A}_2/A_1 = 0 \text{ karena nilai } A_1>A_2)$$

$$= 0{,}55 \times (\; 1 - 0 \;)^2$$

$$= 0{,}55$$

$$h_c = \frac{K_c\, v^2}{2\, g_c}$$

$$= 0{,}55 \quad x \quad \frac{2{,}4671^{\;2}}{2 \quad x \quad 32{,}174}$$

$= \quad 0{,}052 \quad ft.lb_f/lb_m$

3. Ekspansi (Pers. 2.10-15, Geankoplis)

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

$= \; (\; 1 \; - \; 0 \;)^2$

$= \quad 1$

$$h_{ex} = \frac{K_{e}\, v^2}{2\, \alpha}$$

$$= \quad 1 \quad x \quad \frac{2{,}4671^{\;2}}{2 \quad x \quad 1}$$

$= \quad 3{,}0434 \quad ft.lb_f/lb_m$

4. Elbow 90°, 3 buah

$K_f = 0{,}75$ (Tabel 2.10-1, Geankoplis)

$$h_f = 3K_f \frac{v^2}{2\, gc}$$ (Pers. 2.10-17, Geankoplis)

$$= 3 \times 0{,}75 \times \frac{2{,}4671^{\;2}}{2 \times 32{,}174}$$

$= \quad 0{,}2128 \quad ft.lb_f/lb_m$

5. Gate valve wide open, 1 buah

$K_f = 0{,}17$ (Tabel 2.10-1, Geankoplis)

$$h_f = 1K_f \frac{v^2}{2\, gc}$$ (Pers. 2.10-17, Geankoplis)

$$= 1 \times 0{,}17 \times \frac{2{,}4671^{\;2}}{2 \times 32{,}174}$$

$= \quad 0{,}0161 \quad ft.lb_f/lb_m$

6. Globe valve wide open, 1 buah

$K_f = 6{,}0$ (Tabel 2.10-1, Geankoplis)

$$h_f = 1K_f \frac{v^2}{2\, gc}$$ (Pers. 2.10-17, Geankoplis)

$$= 1 \times 6{,}0 \times \frac{2{,}4671^{\;2}}{2 \times 32{,}174}$$

$= \quad 0{,}5675 \quad ft.lb_f/lb_m$

Sehingga:

Total friksi $= F_f + h_c + \Sigma h_f + h_{ex}$

(ΣF) $= 1{,}0576 + 0{,}052 + 0{,}7965 + 3{,}0434$

$= 4{,}9494 \quad ft.lb_f/lb_m$

Direncanakan :

$\Delta Z = 15$ ft

$\Delta P = 0$ lb/ft^2 (Karena $P_1=P_2$)

$v_1 = 0$ ft/s (karena fluida diam dalam tangki penampungan)

v_2 = 2,4671 ft/s

α = 1 (aliran turbulen)

Sehingga *Mechanical Energy Balance* :

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2\alpha gc} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F = -Ws \quad \text{(Pers.2-7.28, Geankoplis)}$$

$$\frac{6{,}0867 - 0}{2 \times 1 \times 32{,}2} + 15 \frac{32{,}2}{32{,}2} + \frac{0}{24492} + 1{,}0576 = -Ws$$

-Ws = 16,15 $ft.lb_f/lb_m$

Efisiensi pompa (ɳ) = 87% (fig. 12-17 , Petters & Timmerhause)

Ws = - ɳ Wp

-16,1522 = - 87% × Wp

Wp = 18,566 $ft.lb_f/lb_m$

Mass flow rate (m) = Q × ρ

= 455,6285 ft^3/jam × 24492,288 lb/ft^3

= 11159384 Ib/jam

= 3099,8289 Ib/s

Pump horsepower = Wp × m × $\frac{1 \quad Hp}{550 \quad ft.Ibf/s}$

= 18,57 × 3100 × $\frac{1 \quad Hp}{550}$

= 104,6375 Hp

Efisiensi motor = 82% (fig. 12-18 , Petters & Timmerhause)

Daya = $\frac{\text{pump horsepower}}{\text{efisiensi mo}}$

= $\frac{104{,}6}{82\%}$ = 128,4 Hp ≈ 1 Hp

Broken horsepc = $\frac{\text{pump horsepower}}{ɳ}$

= $\frac{104{,}6}{87\%}$ = 120,3 ≈ 1 Hp

Spesifikasi Alat

Fungsi	:	Untuk mengalirkan liquid ke kolom distilasi
Tipe	:	Pompa sentrifugal
Bahan	:	Stainless Steel SA-213
Daya	:	1 Hp
Kapasitas	:	455,6285 ft^3/jam
Panjang pip	:	145,8460 in
Jumlah	:	1 buah

18.Dekanter (H-126)

Fungsi : Untuk memisahkan produk dari impuritisnya berdasarkan perbedaan densitas dan kelarutan bahan

Type : Silinder horizontal dengan tutup dishead dilengkapi dengan interface

Dasar Perencanaan: - Gaya gravitasi dan perbedaan BM yang besar
- Temperatur = 35 °C = 308,15 K
- Tekanan = 1,0 atm = 14,70 psia

Jumlah : 1 buah

Diketahui : * M_{air} = 18,2142 kg/jam
= 40,155133 lb/jam
- ρ_{air} = 1000 gr/cm˘
= 62430 lb/ft^3
- rate volumetrik = $\frac{40,155}{62430}$ = 0,0006 ft^3/jam

* M_{etanol} = 2271,17 kg/jam
= 5007,0213 lb/jam
- ρ_{etanol} = 0,7890 gr/cm˘
= 49,2573 lb/ft^3
- rate volumetrik = $\frac{5007,021}{49,26}$ = 101,7 ft^3/jam

* $M_{etil\ asetat}$ = 8820,17 kg/jam
= 19444,946 lb/jam
- $\rho_{etil\ asetat}$ = 0,902 gr/cm˘
= 56,3119 lb/ft^3
- rate volumetrik = 8820,17 = 156,6308 ft^3/jam
56,31186 = 2,6157337 ft^3/men

Menghitung densitas campuran

$Dencity\ (\rho) = \ A\ B^{-(1-\frac{T}{TC})^n}$ (Yaws 1999)

Komponen	A	B	n	Tc
C_2H_5OH	0,2657	0,26395	0,23670	516,25
CH_3COOH	0,3065	0,25856	0,27800	523,30
H_2O	0,3471	0,274	0,28571	6471,13

Komponen	(kg/jam)	xi	T/TC)^n	ρ (kg/m^3)	xi.pi
C_2H_5OH	2271,17	0,2044	0,8065	777,91	159,032
CH_3COOH	8820,17	0,7939	0,9921	1172,98	931,261
H_2O	18,21	0,0016	1,0000	1266,79	2,07691
Total	11109,6	1	2,7986	3217,68	1092,37

ρ campuran = $\frac{\Sigma xi.\rho i}{\Sigma xi}$ = $\frac{1092,37}{1}$ = 861,071 kg/m^3 = 53,7549 lb/ft^3

Menghitung viskositas campuran

$log_{10}\mu liq = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$ (Yaws,1999)

Komponen	A	B	C	D
C_2H_5OH	-6E+00	1,1E+03	1,4E-02	-2E+05
CH_3COOH	-4E+00	5,5E+02	8,0E-03	-1,0E-05
H_2O	-1E+01	1,8E+03	1,8E-03	-1,3E-05

Komponen	(kg/jam)	xi	μ (Cp)	μ (mN s/m^2)	xi.μi
C_2H_5OH	2271,17	0,2044	0,0000	0,0000	0
CH_3COOH	8820,17	0,7939	0,6586	0,0066	0,00523
H_2O	18,21	0,0016	0,0064	0,0001	1,1E-07
Total	11109,6	1,0	0,6650	0,0066	0,00523

$$\mu \text{ campuran} = \frac{\Sigma xi.\mu i}{\Sigma xi} = \frac{0{,}00523}{1} = 0{,}0052 \text{ mN s/m}^2$$

A. Desain

Hukum Stokes digunakan untuk menentukan kecepatan pengendapan tetesan:

$$ud = \frac{d_d^2 g(p_d - p_c)}{18\mu_c}$$ (Coulson & Richardson's 2005, Pers 10.7, Hal. 442)

d_d = Diameter tetesan (m)

u_d = Kecepatan pengendapantetesan fase terdispersi dengan diameter d, (m/s)

ρ_c = Kerapatan fase kontinu (kg/m^3)

ρ_d = Kerapatan fase terdispersi (kg/m^3)

μ_c = Viskositas fase kontinyu (N·s/m^2)

g = Percepatan gravitasi, 9,81 (m/s^2)

Diasumsikan: d_d = 150 μm

$$ud = \frac{(150*10^{-6})^2 \times 9{,}81 \times (861{,}071 - 0{,}000)}{18 \times 0{,}0052}$$

= -0,0003 m/s

= -0,3258 mm/s (rising)

Diasumsikan aliran *Plug flow* dan kecepatan fase kontinyu dihitung menggunakan luas antarmuka:

$$uc = \frac{Lc}{Ai} < ud$$ (Coulson & Richardson's 2005, Pers 10.6, Hal. 442)

u_d = Kecepatan pengendapan tetesan fase terdispersi (m/s)

μ_c = Kecepatan fase kontinu (m/s)

L_c = Laju aliran volumetrik fase kontinyu (m^3/s)

Ai = Luas antarmuka (m^2)

Menentukan diameter dan tinggi silinder

$$Lc = \frac{\text{m air}}{\text{n } C_2H_5O} = \frac{18{,}2142}{11109{,}6} \times \frac{1}{3600} = 4{,}6E\text{-}07 \text{ m}^3/\text{s}$$

$u_c \not> u_d$,dan $\mu_c = \frac{Lc}{Ai}$

Diasumsi μc = 0,0003 (tidak lebih besar dari μd), maka luas area silinder:

$$Ai = \frac{Lc}{\mu c} = \frac{4,6E-07}{0,0003} = 0,0632 \ m^2$$

$$r = \sqrt{\frac{A}{\pi}} = \sqrt{\frac{0,8681}{3,14}} = 0,1419 \ m$$

Diameter silinder = 2r = 2 x 0,1419 = 0,2838 m = 11,1735 in (di)

Menentukan waktu yang ditempuh untuk memisahkan

Mengasumsikan tinggi tangki = 2x Diameter

Mengambil dispersion band sebagai 10 % dari tinggi tangk 0,0568 m

Maktu tinggal tetesan dalam dispersion band $\frac{0,057}{ud} = \frac{0,057}{0} = 174,213$ s

= 3 menit

Kecepatan fasa campura $\frac{n\ C_2H_5OH}{\rho\ C_2H_5OH} \times \frac{1}{3600} \times \frac{1}{Ai}$

$$= \frac{11109,6}{861,1} \times \frac{1}{3600} \times \frac{1}{0,063}$$

= 0,05668 m/s = 56,6815 mm/s

Menghitung ukuran (kontinu, fase berat) yang dapat terbawa (fase ringan)

$$d_d = \left[\frac{\mu_d 18 \mu_c}{g(\rho_d - \rho_c)}\right]^{1/2}$$ (Coulson & Richardson's 2005, Pers 10.7, Hal. 442)

$$d_d = \left[\frac{3E-04 \times 18 \times 0,0003}{9,81\ (0,000 - 861,1)}\right]^{1/2}$$

d_d = 3,7E-05 m = 37,4436 μm

Rancangan memuaskan karena d_d < 150 μm

Direncanakan :

Bahan konstruksi	=	Carbon Steel SA 135 Grade M Type 316
Allowable stress (f)	=	18750
Tipe pengelasan	=	double welded butt joint = 0,8
Faktor korosi (C)	=	1/16 in = 0,06 in
H/D	=	2,5
Waktu tinggal	=	15 menit

(Brownell & Young, hal. 251-346)

Rate volumetrik total = 11109,554 ft^3/jam

A. Menghitung volume tangki (V_T).

Volume liquid = rate volumetri total × waktu tinggal

= 2,6157 ft^3/men × 15 menit

$= 39{,}2360 \ ft^3$

Dari Vilbran,tabel 2-2 hal. 23,untuk tangki penampung mempunyai faktor keamanan 25 % , maka volume tangki adalah :

$V_T = V_L + V_{RK}$

$V_T = 39{,}2360 \ ft^3 + 25 \ \% \ V_T$

$V_T = \dfrac{39{,}2360 \ ft^3}{0{,}75} = 52{,}3147 \ ft^3$

$V_T = 90400{,}6005 \ in^3$

B. Menghitung dimensi tangki (D_i).

Drum berupa silinder horizontal dengan kedua ujung berbentuk room head.

(Ulrich, Tabel 4-27 hal. 248)

$V_T = (0{,}0843 \ x \ Di^3 \ x \ 2) + \dfrac{\pi}{4} \ x \ D_i^2 \ x \ L_s$

$52{,}3147 \ ft^3 = 0{,}1686 \ Di^3 + 0{,}785 \ Di^2 \ x \ 3 \ Di$

$52{,}3147 \ ft^3 = 0{,}1686 \ Di^3 + 2{,}3550 \ Di^3$

$52{,}3147 \ ft^3 = 2{,}5236 \ Di^3$

$Di = 2{,}7471 \ ft$

$Di = 32{,}9647 \ in$

C. Menghitung tinggi silinder (L_s).

$L_s = 3{,}0 \ x \ D_i$

$= 3{,}0 \ x \ 32{,}965 \ in$

$= 98{,}894 \ in$

D. Menghitung tinggi liquid dalam tangki (L_{ls}).

$V_{liquid} = \dfrac{\pi}{4} \ x \ D_i^2 \ x \ L_{ls}$

$39{,}2360 \ ft^3 = \pi/4 \ x \ (2{,}7471)^2 \ ft \ x \ L_{ls}$

$39{,}2360 \ ft^3 = 5{,}9269 \ ft^2 \ L_{ls}$

$L_{ls} = 6{,}6200 \ ft$

$L_{ls} = 79{,}4409 \ in$

E. Menghitung tekanan design (P_{design}).

$P_{design} = P_{operasi} + P_{hidrostatik}$

$P_{hidrostatik} = \dfrac{\rho(L_{ls} - 1)}{144}$

$P_{hidrostatik} = 63{,}7900 \ lb/ft^3 \times \dfrac{(6{,}6200 - 1) \ ft}{144}$

$P_{hidrostatik} = 2{,}4895858 \ lb/ft^2 = 0{,}0173 \ psia$

$P_{design} = 14{,}70000 \ psia + 0{,}0173 \ psia$

$= 14{,}7173 \ psia$

F. Menghitung tebal tangki (ts).

$$ts = \frac{P_i \ x \ D_i}{2 \ x \left(f \ x \ E - 0.6 \ P_i \right)} + C$$

$$ts = \frac{14{,}717 \text{ psi x } 32{,}9647 \text{ in}}{2 \text{ x (} 12750 \times 0{,}8 \text{)-(} 0{,}6 \text{ x } 14{,}7173 \text{) psia}} + \frac{1}{16} \text{ in}$$

$$ts = 0{,}0863 \text{ in} \times \frac{16}{16} \text{ in}$$

$$ts = \frac{1{,}4}{16} \text{ in} \approx \frac{3}{16}$$

Standardisasi D_o = $D_i + 2 \times ts$

= 32,9647 in + (2 × (3/16) in

= 33,3397 in ≈ 34 in

(Brownell & Young, tabel 5.7 hal. 91)

Harga D_i baru = D_o - (2× ts)

= 34 - (2× (3/16))

= 33,625 in

= 2,8021 ft

Untuk D_o = 34 in dan ts 3/16 in didapat :

icr = 2 1/8 in

r = 34 in

(Brownell & Young, tabel 5.7 hal. 91)

Luas tangki (A) = $1/4\ \pi \times D_i^2$

= $0.25\ \pi \times (33{,}6250)^2$

= 888,0051 in^2

G. Menghitung tinggi liquid dalam tangki (L_{ls}).

$V_{liquid} = \pi/4 \times D_i^2 \times L_{ls}$

39,236 ft^3 = $\pi/4 \times$ 2,8021 $)^2$ ft × L_{ls}

39,236 ft^3 = 6,1666 $ft^2 \times L_{ls}$

L_{ls} = 6,3627 ft

L_{ls} = 76,3530 in

H. Menghitung tinggi silinder (L_s).

L_s = 3,00 x D_i baru

= 3,00 x 33,625 in

= 100,875 in

I. Menghitung tebal tutup silinder (standart dished).

$$tha = thb = \frac{0.885 \times Pi \times r}{(f \times E - 0.1 \times Pi)} + C$$

r = Di baru = 33,6250 in

$$tha = thb = \frac{0{,}8850 \times 14{,}7173 \text{ psia} \times 33{,}6250 \text{ in}}{2 \times [(12750 \times 0{,}8 \text{)-(} 0{,}1 \times 14{,}717 \text{)] Psia}} + \frac{1}{16} \text{ in}$$

$$tha = thb = 0{,}1288 \text{ in} \times \frac{16}{16}$$

$$tha = thb = \frac{2{,}061}{16} \approx \frac{3}{16}$$

J. Menghitung tinggi tutup.

ha = hb = 0,169 x Di

ha = hb = 0,1690 × 33,6250 in

ha = hb = 5,6826 in

K. Menentukan tinggi storage (H).

Tinggi akumulator = Tinggi silinder + 2 x Tinggi tutup

H = L_s + 2 x ha

H = 100,8750 in + 11,3653 in

H = 112,24025 in

L. Menentukan tinggi Nozzle (Zl)

Untuk menghitung tinggi nozzle digunakan persamaan 21-40 perry 6 ed :

$(L_{ls} - Zi) \times \rho$ heavy = $(Z_1 - Zi) \times \rho$ light

Keterangan:

L_{ls} = tinggi liquid = 76,3530

Zi = tinggi interface = diambil 3 ft

Zl = tinggi nozzle

sehingga :

$(6,363 - 3) \times 114,63 = (Z_1 - 3) \times 64,7$

$3,363 \times 114,63 = 64,7\ Z_1 - 194,07$

$385,4582 + 194,07 = 64,7\ Z_1$

$579,5282 = 64,7\ Z_1$

Z_1 = 8,9585 ft

Spesifikasi alat:

- Fungsi : Untuk memisahkan komponen berdasarkan densitas dan kelarutan
- Type : Silinder horizontal dengan tutup dishead dilengkapi dengan interface
- Jumlah : 1 buah
- Waktu tinggal : 10 menit
- Spesifikasi tangki.
  a. Bahan : Carbon steel SA 135 grade B
  b. Volume tangki (V_T) = 90400,600 in^3
  c. Luas tangki (A) = 888,005 in^2
  d. Diameter dalam tangki (D_i) = 33,6250 in
  e. Diameter luar tangki (D_o) = 34 in
  f. Tebal tangki (ts) = 0,1875 in
  g. Tinggi silinder (L_s) = 100,8750 in
  h. Tebal tutup (tha = thb) = 2,0613 in
  i. Tinggi tutup (ha = hb) = 5,6826 in
  j. Tinggi storage (H) = 112,2403 in

19 Tangki Penampung Produk (F-127)

Fungsi : Untuk menampung C_2H_5OH sementara

- **Direncanakan :**

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas standart dished dan tutup bawah plat datar

Bahan konstruksi : Carbon Steel SA-Grade M Type 316

Allowable Stress (f) = 18750 psi

Jenis pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

E = 0,8

Faktor korosi : $\frac{1}{16}$ = 0,0625 in

Suhu bahan : 35 °C

Waktu tinggal : 1 jam

Volume ruang kos : 20% Volume tangki

Jumlah Storage : 1 buah

- **Kondisi Operasi**

Suhu : 35 °C 308,15 K

Tekanan : 1 atm

Density = $A \times B^{-(1-T/Tc)^{\wedge}n}$

Komponen	A	B	n	Tc	$(1\text{-}T/Tc)^n$
C_2H_5OH	0,2657	0,26395	0,2367	516,25	0,8065

(Pers. *Carls and Yaws Density of Liquid*)

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (Kg/m^3)	ρ (lb/ft^3)	ρixi
C_2H_5OH	2271,1443	5,2817	777,9125	48,5635	256,50
TOTAL	**2271,1443**	**5,2817**	**777,9125**	**48,5635**	**256,50**

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\Sigma xi.\rho i}{\Sigma xi}$$

ρ campuran = 48,564 lb/ft^3

- **Perhitungan**

1. Menentukan volume tangki

Kebutuhan C_2H_5O = 2271,1443 Kg/jam

= 5007,0101 lb/jam

$$\text{Rate Volumetrik} = \frac{\text{massa}}{\rho}$$

$$= \frac{5007{,}010 \text{ lb/jam}}{48{,}5635 \text{ lb/ft}^3}$$

= 103,1023 ft^3/jam

Volume liquid (V) = 103,1023 ft^3/jam x 1 jam

$= 103{,}1023 \ ft^3$

Volume tangki = 20% Volume tangki + Volume liquid

0,8 Volume tangki = $103{,}1023 \ ft^3$

Volume tangki = $128{,}8779 \ ft^3$

2. Menentukan diameter tangki

$$V_{tangki} = V_{silinder} + V_{tutup\ atas}$$

$$128{,}88 = \left(\frac{\pi}{4} \ x \ d_i^2 \ x \ L_s \right) + 0{,}0847 \ d_i^3$$

$$128{,}88 = \left(\frac{\pi}{4} \ x \ d_i^2 \ x \ 2 \ d_i \right) + 0{,}0847 \ d_i^3$$

$$128{,}88 = 1{,}1775 \ d_i^3 + 0{,}0847 \ d_i^3$$

$$128{,}88 = 1{,}2622 \ d_i^3$$

$$d_i^3 = \frac{128{,}88}{1{,}2622} \ ft^3$$

$$d_i = 4{,}6739 \ ft$$

$$d_i = 56{,}087 \ in$$

3. Menghitung tinggi liquida

$$\text{Tinggi liquid } (H_L) = \frac{V_{liquida}}{\frac{\pi}{4} \ x \ d_i^2}$$

$$= \frac{103{,}1023 \quad ft^3}{0{,}7850 \ x \ 21{,}8457}$$

$$= 6{,}0122 \ ft$$

$$= 72{,}1461 \ in$$

4. Menghitung tebal silinder

$$P_{atm} = 1 \ atm = 14{,}696 \ psia$$

$$P_{hidrostatik} = \frac{\rho \ (H_L - 1)}{144}$$

$$= \frac{48{,}564 \ x \ (\ 6{,}0122 \ - \ 1 \ )}{144}$$

$$= 1{,}6903 \ psia$$

$$P_i = P_{atm} + P_{hidrostatik}$$

$$= 14{,}6959 \ psia + 1{,}6903 \ psia$$

$$= 16{,}3862 \ psia$$

$$= 1{,}6862 \ psig$$

$$\text{Tebal silinder (ts)} = \frac{Pi \ . \ di}{2 \ (f.E - 0{,}6 \ Pi)} + C$$

$$= \frac{1{,}6862 \quad x \quad 56{,}0873}{2 \ x \ (\ 18750 \ x \ 0{,}8 \ - \ 0{,}6 \ x \ 1{,}6862 \ )} + \frac{1}{16}$$

$$= \frac{94,5767}{29997,977} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0657 \quad x \frac{16}{16}$$

$$= \frac{1,0504}{16} \approx \frac{3}{16}$$ (Tabel 5.7, Brownell and Young)

Standarisasi do = di + 2 ts

$$= 56,087 + 2 \ \frac{3}{16}$$

= 56,462 in

Berdasarkan Brownell and Young tabel 5.7 hal.90, didapatkan:

do_{st} = 78 in

di_{baru} = do_{st} - 2 ts

$$= 78 - 2 \times \frac{3}{16}$$

= 77,625 in

= 6,4688 ft

5. Menghitung tinggi silinder

Tinggi silinder (Ls) = 1,5 di

= 2,5 x 77,625 in

= 194,0625 in

= 16,1719 ft

6. Menghitung dimensi tutup atas

Bentuk tutup atas adalah standart dished, sehingga :

$$\text{Tebal tutup (tha)} = \frac{0,885 \times Pi \,.\, di}{2\ (f.E - 0,6\ Pi)} + C$$

$$= \frac{0,885 \quad x \quad 1,6862 \quad x \quad 77,625}{2 \ x \quad (\quad 15000 \quad - \quad 1,0117 \ )} + \frac{1}{16}$$

$$= 0,0664 \times \frac{16}{16}$$

$$= \frac{1,1}{16} \approx \frac{3}{16} \text{ in}$$

Tinggi tutup (ha) = 0,169 × di

= 0,169 × 77,625 in

= 13,12 in

= 1,0932 ft

7. Menghitung tinggi storage

Tinggi storage (H) = Ls + ha

= 16,17 + 1,0932

= 17,2651 ft

= 207,1811 in

Spesifikasi alat:

Jumlah storage	:	1 buah				
Volume tangki (V_T)	:	128,8779	ft^3			
Diameter luar (do)	:	78	in			
Diameter dalam (di)	:	77,6250	in			
Tebal silinder (ts)	:	3/16	in			
Tebal tutup atas (tha)	:	3/16	in			
Tinggi tutup atas (ha)	:	13,1186	in	=	1,0932	ft
Tinggi tangki (H)	:	17,2651	ft			

20. Tangki Penampungan Produk (F-128)

Fungsi : Untuk menampung $C_4H_8O_2$ sementara

- **Direncanakan :**

Bentuk : Silinder tegak dengan tutup atas standart dished dan tutup bawah plat datar

Bahan konstruksi : Carbon Steel

Allowable Stress (f) = 18750 psi

Jenis pengelasan : *Double Welded Butt Joint*

E = 0,8

Faktor korosi : $\frac{1}{16}$ = 0,0625 in

Suhu bahan : 30 °C

Waktu tinggal : 1 jam

Volume ruang kos : 20% Volume tangki

Jumlah Storage : 1 buah

- **Kondisi Operasi**

Suhu : 30 °C 303,15 K

Tekanan : 1 atm

Density = $A \times B^{-(1-T/Tc)^{\wedge}n}$

Komponen	A	B	n	Tc	$(1-T/Tc)^n$
$C_4H_8O_2$	0,30654	0,25856	0,27800	523,3	0,7811
H_2O	0,34710	0,27400	0,28571	6471,13	0,9862

(Pers. *Carls and Yaws Density of Liquid*)

Komponen	Massa (Kg/jam)	xi (massa)	ρ (Kg/m^3)	ρ (lb/ft^3)	ρixi
$C_4H_8O_2$	8820,1696	20,5	881,7	55,0	1129,0
H_2O	18,214249	0,04	1244,3	77,7	3,3
Total	**8838,3838**	**20,6**	**2126,0**	**132,7**	**1132,3**

$$\rho \text{ campuran} = \frac{\Sigma xi.\rho i}{\Sigma xi}$$

ρ campuran = 55,089 lb/ft^3

- **Perhitungan**

1. Menentukan volume tangki

Kebutuhan C_4H_8O = 8838,3838 Kg/jam

= 19485,278 lb/jam

Rate Volumetrik $= \dfrac{\text{massa}}{\rho}$

$= \dfrac{19485{,}278 \text{ lb/jam}}{55{,}0890 \text{ lb/ft}^3}$

= 353,7056 ft^3/jam

Volume liquid (V) = 353,7056 ft^3/jam x 1 jam

= 353,7056 ft^3

Volume tangki = 20% Volume tangki + Volume liquid

0,8 Volume tangki = 353,7056 ft^3

Volume tangki = 442,1321 ft^3

2. Menentukan diameter tangki

$V_{tangki} = V_{silinder} + V_{tutup\ atas}$

$442{,}13 = \left(\frac{\pi}{4} \times d_i^2 \times L_s\right) + 0{,}0847\ d_i^3$

$442{,}13 = \left(\frac{\pi}{4} \times d_i^2 \times 2\ d_i\right) + 0{,}0847\ d_i^3$

$442{,}13 = 1{,}1775\ d_i^3 + 0{,}0847\ d_i^3$

$442{,}13 = 1{,}2622\ d_i^3$

$d_i^3 = \dfrac{442{,}13}{1{,}2622}\ ft^3$

d_i = 7,0492 ft

d_i = 84,591 in

3. Menghitung tinggi liquida

Tinggi liquid (H_L) $= \dfrac{V_{liquida}}{\frac{\pi}{4} \times d_i^2}$

$= \dfrac{353{,}7056 \quad ft^3}{0{,}7850 \times 49{,}6916}$

= 9,0675 ft

= 108,8106 in

4. Menghitung tebal silinder

P_{atm} = 1 atm = 14,70 psia

$P_{hidrostatik} = \dfrac{\rho\ (H_L\text{-}1)}{144}$

$= \dfrac{55{,}089 \times (9{,}0675 - 1)}{}$

$$\frac{\qquad}{144}$$

$= 3{,}0863$ psia

$P_i = P_{atm} + P_{hidrostatik}$

$= 14{,}6959$ psia $+ 3{,}0863$ psia

$= 17{,}7822$ psia

$= 3{,}0822$ psig

$$\text{Tebal silinder (ts)} = \frac{Pi \cdot di}{2\,(f.E - 0{,}6\,Pi)} + C$$

$$= \frac{3{,}0822 \quad x \quad 84{,}5907}{2 \;x\, (\;18750 \quad x \quad 0{,}8 \quad - \quad 0{,}6 \quad x \quad 3{,}0822\;)} + \frac{1}{16}$$

$$= \frac{260{,}7287}{29996{,}301} + \frac{1}{16}$$

$$= 0{,}0712 \quad x \; \frac{16}{16}$$

$$= \frac{1{,}1391}{16} \approx \frac{3}{16}$$

(Tabel 5.7, Brownell and Young)

Standarisasi do $= di + 2\;ts$

$$= 84{,}591 + 2 \; \frac{3}{16}$$

$= 84{,}966$ in

Berdasarkan Brownell and Young tabel 5.7 hal.90, didapatkan:

$do_{st} = 78$ in

$di_{baru} = do_{st} - 2\;ts$

$$= 78 - 2 \times \frac{3}{16}$$

$= 77{,}625$ in

$= 6{,}4688$ ft

5. Menghitung tinggi silinder

Tinggi silinder (Ls) $= 1{,}5\;di$

$= 2{,}5 \quad x \quad 77{,}625$ in

$= 194{,}0625$ in

$= 16{,}1719$ ft

6. Menghitung dimensi tutup atas

Bentuk tutup atas adalah standart dished, sehingga :

$$\text{Tebal tutup (tha)} = \frac{0{,}885 \times Pi \cdot di}{2\,(f.E - 0{,}6\,Pi)} + C$$

$$= \frac{0{,}885 \quad x \quad 3{,}0822 \quad x \quad 77{,}625}{2 \;x\; (\;15000 \;-\; 1{,}8493\;)} + \frac{1}{16}$$

$$= 0{,}0696 \times \frac{16}{16}$$

$= \dfrac{1,1}{16} \approx \dfrac{3}{16}$ in

Tinggi tutup (ha) = 0,169 × di

= 0,169 × 77,625 in

= 13,12 in

= 1,09 ft

7. Menghitung tinggi storage

Tinggi storage (H) = Ls + ha

= 16,17 + 1,0932

= 17,2651 ft

= 207,1811 in

Spesifikasi alat:

Jumlah storage	:	1 buah		
Volume tangki (V_T)	:	442,1321	ft^3	
Diameter luar (do)	:	78	in	
Diameter dalam (di)	:	77,6250	in	
Tebal silinder (ts)	:	3/16	in	
Tebal tutup atas (tha)	:	3/16	in	
Tinggi tutup atas (ha)	:	13,1186	in	= 1,0932 ft
Tinggi tangki (H)	:	17,2651	ft	

21. Packing Etil Asetat (P-129 a)

Fungsi : Untuk pengemasan produk $C_4H_8O_2$ dari tangki penyimpanan

- Direncanakan:

Kapasitas bahan = 8838,3838 kg/jam = 19488,6363 lb/jam

Kapasitas mesin = 19488,6363 lb/jam

$\rho\ C_4H_8O$ = 55,089 lb/ft^3

Volume mesin = $\dfrac{\text{Kapasitas mesin}}{\text{Densitas bahan}}$

$= \dfrac{19488,6363 \text{ lb/jam}}{55,0890 \text{ lb/ft}^3}$

= 353,7666 ft^3/jam

= 10017,5385 L/jam

Asumsi : dalam 1 jam dapat mengemas 1 drum dengan uku 100 L

Kebutuhan drum = $\dfrac{10017,54 \text{ L/jam}}{100,0000 \text{ L/jam}}$

= 100 drum/jam

Spesifikasi

Bahan konstruksi	:	*Stainless Steel*	
Kapasitas mesin	:	19488,64	lb/jam
Volume mesin	:	353,7666	ft^3/jam
Jumlah	:	1	

22 Gudang Etil Asetat (F-129b)

Fungsi : Untuk penyimpanan produk utama Etil Asetat
Type : Bangunan gedung berbahan beton

- Direncanakan :

Waktu tinggal (q) = 14 hari = 336 jam
Volume gudang = 80% storage
Jumlah gudang = 1 buah

- Kondisi operasi :

Suhu operasi = 30 ℃
Tekanan operasi = 1 atm
ρ bahan = 0,90 g/cm^3 = 56,3101 lb/ft^3
Kapasitas bahan masuk = 8838,3838 Kg/jam = 19488,6363 lb/jam

- Perhitungan

a. Menghitung volume gudang

$$\text{Volume gudang} = \frac{m}{\rho} \times q = \frac{19488,6363}{56,3101} \times 336$$

$= 116287,9644\ ft^3$
$= 3290,9494\ m^3$

Volume ruang kosong = 20% volume gudang
Volume gudang = volume gudang + 20% volume gudang
= 3290,9494 + 658,1899
= 3949,1393 m^3

b. Menghitung ukuran gudang

Ditetapkan :
Panjang = 4 x lebar bangunan
Tinggi I beam = 15 m
Maka :

$V = P \times l \times t$
$3949,1393\ m^3 = 4 \times l \times l \times 15$
$3949,1393\ m^3 = 60\ l^2$
$l = 8,1129$ m
$P = 32,4516$ m
$t = 12$ m

Spesifikasi peralatan :

Bahan : Beton
Ukuran : Panjang = 32 m
Lebar = 8 m
Tinggi = 12 m
Kapasitas : 3949,1393 m^3

Jumlah : 1 buah

APPENDIKS D
UTILITAS

Utilitas merupakan unit terpenting dalam menunjang berjalannya proses produksi di industri kimia. Unit Utilitas yang diperlukan pada Pra Perancangan pabrik Etil Asetat ini adalah sebagai berikut.

Air berfungsi sebagai air pendingin, air umpan boiler, dan air sanitasi. Kebutuhan steam berfungsi sebagai media pemanas dalam proses produksi. Listrik yang berfung untuk menjalankan alat-alat produksi, utililitas, dan penerangan pabrik serta bahan bakar untuk mengoperasikan boiler dan generator. Dari kebutuhan utilitas yang dibutuhkan, maka utilitas tersebut dibagai menjadi 3 unit yaitu:

1 unit pengolahan air
  - Air sanitasi
  - Air pendingin
  - Air umpan boiler

2 unit penyediaan tenaga listrik

3 unit penyediaan bahan bakar

D.1. Unit Pengolahan Air (*Water Pretreatment*)

Untuk memenuhi kebutuhan air pabrik, maka direncanakan menggunakan air kawasan, sehingga pengolahan awal tidak perlu dilakukan. Namun, air tersebu masih perlu diproses sebelum digunakan untuk keperluan air umpan boiler, air pendingin, dan air sanitasi sesuai dengan kebutuhan masing-masing.

A. Air Umpan Boiler

Pada Pra Perancangan pabrik Etil Asetat, kebutuhan air umpan boiler berdasarkan pada kebutuhan steam. Dimana kebutuhan steam yang digunakan sebagai media pada peralatan sebagai berikut :

Tabel D.1.2. Kebutuhan steam pada peralatan

NO	Nama Peralatan	Kode Alat	Kebutuhan steam (Kg/Jam)
1	Heater	E-118	212,277
2	Heater	E-119	248,912
3	Reaktor	R-110	20146,466
4	Reboiler	E-122	497,049
TOTAL			**21104,704**

Direncanakan banyaknya steam yang disupplay 20% excess, maka:

Kebutuhan steam = 1,2 × 21104,70402

= 25325,64482 Kg/Jam

Make Up untuk kebutuhan steam direncanaka 20% excess, maka :

Make Up = 1,2 × 25325,64482

= 30390,77379 Kg/Jam

Jadi, jumlah steam yang harus dihasilkan boiler adalah:

Massa steam (m_s) = 30390,77379 kg/jam

= 68257,67792 lb/jam

Dari persamaan 8-3, Kusnarjo 2010. hal. 108 didapatkan Kapasitas Boiler, (Q):

$$Q = \frac{ms \times (H_g - Hl)}{1000}$$

Dimana:

m_s = massa steam yang dihasilkan oleh boiler (lb/jam)

H_g = entalpi steam pada 28 °F

H_l = entalpi air masuk pada 86 °F

Dari App A.2-9 Geankoplis, hal 859 didapatkan:

$Hl86_{^\circ F}$ = 54,078 Btu/lbm

$Hg86_{^\circ F}$ = 1044,9 Btu/lbm

$Hg260_{^\circ F}$ = 1175,3 Btu/lbm

Jadi :

$$Q = \frac{68257,68 \text{ lb/jam} \times (1175,3 - 54,078) \text{ btu/lb}}{1000}$$

= 34076,02 lb/jam = 15470,513 kg/jam

$$\text{Energi Boiler} = \frac{ms \times (H_g - H_f)}{1044,9 \times 34,5}$$ (Pers. 8-2, Kusnarjo hal.108)

$$= \frac{68257,678 \text{ lb/jam} \times (1175,3 - 54,0780) \text{ btu/lb}}{36049,05}$$

= 945,2682 HP ≈ 487 HP

Panas yang dipidahkan oleh permukaan = 6.10^5 W/m^2 (Perry's. tabel 9.49)

= 190198,44 btu/jam.ft^2

$$\text{Luas permukaan panas (A)} = \frac{34076,0198 \text{ btu/jam}}{190198,4400 \text{ btu/jam.ft}^2}$$

= 0,179160354 ft^2

$$\text{Faktor evaporasi} = \frac{H_g - H_f}{970,3}$$ (Kusnarjo hal.108)

$$= \frac{(1175,34 - 54,078)}{970,3}$$

= 1,1556

Jumlah air yang dibutuhkan = faktor evaporasi × rate steam

= 1,1556 × 68257,6779 lb/jam

= 78877,3992 lb/jam

Bahan bakar yang digunakan fuel oil 33 °API dengan *Heating Value* :

H_v = 132000 btu/lb (Perry's 7th ed. fig. 27-3)

= 76758 kcal/kg

Diperkirakan effisiensi Boiler 80%, maka :

$$\text{Kebutuhan bahan bakar} = \frac{m_s \times (H_g - H_f)}{\text{effisiensi} \times H_v}$$

$$= \frac{68257{,}7 \text{ lb/jam} \times \left(1175{,}3 - 54{,}1 \right) \text{ btu/lb}}{0{,}8 \times 132000 \text{ btu/lb}}$$

$$= 724{,}7608 \text{ lb/jam} = 328{,}749 \text{ kg/jam}$$

Apabila ditetapkan :

- Heating value surface = 10,0 ft^2/Hp boiler
- panjang pipa (L) = 20 ft
- Ukuran pipa = 4 in
- Luas permukaan (at) = 1,178 ft^2/ft (Kern, tabel 10, hal. 844)

Heating surface Boiler = H_v surface × Hp Boiler

= 10,0 ft^2/Hp × 945 Hp

= 9453 ft^2

Jumlah tube yang dibutuhkan :

$$Nt = \frac{A}{at \times L}$$

$$= \frac{9453 \text{ ft}^2}{1{,}178 \text{ ft}^2\text{/ft} \times 20 \text{ ft}}$$

$$= 401{,}2174 \approx 207 \text{ tube}$$

Spesifikasi Boiler

- Tipe : Fire Tube Boiler
- Kapasitas Boiler : 34076,0198 btu/jam
- Rate steam : 68257,6779 lb/jam
- Bahan bakar : Fuel oil 33 °API
- Effisiensi : 80%
- Heating surface : 9453 ft^2
- Jumlah tube : 207 tube
- Ukuran tube : 4 in
- Panjang tube : 20 ft
- Jumlah Boiler : 1 buah

Dari perhitungan diatas, diketahui bahwa jumlah air umpan yang dibutuhkan sebanyak 78877,40 Air umpan boiler disediakan excess 20% sebagai pengganti steam yang hilang, kebocoran akibat dari transmisi diperkirakan 5 % dan faktor keamanan 10% Air umpan boiler disediakan excess 20% sebagai pengganti steam.

Sehingga kebutuhan air umpan boiler sebesar :

Excess 20%

1,2 × 78877,40 lb/jam = 94652,879 lb/jam

Faktor kebocoran 5%

0,05 × 78877,40 lb/jam = 3943,87 lb/jam

Faktor keamanan 10%

0,1 × 78877,40 lb/jam = 7887,7399 lb/jam

Jadi total kebutuhan air umpan boiler adalah :

= 94652,879 + 3943,87 + 7887,7399

= 106484,49 lb/jam = 48301,047 Kg/Jam

B. Air Pendingin

Air pendingin harus diolah terlebih dahulu sebelum digunakan karena mengandun mengandungbahan yang dapat mempengaruhi sistem pada air pendingin. Bahan-bahan yang terkandung didalamnya akan menimbulkan kerak yang dapat menghambat terjadinya perpindahan panas. Untuk hemat dalam pemakaian air, maka iar pendingin yang digunakan didinginkan kembali dan disediakan penambahan 20%.

Air pendingin yang dibutuhkan pada alat-alat sebagai berikut:

Tabel D.1.1. Kebutuhan air pendingin pada peralatan

NO	Nama Peralatan	Kode Alat	Kebutuhan air pendingin (Kg/Jam)
1	Cooler	E-125	17644,23497
2	Kondensor	E-123	17644,23497
TOTAL			**35288,46994**

Direncanakan banyaknya iar pendingin yang disuplay dengan exce 20%

Kebutuhan air pendingin = 1,20 × 35288,47

= 42346,164 Kg/Jam

Make Up air pendingin direncanakan 20% excess maka :

= 1,20 × 42346,164

= 50815,397 Kg/Jam

C Air Sanitasi

Air sanitasi dalam Pra Perancangan pabrik Etil Asetat digunakan untuk keperluan laboratorium, toilet, kamar, kamar mandi, dan pemadam kebakaran. Persyaratan kualitas air sebagai berikut:

a. Syarat fisik

- tidak berwarna, tidak berbau, dan tidak berbusa

- mempunyai suhu dibawah suhu udara
- kekeruhan kurang dari 1 ppm SiO_2
- pH netral

b. Syarat kimia
- tidak mengandung zat-zat kimia beracun
- tidak mengandung zat-zat organik maupun zat anorganik yang tidak larut dalam air seperti PO_4^{-3}, Hg, Cu, dan sebagainya
- tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, dan Hg

c. Syarat bakteriologis
- tidak mengandung bakteri dan kuman, terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat-sifat fisik air.

kebutuhan air sanitasi pada Pra Perancangan Pabrik Etil Asetat adalah sebagai berikut:

1 untuk kebutuhan karyawan

menurut standart WHO kebutuhan air untuk se 120 L/jhari
jumlah karyawan pada pabrik = 180 orang
jam kerja untuk setiap karyawan = 8 jam
jadi kebutuhan air karyawan per jam adalah :

$$120 \quad \text{L/hari} \quad \times \frac{1 \quad \text{Hari}}{24 \quad \text{Jam}} \times \quad 8 \quad \text{Jam} \quad = \quad 40 \quad \text{L}$$

Kebutuhan per jam = 5 L/Jam
kebutuhan air untuk = 180 karyawan
5 L/Jam × 180 = 900 L/Jam
jika densitas air = 995,68 kg/m^3
= 0,9957 kg/L

Maka kebutuhan air sanitasi karyawan :

$$V = \frac{m}{\rho}$$

$$m = V \times \rho$$

= 900 L/Jam × 0,9957 kg/L
= 896,11 kg/jam

2 Untuk laboratorium dan taman

Direncanakan kebutuhan air untuk laboratorium dan taman adalah sebesar 50% dari kebutuhan karyawan. Sehingga kebutuhan air untuk laboratorium dan taman adalah:

40% × 896,11 = 358,4448 kg/jam

Jadi total kebutuhan air untuk karyawan, laboratorium, dan taman:

896,11 + 358,44 = 1254,5568 kg/jam

3 Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air

Air sanitasi untuk pemadam kebakaran dan air cadangan direncanakan sebesar 40% dari kebutuhan air untuk karyawan, laboratorium, dan taman. Sehingga air untuk pemadam kebakaran

40% × 1254,6 = 501,82 Kg/jam

Jadi, total kebutuhan air untuk sanitasi sebesar:

1254,6 + 501,82 = 1756,4 Kg/jam

Kebutuhan air yang harus di supply dalam Pra Perancangan Pabrik Etil Asetat :

NO	Keterangan	Jumlah (Kg/Jam)
1	Air Sanitasi	1756,37952
2	Air Pendingin	50815,39672
3	Air Umpan Boiler	30390,77379
TOTAL		**82962,55002**

Untuk Memnuhi kebutuhan air, maka pada Pra Perancangan Pabrik Etil Asetat direncanakan menggunakan air kawasan. Sebelum digunakan, air kawasan tersebut \masih perlu di proses (Water Pretreatment) untuk memenuhi kebutuhan air sanitasi, umpan boiler, dan air pendingin.

Spesifikasi Alat pada Unit Utilitas

1. Pompa Air Kawasan

Fungsi : Memompa air sungai ke bak penampung air bersih

Type: Centrifugal Pump

Dasar Perencanaan :

- rate aliran = 82962,55 kg/jar = 182899 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft^3 = 1 gr/cm^3
- viskositas (μ) = 0,000538 lb/ft.s = 1,93697 lb/ft.jam

Perhitungan:

Rate volumetrik (Q = $\frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}}$

= $\frac{182899,2378}{62,1581}$

= 2942,4830 ft^3/jam

= 0,817356 ft^3/det

= 305,49285 gpm

Diasumsikan aliran turbulen (N_{re} > 4000), maka :

ID optimal =

ID optimal = $3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$ (Pers. 15, Timmerhauss, hlm. 496)

= $3,9 \times 0,8174^{\#\#\#} \times 62,1581^{0,1}$

Standarisasi ID = 6,0926256 in = 6 in

Sehingga diperoleh : 6 in sch 40 (Geankoplis, App A.5 hlm. 892)

OD = 6,625 in 0,5521 ft

ID = 6,065 in 0,5054 ft

A = 0,2 ft

Laju aliran fluida (V) $= \dfrac{Q}{A}$

$= \dfrac{0,81736}{0,2}$

= 4,0868 ft/det

= 14712 ft/jam

Cek jenis aliran fluida:

$NR_e = \dfrac{D \times V \times \rho}{\mu}$

$= \dfrac{0,5054 \times 4,0868 \times 62,1581}{0,000538}$

= 238621,32

Karena $NR_e > 4000$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Carbon Steel

Sehingga diperoleh :

$\varepsilon = 4,6 \times 10^{-5}$ n = 0,0002 ft (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

$\dfrac{\varepsilon}{D} = \dfrac{0,000157}{0,50542} = 0,0003$

f = 0,007 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

Direncanakan :

a. panjang pipa lurus = 120 ft

b. Elbow, 90˚ = 2 buah

Le/D = 35 (Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93)

L elbow = 35 ID

= 35 × 2 × 0,5054

= 35,379 ft

c. Gate valve = 2 buah (wide open)

Le/D = 9 (Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93)

L elbow = 9 ID

= 9 × 2 × 0,51

= 9,0975 ft

Jadi, total panjang pipa :

ΔL = 120 × 35,379 × 9,0975

= 38623 ft

Menentukan friksion loss

1. Friksi pada kontraksi

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

$(A_2/A_{1)}$ = 0 karena nilai $A_1 > A_2$

= 0,55

hc $= \dfrac{Kc\ v^2}{}$

$$\frac{}{2.\alpha.gc}$$

$$= \frac{0,55 \quad x \quad 0,668}{2 \quad x \quad 1 \; x \quad 32,174} = 0,0057 \text{ lbf.ft/lbm}$$

2. Friksi pada pipa lurus

$$Ff = \frac{4f \times v^2 \times \Delta L}{2.\alpha.gc \quad D}$$

$$= \frac{4 \times 0,007 \times 0,668 \times 38623,436}{2 \times 1 \times 32,174 \times 0,5054}$$

$$= 14,8412 \text{ lbf.ft/lbm}$$

3. Friksi pada ekspansi

$$K\,ex = (1-(A_2/A_1))^2$$

$$= (1-0)^2$$

$$= 1$$

$$h\,ex = \frac{Kex\ v^2}{2.\alpha.gc}$$

$$= \frac{1 \times 0,668}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$$= 0,0104 \text{ lbf.ft/lbm}$$

4. Friksi pada Ellbow 90 = 2 buah

Kf = 0,75 (Turbulen) (Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94)

$$hf = 2 \; \frac{Kf \; x \; v^2}{2.gc}$$

$$= 2 \; \frac{0,75 \times 0,668}{2 \times 32,174}$$

$$= 0,0156 \text{ lbf.ft/lbm}$$

5. Friksi pada Gate Valv 1 buah

Kf = 4,5 (Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94)

$$hf = 1 \; \frac{Kf \; x \; v^2}{2.gc}$$

$$= 1 \; \frac{4,5 \quad x \quad 0,668}{1 \quad x \quad 32,174}$$

$$= 0,1246 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Sehingga

Total friksi : Ff + hc + hex + hf

= 14,8729 lbf.ft/lbm

Menentukan tenaga penggerak pompa :

Dari pers. 2.7-28, Geankoplis, hal. 64

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2.\alpha.gc}\right) + \left(\frac{\Delta Z}{gc}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + Ws = 0$$

Direncanakan :

ΔZ = 80 ft

ΔP = 0 karena P1=P2=1 atm

Δv = 4,0868 ft/detik

α = 1 (aliran turbulen)

$$-Ws = \left(\frac{\Delta v^2}{2.\alpha.gc}\right) + \left(\frac{\Delta Z}{gc}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F$$

$$= \left(\frac{4,0868^{\;2}}{2 \times 1 \times 32,2}\right) + \left(\frac{80}{32,174}\right) + \left(\frac{0}{62,2}\right) + 15$$

$$= 18$$

$$Ws = -17,619$$

Untuk kapasitas (Q) = 305,49 gpm

η pompa = 80% (Timmerhauss, fig. 14-37 hal. 520)

$$Wp = \frac{-\ Ws}{\eta\ pompa} = \frac{17,619}{0,80} = 22,024\ \text{ft lbf/lbm}$$

$$\text{Pump Horse Power} = \frac{(Wp) \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{22,024 \times 0,8174 \times 62,158}{550}$$

$$= 2,0344\ \text{Hp}$$

$$BHP = \frac{\text{Pump HP}}{\eta\ pompa} = \frac{2,0344}{80\%} = 2,54\ \text{Hp}$$

η motor = 85 % = 0,85 (Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521)

$$\text{Daya motor} = \frac{BHP}{\eta\ motor}$$

$$= \frac{2,034}{0,85}$$

$$= 2,3934\ \text{Hp} \approx 1\ \text{Hp}$$

» Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 2 Hp
- Bahan : *Carbon Steel*
- Jumlah : 1 buah

2 Bak Air Bersih

Fungsi : Menampung air bersih untuk didistribusikan ke proses selanjutnya

Dasar perencanaan :

- Rate aliran = 82963 kg/jam = 182899 lb/jam
- Densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft^3

Perhitungan :

$$\text{Rate volumetrik (Q)} = \frac{\text{rate liquid}}{\rho\ \text{liquid}}$$

$$= \frac{182899{,}2378 \text{ lb/jam}}{62{,}1581 \text{ lb/ft}^3}$$

= 2942,4830 ft^3/jam

= 83,3223 m^3/jam

Waktu tinggal = 24 jam

Volume air = rate volume × waktu tinggal

= 83,3223 m^3/ja × # jam

= 1999,7350 m^3

Volume liquid = 80% volume bak, sehingga :

$$\text{Volume bak} = \frac{1999{,}7350}{0{,}8} \text{ m}^3$$

= 2499,6687 m^3

Bak berbentuk persegi panjang dengan ratio :

Panjang : Lebar : Tinggi = 5 3 2

Volume bak = 5 m × 3 m × 2 m

= 30 m

Sehingga :

Volume bak = 30 x^3

2499,6687 = 30 x^3

x = 4,3677 m

Jadi dimensi bak sendimentasi :

Panjang = 5 × 4,3677 m = 21,8 m

Lebar = 3 × 4,3677 m = 13,1 m

Tinggi = 2 × 4,3677 m = 8,7 m

Spesifikasi bak air bersih :

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 22 m
- Lebar : 13 m
- Tinggi : 9 m
- Bahan : Beton Bertulang
- Jumlah : 1 buah

3 Pompa Air Bersih

Fungsi : Memompakan air dari bak penampungan air bersih untuk didistribusika treatment air umpan boiler, air pendingin, dan air proses (kation dan anion exchanger)

Type : Centrifugal Pump

Dasar perencanaan :

- rate aliran = 82962,55 kg/ja = 182899 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft^3 = 1 gr/cm^3
- viskositas (μ) = 0,000538 lb/ft.s = 1,93697 lb/ft.jam

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q) $= \dfrac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}}$

$= \dfrac{182899{,}2378}{62{,}1581}$

= 2942,4830 ft^3/jam

= 0,817356 ft^3/det

= 305,49285 gpm

Diasumsikan aliran turbulen ($N_{Re} > 4000$), maka :

ID optimal = $3{,}9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$

ID optimal = $3{,}9 \times (0{,}82)^{0,5} \times (62{,}1581)^{0,1}$

= 6,1 in ≈ 6 in

Standarisasi ID = 6 in sch 40

Sehingga diperoleh : (Geankoplis, APP A-5, Hal 892)

OD = 6,625 in = 0,5521 ft

ID = 6,065 in = 0,5054 ft

A = 0,2 ft^2

Laju aliran fluida (V) $= \dfrac{Q}{A}$

$= \dfrac{0{,}8174 \text{ ft}^3\text{/detik}}{0{,}20000 \text{ ft}^2}$

= 4,0868 ft/detik

= 14712,415 ft/jam

Cek jenis aliran fluida :

$N_{Re} = \dfrac{D \times V \times \rho}{\mu}$

$= \dfrac{0{,}5054 \times 4{,}0868 \times 62{,}1581}{0{,}000538}$

= 238618,896

Karena $NR_e > 4000$, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah Carbon Steel

Sehingga diperoleh :

$\varepsilon = 4{,}6 \times 10^{-5}$ m = 0,0002 ft (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

$\dfrac{\varepsilon}{D} = \dfrac{0{,}000157}{0{,}50541} = 0{,}0003$

f = 0,004 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

Direncanakan :

a. panjang pipa lurus = 120 ft

b. Gate valve = 3 buah (wide open)

Le/D = 9 (Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93)

L elbow = 9 ID

= 9 × 3 × 0,51

= 13,646 ft

c. Tee = 1 buah (half open)

Le/D = 50 (Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93)

L elbow = 50 ID

= 50 × 1 × 0,51

= 25,271 ft

Jadi, total panjang pipa :

ΔL = 120 + 13,6 + 25,3

= 158,92 ft

Menentukan friksion loss

1. Friksi pada kontraksi

Kc = 0,55 x (1-(A_2/A_1))

(A_2/A_1 = 0 karena nilai $A_1 > A_2$)

= 0,55

$$hc = \frac{Kc\ v^2}{2.\alpha.gc}$$

$$= \frac{0{,}55 \quad x \quad 16{,}70}{2 \quad x \quad 1\ x \quad 32{,}174} = 0{,}1428 \quad \text{lbf.ft/lbm}$$

2. Friksi pada pipa lurus

$$Ff = \frac{4f \times v^2 \quad \times \quad \Delta L}{2.\alpha.gc \quad D}$$

$$= \frac{4 \quad x \quad 0{,}004 \quad x \quad 16{,}702 \quad x \quad 158{,}9167}{2 \quad x \quad 1\ x \quad 32{,}174 \quad x \quad 0{,}5054}$$

= 1,3058 lbf.ft/lbm

3. Friksi pada ekspansi

K ex = $(1-(A_2/A_1))^2$

= $(1-0)^2$

= 1

$$h\ ex = \frac{Kex\ v^2}{2.\alpha.gc}$$

$$= \frac{1 \quad x \quad 16{,}702}{2 \quad x \quad 1\ x \quad 32{,}174}$$

= 0,2596 lbf.ft/lbm

4. Friksi pada Elbow 2 buah

Kf = 0,75 (Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94)

$$hf = 2 \ \frac{Kf\ x\ v^2}{2.gc}$$

$$= 2 \ \frac{0{,}75 \quad x \quad 16{,}702}{2 \quad x \quad 32{,}174}$$

= 0,3893 lbf.ft/lbm

5. Friksi pada Gate v 1 buah

Kf = 4,5 (Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94)

$$hf = 1 \; \frac{Kf \text{ x } v^2}{2.gc}$$

$$= 1 \; \frac{4{,}5 \text{ x } 16{,}702}{2 \text{ x } 32{,}174}$$

= 1,1680 lbf.ft/lbm

6. Friksi pada Tee 1 buah

Kf = 1 (Tabel 2.10-2, Geankoplis, hal. 94)

$$hf = 1 \; \frac{Kf \text{ x } v^2}{2.gc}$$

$$= 1 \; \frac{1 \text{ x } 16{,}702}{2 \text{ x } 32{,}174}$$

= 0,2596 lbf.ft/lbm

Sehingga

Total fril ΣF) = Ff + hc + h eks + hf

= 3,525 lbf.ft/lbm

Menentukan tenaga penggerak pompa

Dari pers. 2.7-28, Geankoplis, hal. 64

$$\left(\frac{\Delta V^2}{2.\alpha.gc}\right) + \left(\frac{\Delta Z}{gc}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + Ws = 0$$

Direncanakan :

ΔZ = 30 ft

ΔP = 0

Δv = 0,8174 ft/detik

α = 1 (aliran turbulen)

$$- Ws = \left(\frac{\Delta v^2}{2.\alpha.gc}\right) + \left(\frac{\Delta Z}{gc}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F$$

$$= \left(\frac{0{,}8174^{\;2}}{2 \times 1 \times 32{,}2}\right) + \left(\frac{30}{32{,}174}\right) + \left(\frac{30}{62{,}2}\right) + 3{,}5$$

= 4,9504

Ws = -4,9504

Untuk kapasitas (Q) = 305,49 gpm

η pompa = 80% (Timmerhauss, fig. 14-37 hal. 520)

$$Wp = \frac{- \; Ws}{\eta \text{ pompa}} = \frac{4{,}950}{0{,}80} = 6{,}188 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\text{Pump Horse Power} = \frac{(Wp) \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{6{,}1880 \times 0{,}8174 \times 62{,}16}{550}$$

= 0,5716 Hp = 1 Hp

BHP = $\frac{\text{Pump HP}}{\eta\ \text{pompa}} = \frac{0{,}5716}{72\%}$ = 0,79 Hp

η motor = 80 % = 0,8 (Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521)

Daya motor = $\frac{\text{BHP}}{\eta\ \text{motor}}$

= $\frac{0{,}572}{0{,}80}$

= 0,7145 Hp ≈ 1 Hp

» Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 1 Hp
- Bahan : Carbon Steel
- Jumlah : 1 buah

4. Kation Exchanger (D-210 A)

Fungsi : Menghilangkan ion-ion positif yang dapat menyebabkan kesadahan air. Resin yang digunakan adalah (RSO_3H^+).

1 m^3 Resin = Menghilangkan 6500 - 9000 gr hardness

Direncanakan memakai resin sebesar = 7000 g/m^3

= 0,437 lb/ft^3

Bahan = Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316

Asumsi kesadahan TDS

Total Katior = 50 mg/L

= 0,0031 lb/ft^3

Dasar Perencanaan :

Rate aliran = 81206,171 kg/jam = 179027,12 lb/jam

Densitas = 62,1581 lb/ft^3

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q) = $\frac{\text{rate liquid}}{\rho\ \text{liquid}}$

= $\frac{179027{,}1235\ \text{lb/jam}}{62{,}1581\ \text{lb/ft}^3}$

= 2880,19 ft^3/jam

= 0,8001 ft^3/detik

= 376,393 gpm

Menentukan kapasitas resin:

$V_R = \frac{Q.t.TDS.15{,}45}{TEC.35{,}34.\eta}$ (Pure water care, hal.2)

$V_R = \frac{Q.t.TDS.\ 0{,}4372}{TEC.\eta}$

V_P = Q.t

$$V_R = \frac{V_P.TDS.0{,}4372}{TEC.\eta}$$

Volume kation

$$V_R = \frac{0{,}8001 \times 24 \times 0{,}00312 \times 0{,}4372}{0{,}43695 \times 90\%}$$

= 0,0666 ft^3

= 1,8865 L

Diambil volume resin V_R = 1,8865 L

(Untuk lama waktu siklus 24 jam)

Sehingga untuk lama waktu siklus 1 tahun dibutuh resin sebanyak:

V_R = 1,8865 L x 330 hari

= 623 L

= 0,623 m^3

Direncanakan :

- tangki berbentuk silinder
- kecepatan air = 5 gpm/ft^2
- tinggi bed = 2 m = 6,5616 ft

$$\text{uas penampang tangk} = \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{kecepatan air}}$$

$$= \frac{376{,}393 \text{ gpm}}{5 \text{ gpm/ft}^2}$$

= 75,279 ft^2

Volume bed = luas × tinggi

= 75,279 × 6,5616

= 493,948 ft^3 = 13,9871 m^3

Diameter *bed* ,

Luas = π/4 × D^2

75,279 ft^2 = 0,7850 × D^2

D = 9,7927 ft

Direncanakan H/D = 1,5

H = 1,5 × D

= 1,5 × 9,7927 ft

= 14,6890 ft

Volume tangki

V = H × A = 14,6890 ft × 75,279 ft^2

= 1105,7656 ft^3

Diasumsikan : tiap galon air mengandung 3 *Grain Hardness,* maka:

Kandungan kation = 376,393 gpm × 3

= 1129,18 grains/menit

= 67750,7 grains/jam

Hardness sebanyak = 13,99 m^3 × 7000 g/m^3

= 97909,792 gram

= ######### grain

Umur Resin $= \frac{\#\#\#\#\#\#\#\#\#}{67750,67} =$ 22,301823 jam

Jadi setelah 22,3 jam, resin harus segera diregenerasi dengan menambahkan asam sulfat atau asam klorida.

Spesifikasi Kation Exchanger

- Bahan kontruksi : SS SA 240 Grade M Type 316
- Diameter : 9,7927 ft
- Tinggi : 14,6890 ft
- Jumlah : 1

5 Anion Exchanger

Fungsi : Untuk menghilangkan ion-ion negatif yang menyebabkan kesadahan air Resin yang digunakan adalah $RCH_2N(CH_3)_3OH$.

Direncanakan memakai resin sebesar = 7000 g/cm^3

= 0,437 lb/ft^3

Bahan = Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316

Asumsi kesadahan TDS

Total Anion = 50 mg/L

= 0,0031 lb/ft^3

Dasar perencanaan :

Rate aliran = 81206 kg/jam = 179027,12 lb/jam

Densitas = 62,1581 lb/ft^3

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q) $= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}}$

$= \frac{179027,1235 \text{ lb/jam}}{62,1581 \text{ lb/ft}^3}$

= 2880,19 ft^3/jam

= 0,8001 $ft^3/detik$

= 376,39 gpm

Penentuan kapasitas resin:

$V_R = \frac{Q.t.TDS.15,45}{TEC.35,34.\eta}$ (Pure water care, hal.2)

$V_R = \frac{Q.t.TDS.\ 0,4372}{TEC.\eta}$

V_P = Q.t

$$V_R = \frac{V_P.TDS.0,4372}{TEC.\eta}$$

Volume anion

$$V_R = \frac{0,8001 \quad x \quad 24 \quad x \quad 0,0031 \quad x \quad 0,4372}{0,4370 \quad x \quad 85\%}$$

= 0,0705 ft^3

= 1,9975 L

Diambil volume resin = 1,9975 L

(Untuk lama waktu siklus 24 jam)

Sehingga untuk lama waktu siklus 1 tahun dibutuhkan resin sebanyak :

V_R = 1,997 L x 330 hari

= 659 L

= 0,6592 m^3

Direncanakan :

- tangki berbentuk silinder
- Kecepatan air = 5 gpm/ft^2
- tinggi bed = 2 m = 6,5616 ft

uas penampang tangk = $\frac{\text{rate volumetrik}}{\text{kecepatan air}}$

= $\frac{376,393 \quad gpm}{5 \quad gpm/ft^2}$

= 75,279 ft^2

Volume bed = luas × tinggi

= 75,279 × 6,5616

= 493,95 ft^3 = 13,9871 m^3

Diameter bed ,

Luas = π/4 × D^2

75,279 ft^2 = 0,7850 × D^2

D = 9,7927 ft

Direncanakan H/D = 1,5

H = 1,5 × D

= 1,5 × 9,7927 ft

= 14,6890 ft

Volume tangki

V = H × A = 14,6890 ft × 75,279 ft^2

= 1105,8 ft^3

Diasumsikan : tiap galon air mengandung 3 *Grain Hardness* , maka :

Kandungan kation = 376,3926 gpm × 3

= 1129,1779 grains/menit

= 67750,6715 grains/jam

Hardness sebanyak = 13,99 m^3 × 7000 g/m^3

= 97909,79191 gram

= 1510963,4907 grain

Umur Resin $= \dfrac{1510963{,}4907}{67750{,}6715} =$ 22,302 jam

Jadi setelah 22,302 jam, resin harus segera diregenerasi dengan menambahkan asam sulfat atau asam klorida.

Spesifikasi Anion Exchanger

- Bahan konstruksi : SS SA 240 Grade M Type 316
- Diameter : 9,79266 ft
- Tinggi : 14,68899 ft
- Jumlah : 1

6 Bak Air Lunak

Fungsi : Menampung air lunak untuk didistribusikan ke air umpan, boiler dan air pendingin

Dasar Perencanaan :

- rate aliran = 81206 kg/jar = 179027,12 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft^3 = 1 gr/cm^3
- viskositas (μ) = 0,00054 lb/ft.s = 1,936967 lb/ft.jam

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q) $= \dfrac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}}$

$= \dfrac{179027{,}1 \text{ lb/jam}}{62{,}158 \text{ lb/ft}^3}$

= 2880,1884 ft^3/jam

= 81,5583 m^3/jam

Waktu tinggal = 3 jam

Volume air = rate volumetrik x waktu tinggal

= 81,56 $m^3/jaı$ x 3 jam

= 244,67 m^3

Volume liquid = 80% volume bak

Volume bak $= \dfrac{244{,}6749}{80\%}$ m^3

= 305,84361 m^3

Bak berbentuk persegi panjang dengn ratio :

Panjang : Lebar : Tinggi = 6 x 4 x 3

Volume Bak = 6 m x 4 m x 3 m

= 72 m^3

Sehingga :

Volume bak = 72 x^3

305,84361 m^3 = 72 x^3

x = 1,620 m

Dimensi bak air lunak :

Panjang = 6 x 1,620 m = 9,7172 ≈ 10 m

Lebar = 4 x 1,620 m = 6,4781 ≈ 5 m

Tinggi = 3 x 1,620 m = 4,8586 ≈ 4 m

Spesifikasi Bak Air Lunak

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 10 m
- Lebar : 5 m
- Tinggi : 4 m
- Bahan : Beton bertulang
- Jumlah : 1 Buah

7 Pompa Air Lunak

Fungsi : Memompakan air menuju daerator, bak umpan boiler

Type : *Centrifugal Pump*

Dasar Perencanaan :

- rate aliran = 81206,171 kg/jar = 179027 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft^3 = 1 gr/cm^3
- viskositas (μ) = 0,000538 lb/ft.s = 1,9370 lb/ft.jam

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q $= \dfrac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}}$

$= \dfrac{179027{,}1 \text{ lb/jam}}{62{,}1581 \text{ lb/ft}^3}$

= 2880,1884 ft^3/jam

= 0,800 ft^3/detik

= 359,111 gpm

Diasumsikan aliran turbulen (N_{Re} > 4000), maka :

ID optimal = $3{,}9 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$ (Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496)

= $3{,}9 \text{ x } 0{,}80^{0{,}5} \text{ x } 62{,}158^{0{,}13}$

= 6,0342 in

= 6 in

Standarisasi ID = 6 in sch 40 (Geankoplis, APP A-5, Hal 892)

Sehingga diperoleh:

OD = 6,625 in = 0,5521 ft

ID = 6,065 in = 0,5054 ft

A = 0,2006 ft^2

Laju aliran fluida (V) $= \dfrac{Q}{A}$

$= \dfrac{0,800}{0,2006}$

= 3,9883 ft/detik

= 14357,9 ft/jam

Cek jenis aliran fluida

$N_{Re} = \dfrac{D \times V \times \rho}{\mu}$

$= \dfrac{6 \quad x \quad 3,9883 \quad x \quad 62,158}{0,000538}$

= 2764502,211

Karena N_{Re} > 4000, maka jenis aliran fluida adalah laminar

Ditentukan bahan pipa adalah *Commersial Steel*

Sehingga diperoleh :

ε = 4,6 x 10^{-5} m = 0,0002

(Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

$\dfrac{\varepsilon}{D} = \dfrac{0,0001509}{6,0650} = 0,00002$

f = 0,004 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

D. Menentukan panjang pipa

Asumsi

a. Panjang pip = 120 ft

b. Gate valve = 3 buah (wide open)

Le/D = 9 (Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93)

L elbow = 9 ID

= 9 × 3 × 0,505

= 13,646 ft

c. Tee = 1 buah (half open)

Le/D = 50 (Tabel 2.10-1, Geankoplis, hal. 93)

L elbow = 50 ID

= 50 × 1 × 0,505

= 25,271 ft

Jadi, total panjang pipa :

ΔL = 120 + 13,6 + 25,3

= 158,92 ft

Menentukan *friction loss*

1. Friksi pada kontraksi

hc = 0,55 x (1 − A_2) x v_2 ^{2}

$h_c = 0,55 \times (1 - \frac{}{A_1}) \times \frac{}{2\ \alpha\ g_c}$

(Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93)

$= 0,55 \times (1 - 0) \times \frac{3,9883^2}{2 \times 1 \times 32,174}$

$= 0,136$ lbf.ft/lbm

2. Friksi pada pipa lurus

$F_f = 4f \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c}$ (Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 89)

$= 4 \times 0,004 \times \frac{158,917}{0,5054} \times \frac{3,9883^2}{2 \times 32,174}$

$= 1,2436$ lbf.ft/lbm

3. Friksi pada ekspansi (Geankoplis, Pers.2-10.15 Hal 93)

$hex = (1 - \frac{A_2}{A_1})^2 \times \frac{v_2^2}{2\ \alpha\ g_c}$

$= (1 - 0)^2 \times \frac{3,9883^2}{2 \times 1 \times 32,174}$

$= 0,2472$ lbf.ft/lbm

4. Friksi pada Elbow 90 2 buah

$K_f = 0,75$ (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$hf = 2Kf \frac{v^2}{2g_c}$ (Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

$= 2 \times 0,75 \times \frac{3,9883^2}{2 \times 32,174}$

$= 0,37079$ lbf.ft/lbm

5. Friksi pada Gate valv 2 buah

$K_f = 0,17$ (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$hf = 2\ Kf \frac{v^2}{2g_c}$ (Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 93)

$= 2 \times 0,17 \times \frac{3,9883^2}{2 \times 32,174}$

$= 0,08405$ lbf.ft/lbm

6. Globe valve, 1 buah

$Kf = 6$ (Geankoplis, tabel 2.10-2, p. 99)

$hf = 6 \frac{v^2}{2.gc}$

$= 6 \times \frac{3,9883}{64,348}$

$= 0,3719$ lbf.ft/lbm

Sehingga :

Total friksi (∑F) = hc + F_f + hex + ∑hf

= 0,136 + 1,24 + 0,25 + 0,82672

= 2,4535 lbf.ft/lbm

Direncanakan:

ΔZ = 75 ft

ΔP = 0 lb/ft^2 (Karena P_1=P_2)

v_1 = 0 ft/s

v_2 = 3,99 ft/s

α = 1 (aliran turbulen)

Sehingga Mechanical energy balance :

$$\frac{V_2^2 - V_1^2}{2.\alpha.gc} + \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F + Ws = 0$$

(Geankoplis, Pers.2-7.28 Hal 68)

$$\frac{15{,}9065 - 0}{2 \times 1 \times 32{,}2} + \frac{75{,}00}{32{,}17} + 0 + 2{,}453 = -Ws$$

- Ws = 5,032

Ws = -5,032 lbf.ft/lbm

Dari figure 14.37, Halaman 520 Petters & Timmerhouse didapatkan:

Efisiensi pompa (η) = 72%

Ws = - η Wp

-5,0318 = - 0,72 Wp

Wp = 6,99 lbf.ft/lbm

Pump horsepower = $\frac{Wp \times Q \times \rho}{550}$

= $\frac{6{,}99 \quad x \quad 0{,}800 \quad x \quad 62{,}158}{550}$

= 0,6319 Hp

BHP = $\frac{\text{Pump HP}}{\text{h motor}}$

= $\frac{0{,}6319}{0{,}7200}$

= 0,8776 Hp

η motor = 85% (Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521)

= 0,85

Daya motor = $\frac{BHP}{\eta \text{ motor}}$

= $\frac{0{,}878}{0{,}85}$

= 1,0325 Hp ≈ 1 Hp

Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump

- Daya pompa : 1 Hp
- Bahan : *Commersial Steel*
- Jumlah : 1 buah

8 Daerator

Fungsi : Untuk menghilangkan gas dalam air umpan boiler

Type : Silinder Horizontal

Dasar Perencanaan

- rate aliran = 30390,77 kg/ja = 66999 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft^3 = 1 gr/cm^3
- viskositas (μ) = 0,000538 lb/ft.s = 1,9370 lb/ft.jam

Perhitungan:

Rate volumetrik (Q $= \dfrac{\text{rate liquid}}{\rho\ \text{liquid}}$

$= \dfrac{66999,50}{62,1581}$

= 1077,9 ft^3/jam

= 30,665 m^3/detik

Waktu tinggal = 1 jam

Volume air = Rate volumetri x Waktu tinggal

= 1077,88796 x 1

= 1077,88796 ft^3

Volume liquid = 80% Volume bak

Volume tangki $= \dfrac{1077,8880}{80\%}$

= 1347,4 ft^3

Menentukan dimensi tangki

Volume tangki = 1/4 p Di^2 Ls

Diasumsikan, L = 1.5Di

Sehingga:

Volume tangki = 1/4 p Di^2 Ls

1347,36 ft^3 = 1/4 x 3.14 x $(Di)^2$ x 1.5Di

1347,36 ft^3 = 1,1775 Di^3

Di^3 = 1144,3 ft^3

Di = 10,459 ft

Jadi, tinggi tangki adalah

Ls = 10,4594193

= 15,6891 ft

Menentukan tinggi tutup (h)

h = 0.196Di

= 0.196 x 10,459

= ###### ft

Sehingga, total tinggi tangki ad = Ls + 2(h)
= #VALUE! ft

Spesifikasi Alat:

Bentuk = Silinder Horizontal
Tinggi = ###### ft
Di = 10,459 ft
Bahan = Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316
Jumlah = 1 buah

9 Bak Air Umpan Boiler

Fungs : Menampung air umpan boiler dari dearator untuk didistribusikan ke boiler

Dasar Perencanaan :

- rate aliran = 30390,77 kg/jar = 66999 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft^3 = 1 gr/cm^3
- viskositas (μ) = 0,000538 lb/ft.s = 1,9370 lb/ft.jam

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q $= \frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}}$

$= \frac{66999{,}50 \text{ lb/jam}}{62{,}158 \text{ lb/ft}^3}$

= 1077,888 ft^3/jam

= 30,523 m^3/jam

Waktu tinggal = 4 jam

Volume air = rate volumetrik x waktu tinggal

= 30,52 m^3/ja x 4 jam

= 122,09 m^3

Volume liquid = 80% volume bak

Volume bak $= \frac{122{,}090}{80\%}$ m^3

= 152,613 m^3

Bak berbentuk persegi panjang dengn ratio :

Panjang : Lebar : Tinggi = 6 x 4 x 3

Volume Bak = 6 m x 4 m x 3 m

= 72 m^3

Sehingga :

Volume bak = 72 m^3

152,613 m^3 = 72 m^3

m = 1,285 m

Dimensi bak air lunak :

Panjang = 6 x 1,285 m = 7,7073 ≈ 8 m

Lebar = 4 x 1,285 m = 5,1382 ≈ 5 m

Tinggi = 3 x 1,285 m = 3,8537 ≈ 4 m

Spesifikasi Bak Air Umpan Boiler

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 8 m
- Lebar : 5 m
- Tinggi : 4 m
- Bahan : Beton bertulang
- Jumlah : 1 Buah

10 Pompa air umpan boiler ke boiler

Fungsi : Memompakan air umpan menuju Boiler

Type : *Centrifugal Pump*

Dasar Perencanaan :

- rate aliran = 30390,77 kg/jar = 66999 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft^3 = 1 gr/cm^3
- viskositas (μ) = 0,000538 lb/ft.s = 1,9370 lb/ft.jam

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q $= \dfrac{\text{rate liquid}}{\rho\ \text{liquid}}$

$= \dfrac{66999{,}50\ \text{lb/jam}}{62{,}1581\ \text{lb/ft}^3}$

= 1077,888 ft^3/jam

= 0,299 ft^3/detik

= 134,395 gpm

Diasumsikan aliran turbulen (N_{Re} > 2100), maka :

ID optimal $= 3{,}9 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$ (Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496)

$= 3{,}9 \text{ x } 0{,}30^{\ 0{,}5} \text{ x } 62{,}1581^{\ 0{,}1}$

= 3,8774 in

= 4 in

Standarisasi ID = 4 in sch 40 (Kern, Table 11 hal 844)

Sehingga diperoleh :

OD = 4,50 in = 0,375 ft

ID = 4,026 in = 0,3355 ft

A = 12,7 ft^2

Laju aliran fluida ($= \dfrac{Q}{A}$

$= \dfrac{0{,}299}{12{,}7}$

= 0,0236 ft/detik

= 84,873 ft/jam

Cek jenis aliran fluida :

$N_{Re} = \dfrac{D \times V \times \rho}{\mu}$

$= \dfrac{0{,}3355 \ \text{x} \ 0{,}0236 \ \text{x} \ 62{,}158}{0{,}000538}$

= 913,77264

Karena N_{Re} < 2100, maka jenis aliran fluida adalah laminar

Ditentukan bahan pipa adalah Commersial Steel

Sehingga diperoleh :

$\varepsilon = 4{,}6 \ \text{x} \ 10^{-5}$ m = 0,0002 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

$\dfrac{\varepsilon}{D} = \dfrac{0{,}0001509}{4{,}0260} = 0{,}00004$

f = 0,0025 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

Menentukan panjang pipa

Asumsi

a. Panjang pip = 120 ft

b. Elbow 90° = 2 buah
   Le/D = 35 ID
   Le = 35 × 2 × 0,3355
   = 281,82 ft
   = 3381,8 in

c. Gate valve = 1 buah
   Le/D = 9 ID
   Le = 9 × 1 × 0,3355
   = 36,234 ft
   = 434,81 in

Panjang pipa total = Pipa luru + Elbow 90 + Gate valv
= 120 + 281,82 + 36,234
= 438,05 ft
= 5256,7 in

Menentukan *friction loss*

1. Friksi pada kontraksi

$$hc = 0{,}55 \ \text{x} \ \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \ \text{x} \ \frac{v_2^{\ 2}}{2 \ \alpha \ g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93)

$$= 0{,}55 \ \text{x} \ (1 - 0) \ \text{x} \ \frac{0{,}0236^{\ 2}}{2 \ \text{x} \ 1 \ \text{x} \ 32{,}174}$$

= 0,0000048 lbf.ft/lbm

2. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = 4f \ \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 89)

$$= 4 \ \text{x} \ 0{,}0025 \ \text{x} \ \frac{438{,}054}{4{,}0260} \ \text{x} \ \frac{0{,}0236^{\ 2}}{2 \ \text{x} \ 32{,}174}$$

= 0,000009 lbf.ft/lbm

3. Friksi pada ekspansi (Geankoplis, Pers.2-10.15 Hal 93)

$$hex = \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)^2 \times \frac{v_2^{\;2}}{2\ \alpha\ \ g_c}$$

$$= (\ 1 -\ 0\ )^2 \times \frac{0{,}0236^{\;2}}{2 \times 1 \times 32{,}174}$$

$$= 0{,}0000086 \quad \text{lbf.ft/lbm}$$

4. Friksi pada Elbow 90 2 buah

K_f = 0,75 (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$$hf = 2Kf\ \frac{v^2}{2g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

$$= 2 \times 0{,}75 \times \frac{0{,}0236^{\;2}}{2 \times 32{,}2}$$

$$= 0{,}0000130 \quad \text{lbf.ft/lbm}$$

5. Friksi pada Gate valv 2 buah

K_f = 0,17 (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$$hf = 2\ Kf\ \frac{v^2}{2g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 93)

$$= 2 \times 0{,}17 \times \frac{0{,}0236^{\;2}}{2 \times 32{,}2}$$

$$= 0{,}0000029 \quad \text{lbf.ft/lbm}$$

Sehingga :

Total friksi (∑F) $= hc + F_f + hex + \sum hf$

$= 4{,}8E\text{-}06 + 0 + 0 + 0{,}00002$

$= 3{,}868E\text{-}05$ lbf.ft/lbm

Direncanakan:

ΔZ = 50 ft

ΔP = 0 lb/ft^2 (Karena P_1=P_2)

v_1 = 0 ft/s

v_2 = 0,02 ft/s

α = 0,5 (aliran laminar)

Sehingga Mechanical energy balance :

$$\frac{V_2^{\;2} - V_1^{\;2}}{2.\alpha.gc} + \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F + Ws = 0$$

(Geankoplis, Pers.2-7.28 Hal 68)

$$\frac{0{,}0006 - 0}{2 \times 1 \times 32{,}2} + \frac{50}{32{,}17} + 0 + 0{,}00004 = -\,Ws$$

- Ws = 1,554

Ws = -1,554 lbf.ft/lbm

Dari figure 14.37, Halaman 520 Petters & Timmerhouse didapatkan:

Efisiensi pompa (η = 64%

Ws = - η Wp

-1,5541 = - 0,64 Wp

Wp = 2,43 lbf.ft/lbm

Pump horsepower $= \dfrac{Wp \times Q \times \rho}{550}$

$= \dfrac{2{,}43 \quad x \quad 0{,}299 \quad x \quad 62{,}158}{550}$

= 0,0822 Hp

BHP $= \dfrac{\text{Pump HP}}{\text{h motor}}$

$= \dfrac{0{,}0822}{0{,}64}$

= 0,1284 Hp

η motor = 80% (Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521)

= 0,80

Daya motor $= \dfrac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}}$

$= \dfrac{0{,}128}{0{,}80}$

= 0,1605 Hp ≈ 1 Hp

Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 1 Hp
- Bahan : *Commersial Steel*
- Jumlah : 1 buah

11. Boiler

(Lihat pada point A. Unit Penyediaan Steam)

12 Bak air pendingin

Fungs : Untuk menampung air pendingin guna didistribusikan ke peralatan

Dasar Perencanaan :

- rate aliran = 50815,397 kg/jar = 112028 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft^3 = 1 gr/cm^3
- viskositas (μ) = 0,000538 lb/ft.s = 1,93697 lb/ft.jam

Rate Volumetrik (Q $= \dfrac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}}$

$= \dfrac{112027{,}6236}{62{,}1581}$

= 1802,300 ft^3/jam

= 51,034983 m^3/jam

Waktu tinggal = 12 jam

Volume air = Rate volumetri x Waktu tinggal

= 51,0350 x 12

= 612,4198 m^3

Volume liquid = 80% Volume bak

Volume bak = $\frac{612,42}{80\%}$

= 765,52 m^3

Bak berbentuk persegi panjang

Panjang : Lebar : Ting = 6 x 4 x 3

Volume bak = 72 m^3

Sehingga

Volume bak = 72

765,52475 = 72 x^3

x^3 = 10,6 m^3

x = 2,2 m

Jadi, dimensi bak sedimentasi adalah:

Panjang = 6 x 2,2 = 13,194 = 13 m

Lebar = 4 x 2,2 = 8,7957 = 9 m

Tinggi = 3 x 2,2 = 6,5968 = 7 m

Spesifikasi Alat:

Bentuk = Persegi panjang

Panjang = 13 m

Lebar = 9 m

Tinggi = 7 m

Bahan = Beton bertulang

Jumlah = 1 buah

13. Pompa Air Pendingin

Fungsi : Untuk memompa air pendingin ke peralatan

Type : *Centrifugal Pump*

Dasar Perencanaan :

- rate aliran = 50815,40 kg/ja = 112028 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft^3 = 1 gr/cm^3
- viskositas (μ) = 0,000538 lb/ft.s = 1,9370 lb/ft.jam

Perhitungan :

ate volumetrik (Q = $\frac{\text{rate liquid}}{\rho\ \text{liquid}}$

= $\frac{112027,62\ \text{lb/jam}}{62,158\ \text{lb/ft}^3}$

= 1802,3004 ft^3/jam

= 0,501 $ft^3/detik$

= 224,717 gpm

Diasumsikan aliran turbulen (N_{Re} > 2100), maka :

ID optimal = $3{,}9 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$

= $3{,}9 \text{ x } 0{,}50^{0{,}5} \text{ x } 62{,}158^{0{,}13}$

= 4,8866 in

= 5 in (Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496)

Standarisasi ID = 5 in sch 40 (Geankoplis, APP A-5, Hal 892)

Sehingga diperoleh :

OD = 5,56 in = 0,4636 ft

ID = 5,047 in = 0,4206 ft

A = 0,1390 ft^2

Laju aliran fluida (V) = $\frac{Q}{A}$

= $\frac{0{,}501}{0{,}14}$

= 3,6017 ft/detik

= 12966 ft/jam

Cek jenis aliran fluida

N_{Re} = $\frac{D \times V \times \rho}{\mu}$

= $\frac{0{,}4206 \text{ x } 3{,}60 \text{ x } 62{,}158}{0{,}000538}$

= 174999,4

Karena N_{Re} > 4000, maka jenis aliran fluida adalah turbulen

Ditentukan bahan pipa adalah *Commersial Steel*

Sehingga diperoleh :

$\varepsilon = 4{,}6 \text{ x } 10^{-5}$ m = 0,0002 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0{,}0001509}{0{,}4206}$ = 0,00036

f = 0,0035 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

Direncanakan :

a. Panjang pipa lurus = 100 ft

b. elbow 90° = 2 buah

Le/D = 35 (Geankoplis,Tabel 2-10.1 Hal 93)

Le = 35 ID

= 35 x 2 x 0,4206 ft

= 29,441 ft

c. Gate valve = 2 buah (wide open)

Le/D = 9 (Geankoplis,Tabel 2-10.1 Hal 93)

Le = 9 ID

$= 9 \times 2 \times 0,4206$ ft

$= 7,5704$ ft

d. Panjang pipa total = Pipa luru + elbow 90 + gate valve

$= 100 + 29,4406 + 7,5704$

$= 137,011$ ft

$= 1644$ in

Menentukan *friction loss*

1. Friksi pada kontraksi

$$hc = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \times \frac{v_2^{\,2}}{2\ \alpha\ g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93)

$$= 0,55 \times (1 - 0) \times \frac{3,6017^{\,2}}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$= 0,1109$ lbf.ft/lbm

2. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = 4f\ \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 89)

$$= 4 \times 0,0035 \times \frac{100}{0,4206} \times \frac{3,6017^{\,2}}{2 \times 32,174}$$

$= 0,671065$ lbf.ft/lbm

3. Friksi pada ekspansi (Geankoplis, Pers.2-10.15 Hal 93)

$$hex = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 \times \frac{v_2^{\,2}}{2\ \alpha\ g_c}$$

$$= (1 - 0)^{2} \times \frac{3,6017^{\,2}}{2 \times 1 \times 32,174}$$

$= 0,2016$ lbf.ft/lbm

4. Friksi pada Elbow 90 2 buah

$K_f = 0,75$ (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$$hf = 2Kf\ \frac{v^2}{2g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

$$= 2 \times 0,75 \times \frac{3,6017^{\,2}}{2 \times 32,174}$$

$= 0,30240$ lbf.ft/lbm

5. Friksi pada Gate valv 2 buah

$K_f = 0,17$ (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$$hf = 2\ Kf\ \frac{v^2}{2g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 93)

$$= 2 \times 0,17 \times \frac{3,6017^{\,2}}{2 \times 32,174}$$

= 0,068543 lbf.ft/lbm

Sehingga :

Total friksi (∑ = hc + F_f + hex + ∑hf

= 0,1109 + 0,6711 + 0,2 + 0,37094

= 1,3545 lbf.ft/lbm

Direncanakan:

ΔZ = 50 ft

ΔP = 0 lb/ft^2 (Karena P_1=P_2)

v_1 = 0 ft/s

v_2 = 3,60 ft/s

α = 1 (aliran turbulen)

Sehingga Mechanical energy balance :

$$\frac{V_2^2 - V_1^2}{2.\alpha.gc} + \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F + Ws = 0$$

(Geankoplis, Pers.2-7.28 Hal 68)

$$\frac{12{,}9724 - 0}{2 \times 1 \times 32{,}2} + \frac{50{,}00}{32{,}17} + 0 + 1{,}3545 = -Ws$$

- Ws = 3,1101

Ws = -3,1101 lbf.ft/lbm

Dari figure 14.37, Halaman 520 Petters & Timmerhouse didapatkan:

Efisiensi pompa (η = 72%

Ws = - η Wp

-3,1101 = - 0,72 Wp

Wp = 4,3196 lbf.ft/lbm

$$\text{Pump horsepower} = \frac{Wp \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{4{,}32 \text{ x } 0{,}501 \text{ x } 62{,}158}{550}$$

= 0,2444 Hp

$$\text{BHP} = \frac{\text{Pump HP}}{\text{h motor}}$$

$$= \frac{0{,}2444}{0{,}72}$$

= 0,3394 Hp

η motor = 85% (Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521)

= 0,85

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}}$$

$$= \frac{0{,}3394}{0{,}85}$$

= 0,3994 Hp ≈ 1 Hp

Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 1 Hp
- Bahan : *Commersial Steel*
- Jumlah : 1 buah

14 Cooling Tower

Fungsi : Mendinginkan air yang akan digunakan untuk peralatan

Dasar Perencanaan :

- rate aliran = 50815,40 kg/jar = 112028 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft^3 = 1 gr/cm^3
- viskositas (μ) = 0,000538 lb/ft.s = 1,9370 lb/ft.jam

Perhitungan :

Rate volumetrik (Q $= \dfrac{\text{rate liquid}}{\rho\ \text{liquid}}$

$= \dfrac{112027{,}62\ \text{lb/jam}}{62{,}158\ \text{lb/ft}^3}$

= 1802,3004 ft^3/jam

= 0,501 $ft^3/detik$

= 224,717 gpm

- Suhu wet bulb udara = 25 °C = 77 F
- Suhu air masuk tower = 80 °C = 176 F
- Suhu air pendingin = 30 °C = 86 F

Dari Perry's 7th ed, fig 12-14, hal. 12-16, didapatkan konsentrasi 3.0 $gal/m.ft^2$

Sehingga luas yang dibutuhkan adalah:

$A = \dfrac{90{,}09}{3}$

= 30,03 ft^2

Menghitung diameter:

Luas = $\pi/4 \times d^2$

30,03 = $3.14/4 \times d^2$

30,03 = $0.7850 \times d^2$

d^2 = 38,2548 ft^2

d = 6,1850 ft = 6 ft

Menghitung volume:

Direncanakan tinggi tow = 3d

Maka, L = 3 x 6,1850

= 18,5551 ft = 19 ft

Volume = $(p/4) \times d^2 \times I$

= 0,785 x 38,25 x 18,555134

= 557,21067 ft^3

Dari Perry's 7th ed, fig 12-15, hal. 12-17, didapatkan:

Standar Power Perfomance adalah 90%, maka:

$$\frac{\text{Hp fan}}{\text{Luas area tower (ft}^2\text{)}} = 0{,}047 \quad \text{Hp/ft}^2$$

Sehingga,

Hp fan = 0,047 x 30,03

= 1,4114 Hp » 1 Hp

Spesifikasi Alat:

Tipe = Induced Draft Tower

Diameter = 6 ft

Tinggi = 19 ft

Daya = 1 Hp

Jumlah = 1 buah

15 Bak klorinasi

Fungsi : Sebagai tempat air bersih dan disinfektan bercampur sebelum digunakan sebagai air sanitasi

Dasar Perencanaan :

- rate aliran = 1756,3795 kg/jam = 3872,1 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft^3 = 1 gr/cm^3
- viskositas (μ) = 0,000538 lb/ft.s = 1,9370 lb/ft.jam

Rate Volumetrik (Q) = $\frac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}}$

= $\frac{3872{,}1143}{62{,}1581}$

= 62,295 ft^3/jam

= 1,7639693 m^3/jam

Waktu tinggal = 12 jam

Volume air = Rate volumetrik x Waktu tinggal

= 1,7640 x 12

= 21,1676 m^3

Volume liquid = 80% Volume bak

Volume bak = $\frac{21{,}1676}{80\%}$

= 26,46 m^3

Bak berbentuk persegi panjang

Panjang : Lebar : Tinggi = 6 x 4 x 3

Volume bak = 72 m^3

Sehingga

Volume bak = 72

26,459539 = 72 x^3

x^3 = 0,37 m^3

x = 0,72 m

Jadi, dimensi bak sedimentasi adalah:

Panjang	=	6	x	0,72	=	4,2977	=	4	m
Lebar	=	4	x	0,72	=	2,8651	=	3	m
Tinggi	=	3	x	0,72	=	2,1488	=	2	m

Perhitungan Kebutuhan Gas Klorin

Klorin (Cl_2) digunakan sebagai desinfektan untuk membunuh kuman dan juga sebagaioksidan dan kontrol warna dan bau air. Klorin yang digunakan dengan dosis penggunaan 0.5-1 mg/L

Volume air sanitasi = 1,764 m^3/jam

= 1764 L/jam

Cl_2 yang dibutuhkan = 1 mg/L × 1764

= 1764 mg/jam

= 0,0018 kg/jam

Kebutuhan Cl_2 untuk 1 h = 0,0018 × 24 jam

= 0,0423 kg/hari

Jadi kebutuhan Cl_2 dalam 1 hari se 0,0423 kg/hari

Spesifikasi Bak Klorinasi

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 4 m
- Lebar : 3 m
- Tinggi : 2 m
- Bahan : Beton bertulang
- Jumlah : 1 Buah

16 Pompa air sanitasi

Fungsi : Untuk memompa iar dari bak klorinasi ke bak air sanitasi

Tipe : Pompa Sentrifugal

Dasar Perencanaan :

- rate aliran = 1756,3795 kg/jar = 3872,1 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft^3 = 1 gr/cm^3
- viskositas (μ) = 0,000538 lb/ft.s = 1,9370 lb/ft.jam

Perhitungan :

Rate volumetrik ((= $\dfrac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}}$

= $\dfrac{3872{,}11 \text{ lb/jam}}{62{,}158 \text{ lb/ft}^3}$

= 62,294575 ft^3/jam

= 0,017 ft^3/detik

= 7,767 gpm

Diasumsikan aliran turbulen (N_{Re} > 2100), maka :

ID optimal = $3{,}9 \times Q^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$

= $3{,}9 \times 0{,}017^{0{,}5} \times 62{,}158^{0{,}1}$

= 1,0749 in

= 1 in (Pers. 15, Timmerhauss, hal. 496)

Standarisasi ID = 21 in sch 40 (Kern, Table 11 hal 844)

Sehingga diperoleh :

OD = 1,32 in = 0,1100 ft

ID = 1,049 in = 0,0874 ft

A = 0,864 ft^2

Laju aliran fluida (V) = $\frac{Q}{A}$

= $\frac{0{,}017}{0{,}86}$

= 0,02 ft/detik

= 72,10 ft/jam

Cek jenis aliran fluida

$N_{Re} = \frac{D \times V \times \rho}{\mu}$

= $\frac{0{,}0874 \times 0{,}02 \times 62{,}158}{0{,}000538}$

= 202,25666

Karena N_{Re} < 2100, maka jenis aliran fluida adalah laminar

Ditentukan bahan pipa adalah *Commersial Steel*

Sehingga diperoleh :

$\varepsilon = 4{,}6 \times 10^{-5}$ m = 0,0002 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0{,}0001509}{0{,}0874} = 0{,}00173$

f = 0,02 (Geankoplis, fig. 2.10-3 hal. 88)

Direncanakan :

a. Panjang pipa lurus = 100 ft

b. elbow 90° = 2 buah
   Le/D = 35 (Geankoplis,Tabel 2-10.1 Hal 93)
   Le = 35 ID
   = 35 x 2 x 0,0874 ft
   = 6,1191 ft

c. Gate valve = 1 buah (wide open)
   Le/D = 9 (Geankoplis,Tabel 2-10.1 Hal 93)
   Le = 9 ID
   = 9 x 1 x 0,0874 ft

= 0,7867 ft

- Panjang pipa total (L) = Pipa lurus + elbow 90^o + gate valve
  = 100 + 6,1191 + 0,7867
  = 106,91 ft
  = 1282,87 in

Menentukan *friction loss*

1. Friksi pada kontraksi

$$hc = 0,55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right) \times \frac{v_2^{\ 2}}{2\ \alpha\ g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.16 Hal 93)

$$= 0,55 \times (1 - 0) \times \frac{0,0200^{\ 2}}{2 \times 1 \times 32,174}$$

= 3,42843E-06 lbf.ft/lbm

2. Friksi pada pipa lurus

$$F_f = 4f\ \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.6 Hal 89)

$$= 4 \times 0,02 \times \frac{107}{0,0874} \times \frac{0,0200^{\ 2}}{2 \times 32,174}$$

= 0,000610 lbf.ft/lbm

3. Friksi pada ekspansi (Geankoplis, Pers.2-10.15 Hal 93)

$$hex = \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)^2 \times \frac{v_2^{\ 2}}{2\ \alpha\ g_c}$$

$$= (1 - 0)^2 \times \frac{0,0200^{\ 2}}{2 \times 1 \times 32,174}$$

= 6,23351E-06 lbf.ft/lbm

4. Friksi pada Elbow 90 2 buah

K_f = 0,75 (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$$hf = 2Kf\ \frac{v^2}{2g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 94)

$$= 2 \times 0,75 \times \frac{0,0200^{\ 2}}{2 \times 32,174}$$

= 0,00001 lbf.ft/lbm

5. Friksi pada Gate valve 2 buah

K_f = 0,17 (Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal. 93)

$$hf = 2\ Kf\ \frac{v^2}{2g_c}$$

(Geankoplis, Pers.2-10.17 Hal 93)

$$= 2 \times 0,17 \times \frac{0,0200^{\ 2}}{2 \times 32,174}$$

= 0,000002 lbf.ft/lbm

Sehingga :

Total friksi (∑F = hc + F_f + hex + ∑hf

= 3,4E-06 + 6E-04 + 6E-06 + 0,00001

= 0,0006 lbf.ft/lbm

Direncanakan:

ΔZ = 50 ft

ΔP = 0 lb/ft^2 (Karena P_1=P_2)

v_1 = 0 ft/s

v_2 = 0,02 ft/s

α = 0,5 (aliran laminar)

Sehingga Mechanical energy balance :

$$\frac{V_2^2 - V_1^2}{2.\alpha.gc} + \frac{\Delta Z}{gc} + \frac{\Delta P}{\rho} + \sum F + Ws = 0$$

(Geankoplis, Pers.2-7.28 Hal 68)

$$\frac{0,0004 - 0}{2 \times 1 \times 32,2} + \frac{50,00}{32,17} + 0 + 0,0006 = -Ws$$

- Ws = 1,5547

Ws = -1,5547 lbf.ft/lbm

Dari figure 14.37, Halaman 520 Petters & Timmerhouse didapatkan:

Efisiensi pompa (η) = 70%

Ws = - η Wp

-1,5547 = - 0,70 Wp

Wp = 2,2210 lbf.ft/lbm

$$\text{Pump horsepower} = \frac{Wp \times Q \times \rho}{550}$$

$$= \frac{2,22 \text{ x } 0,017 \text{ x } 62,158}{550}$$

= 0,0043 Hp

$$\text{BHP} = \frac{\text{Pump HP}}{\text{h motor}}$$

$$= \frac{0,0043}{0,70}$$

= 0,0062 Hp

η motor = 85% (Timmerhauss, fig. 14-38 hal. 521)

= 0,85

$$\text{Daya motor} = \frac{\text{BHP}}{\eta \text{ motor}}$$

$$= \frac{0,0062}{0,85}$$

= 0,0073 Hp ≈ 1 Hp

Spesifikasi Pompa

- Tipe : Centrifugal pump
- Daya pompa : 1 Hp
- Bahan : *Commersial Steel*
- Jumlah : 1 buah

17 Bak air sanitasi

Fungsi : Untuk menampung air sanitasi

Dasar Perencanaan :

- rate aliran = 1756,3795 kg/jar = 3872,1 lb/jam
- densitas (ρ) air = 62,1581 lb/ft^3 = 1 gr/cm^3
- viskositas (μ) = 0,000538 lb/ft.s = 1,9370 lb/ft.jam

Rate Volumetrik $= \dfrac{\text{rate liquid}}{\rho \text{ liquid}}$

$= \dfrac{3872,1143}{62,1581}$

= 62,295 ft^3/jam

= 1,7639693 m^3/jam

Waktu tinggal = 12 jam

Volume air = Rate volumetril x Waktu tinggal

= 62,2946 x 12

= 747,5349 m^3

Volume liquid = 80% Volume bak

Volume bak $= \dfrac{747,535}{80\%}$

= 934,42 m^3

Bak berbentuk persegi panjang

Panjang : Lebar : Ting = 6 x 4 x 3

Volume bak = 72 m^3

Sehingga

Volume bak = 72

934,41863 = 72 x^3

x^3 = 13 m^3

x = 2,35 m

Jadi, dimensi bak sedimentasi adalah:

Panjang = 6 x 2,35 = 14,1 = 14 m

Lebar = 4 x 2,35 = 9,4 = 9 m

Tinggi = 3 x 2,35 = 7,05 = 7 m

Spesifikasi Bak Air sanitasi

- Bentuk : Persegi Panjang
- Panjang : 14 m
- Lebar : 9 m
- Tinggi : 7 m

- Bahan : Beton bertulang
- Jumlah : 1 Buah

D.2 Unit Penyediaan Tenaga Listrik

Kebutuhan tenaga listrik pada Pra-Rencana Pabrik Etil Asetat ini disediakan oleh PLN (Persero) dan Generator set. Tenaga listrik yang menggunakan motor, digunakan menggunakan motor, penerangan, intrumentasi, dan lainnya.

Perincian kebutuhan listrik menjadi :

a. Peralatan proses produksi
b. Daerah pengolahan air
c. Listrik untuk penerangan

Kebutuhan energi listrik pada Pra-Rencana Pabrik Etil Asetat direncanakan :

A. Peralatan Proses Produksi

Pemakaian listrik untuk alat-alat yang terdapat dalam proses produksi ditunjukan pada tabel D.2.1

Tabel D.2.1 Peralatan Proses Produksi

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Daya
1	L-112	Pompa Asam Sulfat	1	1
2	G-115	Pompa Etanol	1	1
3	M-130	Pompa Asam Asetat	1	1
4	L-132	Mixer	1	40
5	L-141	Pompa keluaran Mixe	1	1
6		Pompa Kondensor	1	1
Total			6	45

B. Peralatan Proses Utilitas

Pemakaian listrik untuk alat-alat yang terdapat dalam proses pengolahan air ditunjukan pada tabel D.2..2

Tabel D.2.2. Pemakaian listrik pada daerah pengolahan air

No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah	Daya
1	L-211	Pompa Air Kawasan	1	1
2	L-223	Pompa Air Bersih	1	1
3	L-231	Pompa ke bak sanitas	1	1
4	L-216	Pompa Air pendingin	1	1
5	L-221	Cooling Tower Wate	1	1
6	L-216	Pompa ke tangki dae	1	1
7	L-219	Pompa ke boiler	1	1
8	L-222	Pompa Air Proses	1	1
TOTAL			8	8

Jadi, kebutuhan total untuk motor penggerak sebesar :

= 45 + 8 Hp = 53 Hp

= 53 Hp × 0,7457 kWH/Hp = 39,41 Kwh

C. Listrik Untuk penerangan

Pemakaian listrik untuk penerangan dapat diperoleh dengan mengetahui luas bangunan dan area lahan yang dipergunakan, dengan menggunakan rumus :

$$L = \frac{A \times F}{U \times D}$$ (Pers. 8-3 Kusnarjo, hal. 113)

L = lumen outlet (jumlah total cahaya yg terpancar pada suatu sumber)
F = foot candle
U = koefisien utilit 0,8
D = effisiensi penerangan rata-r 0,75
A = luas daerah

Tabel D.2.3 Pemakaian Listrik Untuk Penerangan

No	**Lokasi**	**Luas**		**F**	**Lumen**
		m^2	**ft^2**		
1	Parkir tamu dan karyawan	36	387,5	10	6458,34
2	Toilet	40	430,56	5	3587,966667
3	Taman	92	990,28	5	8252,323333
4	Area proses produksi	1800	19375	25	807292,5
5	Pos keamanan	9	96,875	10	1614,585
6	Mushola	36	387,5	10	6458,34
7	Perpustakaan	36	387,5	20	12916,68
8	Ruang kontrol	30	322,92	10	5381,95
9	Kantin	8	86,111	15	2152,78
10	Gudang produk	250	2691	10	44849,58333
11	Area perluasan lahan	2700	29063	15	726563,25
12	Utilitas	300	3229,2	15	80729,25
13	Gudang bahan baku	72	775	20	25833,36
14	Aula	96	1033,3	15	25833,36
15	Timbangan truk	45	484,38	10	8072,925
16	Industrial safety & pemadam kebakaran	25	269,1	15	6727,4375
17	Gudang bahan bakar	24	258,33	10	4305,56
18	Bengkel	45	484,38	10	8072,925
19	Garasi	45	484,38	10	8072,925
20	Poliklinik	25	269,1	5	2242,479167
21	Kantor utama	200	2152,8	15	53819,5
22	Laboratorium	100	1076,4	10	17939,83333
23	Kantor pusat divisi teknik	100	1076,4	10	17939,83333
24	Kantor pusat divisi produksi&utilitas	100	1076,4	10	17939,83333
25	Jalan	250	2691	10	44849,58333
TOTAL					**1947907,103**

Penerangan seluruh area kecuali jalan dan taman, menggunakan Fluorescent Lamp type day light 40 watt, yang mempunyai lumen output sebesar 1960 lumen.

Lumen Output = $\frac{1960}{40}$ = 49 lumen/watt

Total lumen = jumlah lumen - (lumen jalan+lumen taman)
= 2E+06 - (44850 + 8252,3)
= 1894805,197 lumen

ıaga listrik yang dibutuhk = $\frac{1894805,2 \text{ Lumen}}{49 \text{ Lumen/watt}}$
= 38669,49381 watt

ımlah lampu yang dibutuhka = $\frac{38669,494 \text{ watt}}{40 \text{ watt}}$
= 966,73735 = 968 buah

Untuk penerangan jalan dan taman, menggunakan Mercury Vapor Light 100 watt dengan lumen output sebesar 3000 lumen.

Lumen output = $\frac{3000 \text{ lumer}}{100 \text{ watt}}$ = 30 umen/wat

Total lumen = lumen jalan + lumen taman
= 44849,6 + 8252,3
= 53102 lumen

naga listrik yang dibutuhl = $\frac{53101,91 \text{ lumen}}{30 \text{ lumen/watt}}$
= 1770,1 watt

Jumlah lampu yang dibu = $\frac{1770 \text{ watt}}{100 \text{ watt}}$
= 17,701 ≈ 18 buah

Dari perhitungan diatas didapatkan :

- Lampu Fluorescent = 38669
- Lampu Mercury = 1770,1
- Peralatan bengkel = 2000
- Peralatan laboratorium = 1000
- Keperluan lain-lain = 1250 +

Total = 43439,6 Watt = 43,4 kWatt

Total kebutuhan li = Listrik untuk penerangan + Listrik untuk proses
= (43,44 + 39,41) kWH
= 82,850 kWH

Pemenuhan kebutuhan listrik yang diperlukan pabrik, PLN sebesar 40% dan untuk menjamin kelancaran produksi sebesar 60% akan di penuhi oleh generator set yang memiliki oleh pabrik, sehingga:

Kebutuhan listrik yang di penuhi PLN = 82,850 x 40%
= 33,139921 kWH

Kebutuhan listrik yang di penuhi pabrik = 82,850 x 60%
= 49,709881 kWH

Generator digunakan sebagai emergensi jika *supply* listrik mati.

Power faktor untuk generator = 0,80

Sehingga,

$$\text{Power yang dibangkitkan oleh generator} = \frac{49,7 \quad \text{kW}}{0,8}$$

= 62,1 kV.A ≈ 63 kV.A

» Spesifikasi Geneartor

- Tipe : AC Generator 3 Phase
- Kapasitas : 63 kV.A, 380/220 Volt
- Frekwensi : 50 Hz
- Jumlah : 2 buah (1 cadangan)
- Bahan Baka : Diesel

Unit Penyediaan Bahan Bakar

Kebutuhan bahan bakar Generator

Tenaga Generator = 62,137 kW
= 5088533,2602 Btu/hari

Bahan bakar yang digunakan adalah Diesel Oil,

- Heating Value (H_v) = 19200 Btu/lb
- Densitas (ρ) = 55 lb/ft^3 = 880,99 kg/m^3
- Efisiensi (η) = 80% (Perry's ed 7 hal 27-10)

$$\text{Kebutuhan bahan bakar} = \frac{5088533 \quad \text{Btu/hari}}{19200 \quad \text{Btu/lb} \quad \times \quad 80\% \quad \times \quad 55}$$

= 6,0233585 ft^3/hari
= 170,5634 L/hari

Sehingga kebutuhan total bahan bakar per hari, sebesar :
= 170,5634 L/hari

Tangki bahan bakar untuk boiler dan generator

Fungsi : Untuk menyimpan bahan bakar yang akan digunakan

Dasar perencanaan :

- Volume bahan bakar = 170,563 L/hari = 6,0234 ft^3/hari
- P = 14,7 psi dan T = 30 °C
- Waktu penyimpanan 7 hari
- Volume bahan bakar dianggap me 80% volume tangki
- Direncanakan menggunakan 1 buah tangki

Perhitungan :

Volume bahan bakar = 6,0234 ft^3/ha × 7 hari
= 42,1635 ft^3

Karena menggunakan 1 buah tangki, maka :

V bahan bakar tiap tangki $= \dfrac{42{,}1635}{1}\ \text{ft}^3 = 42{,}2\ \text{ft}^3$

Volume tangki $= \dfrac{42{,}16\ \text{ft}^3}{80\%}$

$= 52{,}7044\ \text{ft}^3$

Menghitung diameter tangki

Volume tangki $= \pi/4 \times D^2 \times H$

Dianggap H = 1,5 D, maka :

$52{,}704\ \text{ft}^3 = 0{,}7850\ D^2 \times 1{,}5\ D$

$D^3 = 44{,}7596\ \text{ft}^3$

$D = 3{,}5505\ \text{ft} = 42{,}6066\ \text{in}$

Menghitung tinggi tangki

$H = 1{,}5\ D$

$= 1{,}5 \times 42{,}6066\ \text{in} = 64\ \text{in}$

Menghitung tebal tangki

Bahan : HAS SA 240 Grade A Type 410

- fallowable (f) = 16250 psi (Brownel & Young, hal. 342)
- faktor korosi (C = 1/16 in
- tipe pengelasan = Double welded butt joint 0,8)

(Brownel & Young, hal. 254)

$$ts = \frac{P_i \times D}{2\ (\ f \times E\ -\ 0{,}6\ Pi\ )} + C$$

$$= \frac{14{,}7 \times 42{,}6066}{2\ (\ 16250 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 14{,}7\ )} + \frac{1}{16}$$

$$= (\ 0{,}0241 \times (\ 16 / 16\ )\ ) + (\ 1 / 16\ )$$

$$= 1{,}3857\ / 16 \approx 3/16\ \text{in}$$

Standarisasi : do $= di + 2\ ts$

$= 42{,}6066 + 2\ (2/16)$

$= 42{,}982\ \text{in}$

$= 43{,}00\ \text{in}$

Dengan pendekatan ke atas maka didapatkan harga do : 43 in

(Brownel & Young, tabel 5.7 hal. 89-91)

Maka, harga di baru :

$di = do - 2\ ts$

$= 43 - 2\ (2/16)$

$= 42{,}63\ \text{in} = 3{,}5521\ \text{ft}$

Menentukan tebal tutup atas (standar dished)

$$tha = \frac{0{,}885 \times P_i \times D}{(\ f \times E\ -\ 0{,}1\ Pi\ )} + C$$

$$= \frac{0{,}885 \times 14{,}7 \times 42{,}63}{\quad} + \frac{1}{\quad}$$

$$(\; 16250 \times 0{,}8 - 0{,}1 \times 14{,}7 \;) \qquad 16$$

$$= (\; 0{,}0427 \times (16 / 16)) + (1 / 16)$$

$$= 1{,}6826 \; / 16 \approx 3/16 \text{ in}$$

Menentukan tebal tutup bawah (conical), dengan α = 60°

$$\text{thb} = \frac{P_i \times D}{2 (f \times E - 0{,}6 \, Pi) \; \cos 60°} + C$$

$$= \frac{14{,}7 \times 42{,}63}{2 \; (\; 16250 \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 14{,}7 \;) \; 1} + \frac{1}{16}$$

$$= (\; 0{,}0482 \times (16 / 16)) + (1 / 16)$$

$$= 1{,}7717 \; / 16 \approx 3/16 \text{ in}$$

Spesifikasi Tangki Bahan Bakar

Tipe : Silinder dengan tutup atas standart dished dan tutup bawah conical.

Bahan konstruksi : HAS SA 240 Grade A Type 410

Dimensi : Di = 42,6250 in
H = 63,910 in

ts = 3/16 in
tha = 3/16 in
thb = 3/16 in

Jumlah : 1

APPENDIKS E
ANALISA EKONOMI

A. Metode Penafsiran Harga

Penafsiran harga peralatan setiap tahunnya mengalami perubahan sesuai denga dengan perekonomian yang ada. Untuk penafsiran harga peralatan, diperlukan indeks harga yang dapat digunakan untuk mengkonversi harga peralatan pada masa lalu, sehinggadiperoleh harga peralatan pada saat ini. Maka untuk penafsiran harga saat ini digunakan persamaan:

$$C_A = C_B \times \frac{I_A}{I_B}$$

(Ullrich, hal. 269)

Dimana : C_A = Tafsiran harga alat saat ini
C_B = Harga alat pada tahun ke B
I_A = Indeks harga saat ini
I_B = Indeks harga pada tahun ke B

Sedangkan untuk penafsiran harga alat yang sama dengan kapasitas yang berbeda digunakan persamaan sebagai berikut:

$$V_A = V_B \left(\frac{C_A}{C_B} \right)^n$$

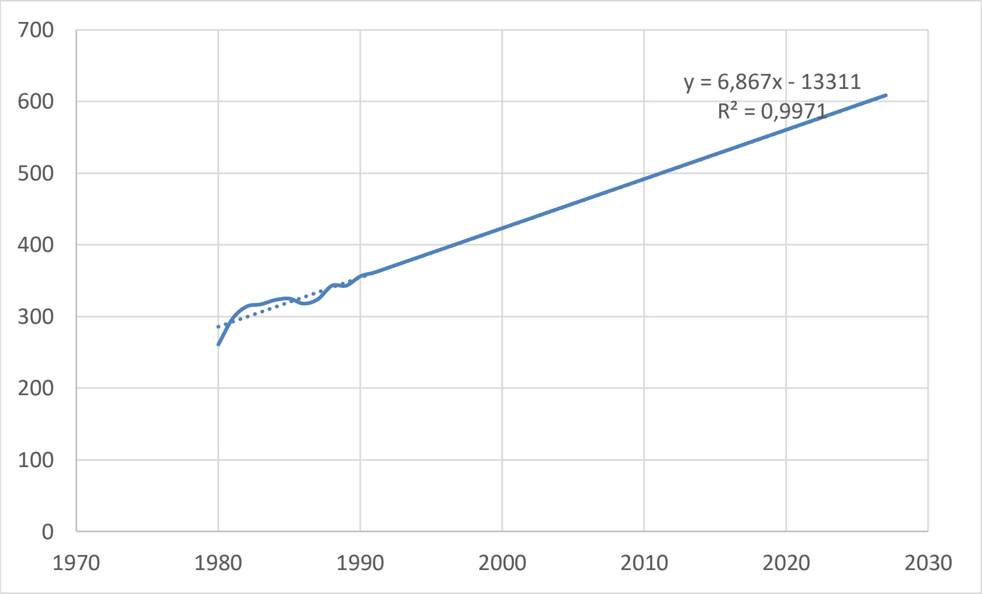
(Kusnarjo, hal. 11)

Dimana : V_A = harga alat A
V_B = harga alat B
C_A = kapasitas alat A
C_B = kapasitas alat B
n = eksponen harga alat

Tabel A.1. Indeks Harga Tahun 1980 - 2027

Tahun	**Indeks**	**Tahun**	**Indeks**	**Tahun**	**Indeks**
(x)	**(y)**	**(x)**	**(y)**	**(x)**	**(y)**
1980	261	1996	396	2012	505
1981	297	1997	402	2013	512
1982	314	1998	409	2014	519
1983	317	1999	416	2015	526
1984	323	2000	423	2016	533
1985	325	2001	430	2017	540
1986	318	2002	437	2018	547
1987	324	2003	444	2019	553
1988	343	2004	450	2020	560
1989	343	2005	457	2021	567
1990	356	2006	464	2022	574
1991	361	2007	471	2023	581
1992	368	2008	478	2024	588
1993	375	2009	485	2025	595
1994	382	2010	492	2026	602

1995	389	2011	499	2027	608



dari grafik diatas maka persamaan polinomial kenaikan indeks pertahun adalah

y = 6,867 x - 13311

indeks harga pada tahun 2027, = 2027

y = 608,41

No	Nama Alat	Kode	Tipe	Dimensi Kapasitas			Bahan	Jml
1	Storage Asam Sulfat	F-111	silinder tegak	V:	13159	m^3	CS	1
2	Storage Etanol	F-112	silinder tegak	V:	18912	m^3	SS	1
3	Storage asam Asetat	F-113	silinder tegak	V:	14238	m^3	CS	1
4	Pompa	L-114	centrifugal	P:	1	Hp	CS	1
5	Pompa	L-115 a	centrifugal	P:	1	Hp	CS	1
6	Pompa	L-115 b	centrifugal	P:	1	Hp	CS	1
7	Mixer	M-116	silinder tegak	P:	40	Hp	SS	1
8	Pompa	L-117	centrifugal	P:	1	Hp	CS	1
9	Vaporizer	E-118	DPHE	A:	49,9892	m^2	SS	1
10	Heater	E-119	DPHE	A:	25,7672	m^2	SS	1
11	Reaktor	R-110	bubble column	V:	10,6044	ft^3	HAS	1
12	Kondensor	E-121	DPHE	A:	#REF!	m^2	SS	1
13	Destilasi	E-122	sieve tray	D:	17,625	in	SS	1
14	Reboiler	D-120	Shell and Tube	A;	294,171	m^2	SS	1
15	Kondensor	E-123	Shell and Tube	A:	546,941	m^2	SS	1
16	Akumulator	E-124	silinder tegak	V:	877,086	ft^3	SS	1
17	Cooler	E-125	Shell and Tube	A:	4207,4	m^2	SS	1
18	Pompa	L-126	centrifugal	P:	1	Hp	CS	1
19	Dekanter	H-127	ilinder horizonta	V:	90400,6	in^3	CS	1

20	Storage P. Samping	P-128 a	silinder tegak	V:	128,878	ft^3	CS	1
21	Penampung Sementara	F-128 b	silinder tegak	V:	442,132	ft^3	CS	1
22	Packing	F-129 a	drum silinder	P:	1	Hp	CS	1
23	Gudang	F-129 b	gudang	V:	3949,14	m^3	B	1

Keterangan : SS = Stainless Steel
CS = Carbon Steel
HAS = High Alloy Steel

E.2. Harga Peralatan

Setelah didapatkan harga indeks pada saat ini dengan menggunakan metode penaksiran harga didapatkan harga untuk peralatan poses dan peratan utilitas.

Kurs mata uang = $ 1 = Rp 14.907,1 (Bank Indonesia 21/06/23 18:33)

Harga alat dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$C_{BM} = Cp \times F_{BM}$$

$$\text{Harga alat saat ini} = \text{Harga alat tahun ke B } (C_{BM}) \times \frac{608{,}4}{\text{Indeks harga tahun B}}$$

(Kusnarjo 2010)

Tabel E.2.1. Daftar Harga Peralatan Pabrik Etil Asetat

No.	Nama Peralatan	Kode	Harga	
			($)	(Rp)
1	Storage As. Sulfat	F-111	$ 69.753,90	Rp 1.039.827.637
2	Storage Etanol	F-112	$ 55.803,12	Rp 831.862.109
3	Storage As. Asetat	F-113	$ 72.079,03	Rp 1.074.488.558
4	Pompa	L-114	$ 3.135,05	Rp 46.734.475
5	Pompa	L-115 a	$ 3.135,05	Rp 46.734.475
6	Pompa	L-115 b	$ 3.135,05	Rp 46.734.475
7	Mixer	M-116	$ 188.916,8	Rp 2.816.199.849
8	Pompa	L-117	$ 3.135,05	Rp 46.734.475
9	Vaporizer	V-118	$ 67.622,53	Rp 1.008.055.126
10	Heater	E-119	$ 50.907,69	Rp 758.885.544
11	Reaktor	R-110	$ 38.752,17	Rp 577.682.020
12	Kondensor	E-121	$ 5.154,04	Rp 76.831.709
13	Destilasi	E-122	$ 152.644,8	Rp 2.275.489.478
14	Reboiler	D-120	$ 96.880,41	Rp 1.444.205.051
15	Kondensor	E-123	$ 515.403,8	Rp 7.683.170.871
16	Akumulator	E-124	$ 3.681,46	Rp 54.879.792
17	Cooler	E-125	$ 216.353	Rp 3.225.198.720
18	Pompa	L-126	$ 3.135,05	Rp 46.734.475
19	Dekanter	H-127	$ 384.204	Rp 5.727.357.137
20	Storage P. Samping	P-128 a	$ 158.884	Rp 2.368.496.284
23	Penampung Sementara	F-128 b	$ 209.262	Rp 3.119.482.910
24	Packing	F-129 a	$ 1.191.629	Rp 17.763.722.126
25	Gudang	F-129 b	$ 213.137	Rp 3.177.251.112

Total	$ 3.706.743	Rp 55.256.758.410

Harga peralatan diambil dari : Ulrich & Matches.com

Tabel E.2.2. Daftar Harga Peralatan Utilitas Pabrik Etil Asetat

No.	Nama	Kode	Harga	
	Peralatan	Alat	($)	(Rp)
1	pompa air kawasan	L-211	$ 1.937,6	Rp 28.884.101
2	bak air bersih	F-212	$ 151.211	Rp 2.254.115.243
3	pompa air bersih	L-213	$ 58.128,2	Rp 866.523.031
4	kation exchanger	D-210A	$ 48.440,2	Rp 722.102.525
5	anion exchanger	D-210B	$ 48.440,2	Rp 722.102.525
6	bak air lunak	F-214	$ 145.321	Rp 2.166.307.576
7	pompa air pendingin	L-215	$ 58.128,2	Rp 866.523.031
8	bak air pendingin	F-216	$ 445.673	Rp 6.643.689.843
9	pompa air pendingin ke peralat	L-217	$ 1.938	Rp 28.884.101
10	cooling tower water	P-218	$ 58.128,2	Rp 866.523.031
11	pompa air umpan boiler	L-219	$ 1.938	Rp 28.884.101
12	deaerator	D-220	$ 143.251	Rp 2.135.459.356
13	bak air umpan boiler	F-221	$ 58.128,2	Rp 866.523.031
14	pompa air umpan ke boiler	L-222	$ 135.633	Rp 2.021.887.071
15	boiler	Q-223	$ 854.485	Rp 12.737.888.549
16	pompa air proses	L-224	$ 58.128,2	Rp 866.523.031
17	pompa air sanitas	L-225	$ 1.432.518	Rp 21.354.680.217
Total			3.701.427	Rp 55.177.500.364

Harga peralatan total = Harga peralatan proses + harga peralatan utilitas

= $ 3.706.743,46 + $ 3.701.426,66

= $ 7.408.170,12

Dengan faktor keamanan (*safety factor)* sebesar 20% , maka :

Harga total = 1,2 x $ 7.408.170

= $ 8.889.804,15

= Rp 132.521.110.529

E.3. Biaya Bahan Baku

1. Etanol

Kebutuhan per jam = 6987 kg = 6,9867 ton/jam

Harga per kg = $ 0,6 /kg

Biaya per tahun

= 6987 kg/jam x 24 jam/hari x 330 hari/tahun x $ 1

= $ 33.754.177,0

2. Asam Asetat

Kebutuhan per jam = 6973 kg = 6,9727 ton/jam

Harga per kg = $ 0,66 /kg

Biaya per tahun

= 6973 kg/jam x 24 jam/hari x 330 hari/tahun x $ 0,7
= $ 36.447.871,0

3. Asam Sulfat
Kebutuhan per jam = 6847 kg = 6,8470 ton/jam
Harga per kg = $ 0,0098 /L
Biaya per tahun
= 6847 kg/jam x 24 jam/hari x 330 hari/tahun x $ 0,0
= $ 531.434,6

Total Biaya Bahan Baku
= Etanol + Asam Asetat + Asam Sulfat
= $ 33.754.177,0 $ 36.447.871,0 $ 531.434,6
= $ 70.733.482,5

E.4. Biaya Utilitas

1. Listrik
Kebutuhan listrik per jam = 82,8498 kW
Harga listrik per kW = $ 0,097 (PT. PLN, 2023)
Biaya per tahun
= 82,849802 kW/jam x 24 jam/hari x 330 hari/tahu x $ 0,10
= $ 63.561,04

2. Bahan Bakar
Kebutuhan *fuel* per jam = 328,75 L/hari = 328,749 L/jam
Harga per liter = $ 0,45 (Pertamina, 2023)
Biaya pertahun
= 328,74934 L/jam x 24 jam/hari x 330 hari/tahu x $ 0,45 /L
= $ 1.171.662,66

3. Resin kation
Kebutuhan per jam = 0,08 L
Harga per liter = $ 1,15 (Alibaba.com)
Biaya per tahun
= 0,08 L/jam x 24 jam/hari x 330 hari/tahu x $ 1,15 /L
= $ 715,92

4. Resin anion
Kebutuhan per jam = 2,00 L
Harga per liter = $ 2,10 (Alibaba.com)
Biaya per tahun
= 2,00 L/jam x 24 jam/hari x 330 hari/tahu x $ 2,10 /L
= $ 33.221,63

5. Klorin
Kebutuhan per jam = 0,0001 kg
Harga / kg = $ 1,00 (Alibaba.com)
Biaya per tahun
= 0,000 kg x 24 jam/hari x 330 hari/tahu x $ 1,00

= $ 0,58

6. Air

Kebutuhan per jam = 82962,55 kg = 83 m^3

Harga / m3 = $ 0,50 (PDAM Mojokerto)

Biaya per tahun

= 82,963 m^3 x 24 jam/hari x 330 hari/tahu x $ 0,50 /m3

= $ 328.531,70

Total Biaya Utilitas = Listrik + Bahan Bakar + Kation + Anion + Air + Klor

= $ 1.597.693,53

= Rp 23.816.961.170,09

E. Pengemasan

Pengemasan Etl Asetat dilakukan setiap 100 L

Harga drum = $5

= 70,000 ton/tahun

Kebutuhan = 100 drum

Biaya per ta = 100 buah/jam x 24 jam/hari x 330 x $5

= $3.960.000

E.5. Gaji Pegawai

Tabel E.5.1. Daftar Gaji Pegawai

No	Jabatan	Jmlh	Gaji/Bulan	Total
1	Dewan Komisaris	4	Rp 25.000.000	Rp 100.000.000
2	Direktur Utama	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
3	Direktur Produksi dan Teknik	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
4	Direktur Administrasi dan Keuangan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
5	Sekretaris	2	Rp 5.000.000	Rp 10.000.000
6	Kepala Div Litbang	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
7	Karyawan Litbang (R&D)	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000
8	Kepala Bagian Teknik	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
9	Kepala Bagian Produksi	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
10	Kepala Bagian Keuangan	1	Rp 5.000.000	Rp 5.000.000
11	Kepala Bagian Umum	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
12	Kepala Bagian Pemasaran	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
13	Kepala Div Pembelian	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
14	Karyawan Div Pembelian	8	Rp 4.800.000	Rp 38.400.000
15	Kepala Div Proses	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
16	Karyawan Div Proses	75	Rp 4.600.000	Rp 345.000.000
17	Kepala Div Pemasaran	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
18	aryawan Div Pemeliharaan & Perawat	10	Rp 4.800.000	Rp 48.000.000
19	Kepala Div Pemeliharaan & Perawatar	1	Rp 5.000.000	Rp 5.000.000
20	Karyawan Div Personalia	8	Rp 5.000.000	Rp 40.000.000
21	Kepala Div Personalia	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
22	Kepala Div Human	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
23	Kepala Div Administrasi	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000

24	Kepala Div Kas	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
25	Karyawan Div Kas	7	Rp 4.800.000	Rp 33.600.000
26	Kepala Div Pengendalian Proses	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
27	Karyawan Div Pengendalian Proses	5	Rp 5.000.000	Rp 25.000.000
28	Kepala Div Laboratorium	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
29	Karyawan Div Laboratorium	6	Rp 5.000.000	Rp 30.000.000
30	Kepala Div Utilitas	1	Rp 6.000.000	Rp 6.000.000
31	Kepala Div Keamanan dan Keselamata	1	Rp 4.800.000	Rp 4.800.000
32	Karyawan Div Keamanan	8	Rp 4.600.000	Rp 36.800.000
33	Karyawan Div Human	5	Rp 4.800.000	Rp 24.000.000
34	Karyawan Div Keselamatan	6	Rp 4.600.000	Rp 27.600.000
35	Kepala Div Kebersihan	1	Rp 4.800.000	Rp 4.800.000
36	Karyawan Div Kebersihan	5	Rp 4.600.000	Rp 23.000.000
37	Karyawan Perpustakaan	2	Rp 4.600.000	Rp 9.200.000
38	Dokter	1	Rp 7.000.000	Rp 7.000.000
39	Karyawan Kesehatan	3	Rp 4.800.000	Rp 14.400.000
Jumlah			**Rp 253.600.180**	**Rp 976.600.000**

Total gaji pegawai pertahun = Rp 976.600.000 x 12 bulan
= Rp 11.719.200.000

E.6. Pehitungan Harga Produk

1. Etil Asetat
   Produksi per jam = 8.838 kg
   Harga per lt = $ 1,4 (Alibaba.com)
   Biaya per tahun
   = 8838,38 kg/jam x 24 jam/hari x 330 hari/tahun x $ 1,4
   = $ 98.000.000
2. Etanol
   Produksi per jam = 2.271 kg
   Harga per lt = $ 0,400 (Alibaba.com)
   Biaya per tahun
   = 2271,14 kg/jam x 24 jam/hari x 330 hari/tahun x $ 0,4
   = $ 7.194.985

Total Penjualan = $ 105.194.985
= Rp 1.568.151.103.009

E.7. Penentuan *Total Capital Investment* (TCI)

A. Direct Cost (DC)

1	Harga alat		$ 8.889.804,15
2	Instrument dan alat kontrol	25% ad 1	$ 2.222.451,04
3	Isolasi	9% ad 1	$ 800.082,37
4	Perpipaan terpasang	30% ad 1	$ 2.666.941,24
5	Perlistrikan terpasang	20% ad 1	$ 1.777.960,83

6	Harga FOB	Jumlah ad 1-5	$	7.467.435,49
7	Ongkos angkutan kapal laut	10% ad 6	$	746.743,55
8	Harga C dan F	Jumlah ad 6-7	$	8.214.179,03
9	Biaya asuransi	1% ad 8	$	82.141,79
10	Harga CIF	Jumlah ad 8-9	$	8.296.320,82
11	Biaya angkutan barang	20% ad 10	$	1.659.264,16
12	Pemasangan alat	30% ad 1	$	2.666.941,24
13	Bangunan pabrik	70% ad 1	$	6.222.862,90
14	Service facilities	35% ad 1	$	3.111.431,45
15	Tanah	6% ad 1	$	533.388,25
16	Direct Cost	Jumlah ad 10-1	$	22.490.208,84
B.	**Indirect Cost (IC)**			
17	Engineering and supervisior	15% ad 16	$	3.373.531,33
18	Ongkos pemborong	20% ad 17	$	674.706,27
19	Biaya tidak terduga	20% FCI	$	6.634.611,61
20	Indirect Cost	Jumlah ad 17-19	$	10.682.849,20

C. Fixed Capital Investment (FCI)

21. FCI = $ 22.490.209 + $ 4.048.237,59 + 20% FCI
= $ 26.538.446
= $ 33.173.058

D. Working Capital Investment (WCI)

22. WCI = 20% x TCI
= 20% x $ 41.466.323
= $ 8.293.265

E. Total Capital Investment (TCI)

23. TCI = FCI + WCI
= $ 33.173.058 + $ 8.293.265
= $ 41.466.323

F. Modal Perusahaan

Modal sendiri (MS)	60%	TCI	=	$	24.879.794
Modal pinjaman (MP)	40%	TCI	=	$	16.586.529

E.8. Penentuan Total Production Cost (TPC)

Manufacturing Cost

A.	**Direct Production Cost**			
1	Bahan baku		$	70.733.483
2	Tenaga kerja		$	786.149
3	Pengawasan langsung	10% ad 2	$	78.615
4	Utilitas		$	1.597.694
5	Pemeliaraan dan perbaikan	10% FCI	$	3.317.306
6	Operating supplies	8% ad 5	$	265.384
7	Laboratorium	15% ad 2	$	117.922

8	Patent dan Royalties	4%	TPC		0,04 TPC
	Total Biaya Langsung			$	76.896.553
				+	0,04 TPC
B.	**Fixed Charges**				
9	Depressiasi peralatan	10%	FCI	$	3.317.306
10	Depressiasi bangunan	3%	FCI	$	995.192
11	Pajak kekayaan	4%	FCI	$	1.326.922
12	Asuransi	1%	FCI	$	331.731
13	Bunga Bank	8%	MP	$	1.326.922
		Jumlah		$	7.298.073

C. Plant over-head cost

-	Biaya overhead	50%	(ad 2+ad3+ad5)	2.400.247,12

G. General Expenses

-	Biaya administrasi	15%	ad 2	$	117.922,41
-	Biaya distribusi dan pemasaran	1%	TPC		0,01 TPC
-	Biaya LITBANG	1%	TPC		0,01 TPC
	Biaya Pengeluaran Umum (GE)			$	117.922
				+	0,02 TPC

Total Production Cost (TPC)

TPC = DPC + FC + Biaya over-head + General expenses
= $ 76.896.553 + 0,04 TPC + $ 2.400.247
+ $ 7.298.073 + $ 117.922 + 0,02 TPC
TPC = $ 86.712.795 + 0,06 TPC
= $ 92.247.655

Sehingga,
DPC = $ 76.896.553 + 0,04 TPC
= $ 80.586.459
GE = $ 117.922 + 0,02 TPC
= $ 1.962.876
Biaya distribusi dan pemasaran = 0,01 TPC
= $ -
Biaya LITBANG = 0,01 TPC
= $ 922.476,55

ANALISA PROFITABILITAS

Sesuai dengan Undang-Undang Republik Indonesia Tentang Pajak Penghasilan No. 36 Tahun 2008 dengan ketentuan perpajakan:

- 5% untuk laba sampai Rp. 50.000.000,-
- 25% untuk laba sampai Rp. 250.000.000,-
- 30% untuk laba > Rp. 500.000.000,-

Asumsi yang diambil adalah :

a. Bunga kredit Bank BNI sebesa 8% per tahun
b. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun
c. Umur pabrik 10 tahun
d. Kapasitas produksi :
   Tahun I : 60% produksi total
   Tahun II : 80% produksi total
   Tahun III : 100% produksi total

1. Laba Perusahaan

Laba perusahaan adalah keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk

Total penjualan per tahun = $ 105.194.985 (Kapasitas 100%)

Laba kotor = Harga jual - Biaya produksi
= $ 105.194.985 - $ 92.247.655
= $ 12.947.330
= Rp 193.007.012.471

Pajak Penghasilan = 30% x laba kotor
= $ 3.884.198,98

Laba bersih = Laba kotor - Pajak penghasilan
= $ 12.947.330 - $ 3.884.199
= $ 9.063.131

Nilai penerimaan Cash Flow sebelum pajak (C_{Abt})

C_{Abt} = Laba kotor + Depresiasi alat
= $ 12.947.330 + $ 4.312.498
= $ 17.259.827

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak (C_{Aat})

C_{Aat} = Laba bersih + Depresiasi alat
= $ 9.063.131 + $ 4.312.498
= $ 13.375.628

2. Laju Pengembalian Modal (ROI)

ROI adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk mengembalikan modal.

a. ROI sebelum pajak

$$\mathrm{ROI}_{BT} = \frac{\text{Laba kotor}}{\text{Modal tetap}} \times 100\%$$

$$= \frac{\$\ 12.947.330}{\$\ 33.173.058} \times 100\%$$

= 39% (Sesuai karena bernilai 11% - 44%)

a. ROI setelah pajak

$$\mathrm{ROI}_{AT} = \frac{\text{Laba bersih}}{\text{Modal tetap}} \times 100\%$$

$$= \frac{\$\ 9.063.131}{\$\ 33.173.058} \times 100\%$$

= 27,3%

= 27,3% dari modal investasi
= 27,3% x $ 33.173.058
= $ 9.063.131

3. Lama Pengembalian Modal (POT)

POT adalah masa tahunan pengembalian modal investasi dari laba yang dihitung dikurangi penyusutan/waktu yang diperlukan untuk pengembalian modal investasi.

a. POT sebelum pajak

$$\mathrm{POT_{BT}} = \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash flow sebelum pajak}} \times 1 \text{ tahun}$$

$$= \frac{\$ \quad 33.173.058}{\$ \quad 17.259.827} \times 1 \text{ tahun}$$

$$= 1{,}9 \text{ tahun}$$

b. POT setelah pajak

$$\mathrm{POT_{AT}} = \frac{\text{Modal tetap}}{\text{Cash flow setelah pajak}} \times 1 \text{ tahun}$$

$$= \frac{\$ \quad 33.173.058}{\$ \quad 13.375.628} \times 1 \text{ tahun}$$

$= 2{,}5$ tahun (Memenuhi syarat $\mathrm{POT_{BT}}$ 2-5 tahun)

4. Break Event Point (BEP)

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjulan sama dengn biaya produksi.

$$\mathrm{BEP} = \frac{\mathrm{FC} + (\ 0{,}3\ \mathrm{SVC}\ )}{(\mathrm{S} - 0{,}7\mathrm{SVC} - \mathrm{VC})} \times 100\%$$

a. Biaya Tetap (FC)	=	$	7.298.073
b. Biaya Variabel (VC)			
Bahan Baku pertahun	=	$	70.733.483
Biaya Utilitas pertahun	=	$	1.597.694
Total Biaya Variabel (VC)	=	$	76.291.176
c. Biaya Semi Variabel (SVC)			
Buruh pabrik langsung	=	$	786.149
Biaya Overhead	=	$	2.400.247
Pengawasan pabrik	=	$	78.615
General expenses	=	$	1.962.876
Laboratorium dan kontrol	=	$	117.922
Pemeliharaan dan perbaikan	=	$	3.317.306
Plant supplies	=	$	265.384
Total Biaya Semi Variabel (SVC)	=	$	8.928.500
d. Harga Penjualan (S)	=	$	105.194.985

Maka:

$$BEP = \frac{FC + (\ 0{,}3\ SVC\ )}{(S - 0{,}7SVC - VC)} \times 100\%$$

$$= 44{,}0\%$$

Titik BEP terjadi pada kapasitas produksi = 44,0% x 70.000 ton/tahun

= 30827,58 ton/tahun

Untuk produksi tahun pertama kapasitas 60% dari kapasitas yang sebenarnya, sehingga, keuntungan adalah;

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{(\ 100 - BEP\ ) - (\ 100 - \%\ kapasitas\ )}{100 - BEP}$$

Dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (< 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kapasitas = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{PBi}{\$\ 3.884.198{,}98} = \frac{100\% - 44\% - 100\% - 60\%}{100\% - 44\%}$$

$$= \$\ 1.107.818$$

Sehingga cash flow setelah pajak pada tahun pertama adalah

C_A = Laba bersih tahun pertama + Depresiasi alat

= $ 1.107.818 + $ 4.312.498

= $ 5.420.315

Untuk produksi tahun kedua kapasitas 80% dari kapasitas yang sebenarnya, sehingga, keuntungan adalah;

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{(\ 100 - BEP\ ) - (\ 100 - \%\ kapasitas\ )}{100 - BEP}$$

Dimana :

PBi = keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (< 100%)

PB = keuntungan pada kapasitas 100%

% kapasitas = % kapasitas yang tercapai

$$\frac{PBi}{\$\ 3.884.198{,}98} = \frac{100\% - 44\% - 100\% - 80\%}{100\% - 44\%}$$

$$= \$\ 2.496.008$$

Sehingga cash flow setelah pajak pada tahun kedua adalah

C_A = Laba bersih tahun kedua + Depresiasi alat

= $ 2.496.008 + $ 4.312.498

= $ 6.808.506

5. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah suatu titik yang merupakan kapasitas minimal pabrik masih boleh beroperasi.

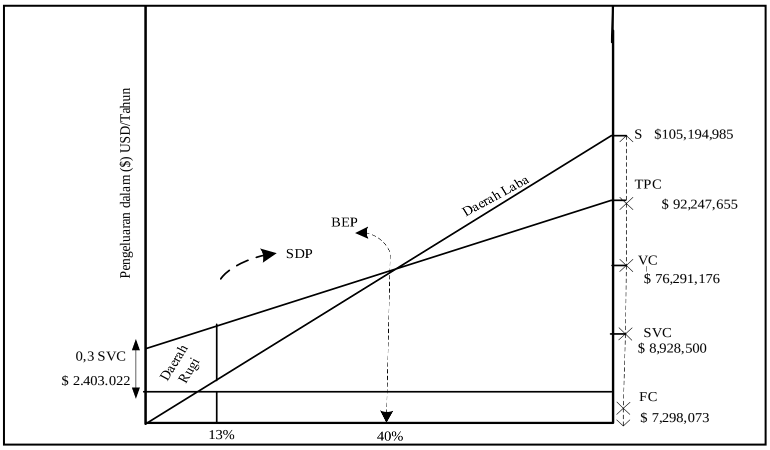
$$\text{SDP} = \frac{0{,}3\ \text{SVC}}{\text{S} - 0{,}7\text{SVC} - \text{VC}} \times 100\%$$

= 12%

Titik SDP terjadi pada kapasitas penjualan,

= 12% x $ 78.615

= $ 9.295



Grafik E.2. Grafik BEP dan Kapasitas pada Keadaan Shut Down

6. Net Present Value (NPV)

Metode ini digunakan untuk menghitung selisih dari nilai penerimaan kas bersih dengan nilai investasi sekarang.

Diasumsikan masa konstruksi selama 2 tahun.

(tahun pertama = 40% ; tahun kedua = 40%)

C_{A-2} = 40% × FCI × $(1 + i)^2$

= 40% × $ 33.173.058 × 1,1664

= $ 15.477.222

C_{A-1} = 40% × FCI × $(1 + i)^1$

= 40% × $ 33.173.058 × 1,08

= $ 14.330.761

C_{A0} = $-C_{A-1}$ - C_{A-2}

= - $ 14.330.761 - $ 15.477.222

= - $ 29.807.983

Menghitung NPV tiap tahun

NPV = $C_A \times F_d$

$$F_d = \frac{1}{(1 + i)^n}$$

Dimana :

F_d = Faktor diskon

C_A = cash flow setelah pajak

i = tingkat bunga bank

n = tahun ke-n

Tabel E.2. Cash Flow untuk NPV selama 10 tahun

Tahun	**Cash Flow (CA)**	**Fd**	**NPV**
ke-	**($)**	**i = 0,12**	**($)**
0	(29.807.983)	1	(29.807.983)
1	5.420.315	0,8929	4.839.567
2	6.808.506	0,7972	5.427.699
3	6.808.506	0,7118	4.846.160
4	6.808.506	0,6355	4.326.929
5	6.808.506	0,5674	3.863.329
6	6.808.506	0,5066	3.449.401
7	6.808.506	0,4523	3.079.822
8	6.808.506	0,4039	2.749.841
9	6.808.506	0,3606	2.455.216
10	6.808.506	0,3220	2.192.157
WCI			**8.293.265**
Total			**15.715.403**

Karena NPV = (+) maka pabrik layak untuk didirikan

7. Internal Rate of Return (ROI)

Merupakan cara untuk menghitung tingkat suku bunga dimana hasil penjumlahannya akan menghasilkan nilai yang sama dengan investasi.

Dimana :

i_1 = bunga pinjaman ke-1 (trial) = 15%

i_2 = bunga pinjaman ke-2 (trial) = 27%

Tabel E.2. *Cash Flow* untuk IRR

Tahun ke-	**Cash Flow (CA) ($)**	**NPV_1 ($)** **i = 15%**	**NPV_2 ($)** **= 27%**
0	(29.807.983)	(29.807.983)	(29.807.983)
1	5.420.315	4.713.318	4.267.965
2	6.808.506	5.148.209	4.221.282
3	6.808.506	4.476.703	3.323.844
4	6.808.506	3.892.785	2.617.200
5	6.808.506	3.385.031	2.060.788
6	6.808.506	2.943.505	1.622.667
7	6.808.506	2.559.570	1.277.691
8	6.808.506	2.225.713	1.006.056
9	6.808.506	1.935.402	792.170
10	6.808.506	1.682.959	623.756
WCI		**8.293.265**	**8.293.265**
Total		**11.448.476**	**298.700**

$$IRR = i_1 + \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \times (i_2 - i_1)$$

Dimana :

i_1 = bunga pinjaman ke-1 yang ditrial = 15%

i_2 = bunga pinjaman ke-2 yang ditrial = 27%

Sehingga,

$$IRR = 15\% + \frac{11.448.476}{11.448.476 - 298.700} \times 27\% - 15\%$$

$$= 27\%$$

Dari hasil perhitungan diperoleh nilai IRR 27% per tahun.

Karena harga IRR lebih besar dari bunga bank (8%) maka Pabrik Etil Asetat ini layak untuk didirikan.

Kesimpulan Aspek Ekonomi dari Pabrik Etil Asetat kapasitas 70.000 ton/ tahun

Return Of Investment Before Tax (ROI BT)	:	39%
Return Of Investment AfterTax (ROI AT)	:	27,3%
Pay Out Time (POTAT)	:	2,5 tahun
Break Event Point (BEP)	:	44%
Shut Down Point (SDP)	:	12%
Internal Rate of Return (IRR)	:	27%

LEMBAR KONSULTASI BIMBINGAN SKRIPSI

Nama : 1. Firyaal Putri Verdina NIM. 1914025
2. Vina Nur Laily NIM. 1914027

Judul Skripsi :Pra Rencana Pabrik Etil Asetat dari Asam Asetat dan Alkohol menggunakan Katalis Asam Sulfat dengan Proses Kapasitas Produksi 70.000 Ton/Tahun

No.	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	Selasa 28 Februari 2023	Bab I perhitungan kapasitas Bab II Uraian proses	
2.	Selasa 14 Maret 2023	Bab II Uraian proses Flow sheet proses	
3.	Selasa 28 Maret 2023	Bab III Neraca massa Bab IV Neraca panas	
4.	Kamis 13 April 2023	Bab III Neraca massa Bab IV Neraca panas	
5.	Senin 17 April 2023	Bab V Spesifikasi Alat Bab III Neraca massa Bab IV Neraca panas	
6.	Selasa 09 Mei 2023	Bab V Spesifikasi Alat Bab VI Alat utama reaktor	
7.	Rabu 17 Mei 2023	Bab VI Alat Utama Destilasi Bab VII Instrumentasi	

8.	Senin 28 Mei 2023	Bab viii Utilitas Bab ix Lokasi dan tata letak pabrik	
9.	Senin 19 juni 2023	Bab viii Utilitas dan flowsheet Bab x Struktur Organisasi	
10.	Selasa 04 juli 2023	Bab ii perbaikan alat di flowsheet Bab viii perhitungan kebutuhan air Bab xi Ekotek	
11.	Kamis 20 juli 2023	Bab xi perbaikan perhitungan di ekotek	
12	Rabu 24 juli 2023	Bab xi perbaikan hitungan ekotek beserta perbaikan grafik	
13.	Jum'at 04 Agustus 2023	Bab ii perbaikan alat diflowsheet Bab viii perbaikan flowsheet utilitas Bab x Perbaikan struktur organisasi	
14.	Rabu 09 Agustus 2023	Bab vi perbaikan suhu pada alat utama reaktor dan destilasi	

Mengetahui,
Dosen Pembimbing,

Ir. Rini Kartika Dewi, ST., MT
NIP. P. 103 0100 370

INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
JL. Bend. Sigura-gura no. 2
MALANG

PERBAIKAN SKRIPSI

Berdasarkan Ujian Skripsi Jurusan Teknik Kimia jenjang Strata Satu (S1) yang diadakan pada :

Hari : Rabu
Tanggal: 9 Agustus 2023

Perlu adanya perbaikan pada Skripsi Berikut :

Nama : Firyaal & Vina
Nim : ....

Perbaikan tersebut meliputi :

① Cek reaksi semua referensi jk liq + liq mk tdk usah pakai vaporizer. > Ubah jenis kondensor | reboiler

② Cek produk di alatnya

③ Cek produk Destilasi HKD & LKB

Acc 14/8 23.

14/8 2023

Malang, 9 Agustus 2023

Dosen Penguji

Nilna

INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG
JL. Bend. Sigura-gura no. 2
MALANG

PERBAIKAN SKRIPSI

Berdasarkan Ujian Skripsi Jurusan Teknik Kimia jenjang Strata Satu (S1) yang diadakan pada :

Hari : Rabu

Tanggal: 09 Agustus 2023

Perlu adanya perbaikan pada Skripsi Berikut :

Nama : Firyaal Putri + Vina Nur

Nim : 1914025 + 1914027

Perbaikan tersebut meliputi :

1. Cek kembali alat Instrumentasi di flowsheet
2. Perbaiki HE Type OPHE
3. Perbaiki bagan / kurva BEP

Acc Revisi
15/8/23.

Malang, 09 Agustus 2023.

Dosen Penguji

Dwi Ana .A.

PRA RENCANA PABRIK ETIL ASETAT DARI ASAM ASETAT DAN ALKOHOL MENGGUNAKAN KATALIS ASAM SULFAT DENGAN PROSES ESTERIFIKASI KAPASITAS 70.000 TON/TAHUN

ORIGINALITY REPORT

17%	17%	0%	4%
SIMILARITY INDEX	INTERNET SOURCES	PUBLICATIONS	STUDENT PAPERS

PRIMARY SOURCES

1	eprints.upnjatim.ac.id Internet Source	10%
2	123dok.com Internet Source	5%
3	publikasi.unitri.ac.id Internet Source	2%

Exclude quotes	Off	Exclude matches	< 2%
Exclude bibliography	Off		