LAMPIRAN A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas Produksi	=	16.000	ton/tahun	:	330	hari/tahun
	=	48,4848	ton/hari	x	1000	kg/ton
	=	48484,8485	kg/hari	:	24	jam/hari
	=	2020,2020	kg/jam			
Operasi	=	330 hari/tahun ; 24 jam/hari				
Basis Waktu	=	1 jam				
Bahan baku yang dibutuhkan	=	10.367,9149	ton/tahun			
	=	31.417,9240	kg/hari			
	=	1.309,0802	kg etilen/jam			

Tabel Atom relatif

No	Atom	Ar
1	C	12,011
2	H	1,008
3	O	15,999
4	W	183,85
5	S	32,066
6	P	30,974

Tabel Berat Massa Berbagai Komponen

No	Komponen	BM (kg/kmol)
1	C_2H_5OH	46,07
2	C_2H_4	28,05
3	H_2O	18,02
4	H_3PO_4	97,99
5	CH_4	16,04
6	C_2H_6	30,07
8	O_2	32,00

Tabel Komposisi Bahan Baku Etilen

Komponen	% Berat
C_2H_4	99,90%
CH_4	0,05%
C_2H_6	0,05%
Total	100%

Tabel Titik Didih Berbagai Komponen

Komponen	Nama Senyawa	Titik Didih 1 atm(^oC)
C_2H_5OH	Etanol	78,37
C_2H_4	Etilen	-103,9
CH_4	Metana	-161,4
C_2H_6	Etana	-88,5
H_3PO_4	Asam Fosfat	407
H_2O	Air	100

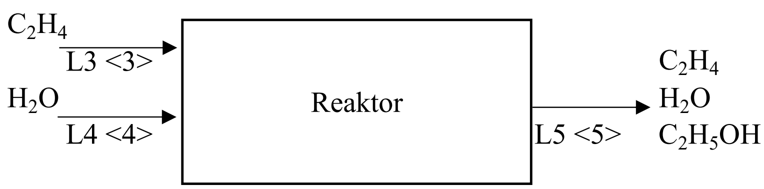
1. Nama Alat : Reaktor

Kode : 1R-01

Fungsi : Untuk mereaksikan C_2H_4 dengan H_2O

Sistem : *Continue*

Konversi reaksi : 95%



$$C_2H_4 + H_2O \longrightarrow C_2H_5OH$$

Perhitungan Bahan Baku Komposisi Etilen

1. Etilen

$$C_2H_4 = \frac{(\text{komposisi} \quad x \quad \text{basis})}{\text{BM } C_2H_4}$$

$$= \frac{99{,}90\% \quad x \quad 1309{,}08 \text{ kg/jam}}{28{,}05 \text{ kg/kmol}}$$

$$= \frac{1307{,}7711 \text{ kg/jam}}{28{,}0540 \text{ kg/kmol}}$$

$$= 46{,}6162 \text{ kmol/jam}$$

2. Etana

C_2H_6 = komposisi x basis

= 0,05% x 1309,08

= 0,6545 kg/jam

3. Metana

CH_4 = komposisi x basis

= 0,05% x 1309,08

= 0,6545 kg/jam

Konversi reaksi = 95%

Stokiometri Reaksi

Reaksi Utama:

	1 C_2H_4	+	1 H_2O	$\longrightarrow$	1 C_2H_5OH
m (kmol)	46,62		46,6162		
r (kmol)	44,29		44,2854		44,2854
s (kmol)	2,3308		2,3308	$\longrightarrow$	44,2854
s (kg)	65,389		41,9895		2040,1840

Perhitungan H_2O masuk reaktor

Massa H_2O = mol x BM

= 46,6162 x 18,0150

= 839,7910 kg/jam

Tabel Neraca Massa Reaktor

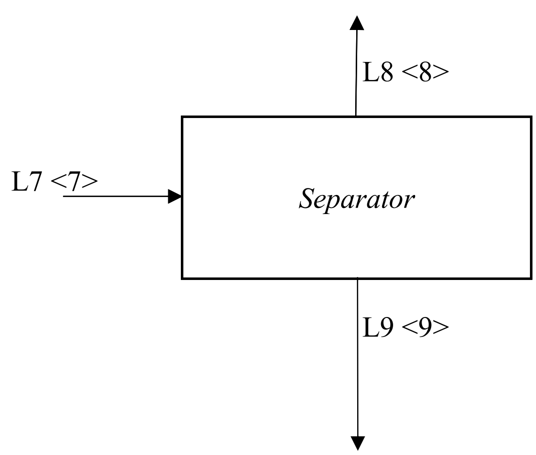
Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
F3 <3>		L5 <5>	
$C_2H_{4(g)}$	1307,7711	$C_2H_{4(g)}$	65,3886
$C_2H_{6(g)}$	0,6545	$C_2H_{6(g)}$	0,6545
$CH_{4(g)}$	0,6545	$CH_{4(g)}$	0,6545
F4 <4>		H_2O	41,9895
H_2O	839,7910	C_2H_5OH	2040,1840
Total	2148,8711	Total	2148,8711

2. **Nama Alat** : **Separator**

   Kode : 1S-01

   Fungsi : Untuk memisahkan gas dan liquid

   Sistem : *Continue*



Diketahui :

Aliran L7 <7> adalah laju massa keluar dari kondensor

Komponen	BM	Fraksi	Massa (kg)	kmol	Fraksi mol
C_2H_4	28,05	0,0304	65,3886	2,3308	0,0476
C_2H_6	30,07	0,0003	0,6545	0,0218	0,0004
CH_4	16,04	0,0003	0,6545	0,0408	0,0008
H_2O	18,02	0,0195	41,9895	2,3308	0,0476
C_2H_5OH	46,07	0,9494	2040,1840	44,2854	0,9036
Total		1	2148,8711	49,0096	1,0000

Menghitung suhu separator

Untuk menghitung suhu masuk separator dapat dilakukan dengan menggunakan persamaan Antoine sebagai berikut :

Persamaan Antoine : $\log (Pi^{saturated}) = A - \dfrac{B}{T + C}$

(Carl L. Yaws second edition, tabel 1)

Dengan : $Pi^{saturated}$ = tekanan saturated bahan ; mmHg
T = temperatur operasi ; Celcius
A,B,C = Konstanta Antoine

$$Ki = \frac{Pi^{saturated}}{P_{total}}$$

$$yi = xi \times Ki$$

Dengan : xi = fraksi mol liquid
yi = fraksi mol vapor

Data konstanta Antoine di Carl L. Yaws

Komponen	A	B	C
C_2H_6	6,952	698,930	260,264
CH_4	6,844	435,453	271,361
C_2H_4	6,969	649,806	262,730
H_2O	8,056	1723,64	233,080
C_2H_5OH	8,129	1660,87	238,131

T = Celcius
P = mmHg

Sumber : Carl L. Yaws 2Ed; HandBook

Trial suhu bubble point = 31,28 ^oC

Tekanan = 1 atm
= 3040 mmHg

$$\log (Pi^{saturated})\ C_2H_5OH = A - \frac{B}{T + C}$$

$$= 8,1288 - \frac{1660,8713}{(31,28 + 238,131)}$$

$= 1,9640$

$$Pi^{saturated} \quad C_2H_5OH = 10^{(1,9640)}$$

$= 92 \text{ mmHg} \times \dfrac{1 \text{ atm}}{3040 \text{ mmHg}}$

$= 0,0303 \text{ atm}$

$$Ki = \frac{Pi^{saturated}}{P_{total}} = \frac{0,0303 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} = 0,03028 \text{ atm}$$

$yi = xi \times Ki$

$= 0,9036 \times 0,0303$

$= 0,0274$

Nilai bubble point dari feed adalah sebagai berikut :

Komponen	ln Pi sat (mmhg)	Pi sat (mmHg)	Pi sat (atm)	Ki	xi	yi = xi*Ki
C_2H_6	4,5545	35854	11,7942	11,7942	0,0004	0,0052
CH_4	5,4049	254064	83,5737	83,5737	0,0008	0,0696
C_2H_4	4,7586	57356	18,8672	18,8672	0,0476	0,8973
H_2O	1,5358	34,3373	0,0113	0,0113	0,0476	0,0005
C_2H_5OH	1,9640	92,048	0,0303	0,0303	0,9036	0,0274
Total					1,0000	1,0000

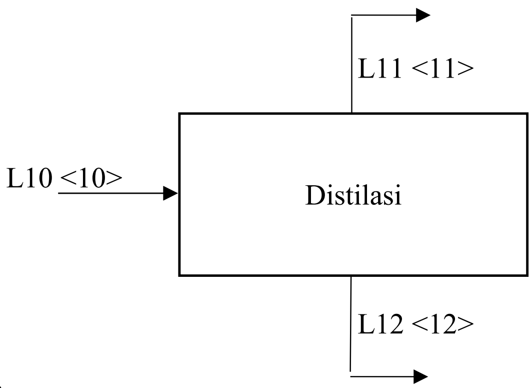
Trial bubble point pada feed memenuhi ; $\sum yi = 1$

Berdasarkan trial suhu bubble point, maka diambil suhu feed separator $= 31,28$ °C

Tabel Neraca Massa Separator

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
L7 <7>		L8 <8>	
$C_2H_{6(g)}$	0,6545	$C_2H_{6(g)}$	0,6545
$CH_{4(g)}$	0,6545	$CH_{4(g)}$	0,6545
$C_2H_{4(g)}$	65,3886	$C_2H_{4(g)}$	65,3886
H_2O	41,9895	L9 <9>	
C_2H_5OH	2040,1840	H_2O	41,9895
		C_2H_5OH	2040,1840
Total	2148,8711	Total	2148,8711

3. **Nama Alat** : **Distilasi**
   Kode : 1D-01
   Fungsi : Untuk memisahkan etanol dan air dari campuran liquid
   Sistem : *Continue*



Diketahui :

Laju massa masuk destilasi dari aliran L10 <10>

Komponen	BM	Fraksi	Massa (kg)	kmol	Fraksi mol
H_2O	18,02	0,0202	41,9895	2,3308	0,0500
C_2H_5OH	46,07	0,9798	2040,1840	44,2854	0,9500
Total		1,0000	2082,1735	46,6162	1,0000

Light Key = C_2H_5OH (komponen paling ringan pada bottom)
Heavy Key = H_2O (komponen paling berat pada destilat)

Perhitungan distribusi komponen :
untuk menghasilkan produk atas etanol dengan kadar 99%,
maka direncanakan :
Distribusi komponen produk (top)
C_2H_5OH = 99%
H_2O = 1% (Heavy Key)
Distribusi komponen produk (bottom)
C_2H_5OH = 1% (Light Key)
H_2O = 99%

kmol distilat C_2H_5OH = feed C_2H_5OH x distribusi C_2H_5OH pada distilat
= 44,2854 x 0,99
= 43,84254324 kmol

kmol bottom C_2H_5OH = feed C_2H_5OH x distribusi C_2H_5OH pada bottom
= 44,2854 x 0,01
= 0,4429 kmol

Distribusi mol masing - masing komponen :

Komponen	F (kmol)	X_F	Distilat	X_D	Bottom	X_B
H_2O	2,3308	0,0500	0,0233	0,0005	2,3075	0,8390
C_2H_5OH	44,2854	0,9500	43,8425	0,9995	0,4429	0,1610
Total	46,6162	1,0000	43,8659	1,0000	2,7504	1,0000

Distribusi berat masing - masing komponen :

Komponen	F (kg)	X_F	Distilat	X_D	Bottom	X_B
H_2O	41,9895	0,0202	0,4199	0,0002	41,5697	0,6708
C_2H_5OH	2040,1840	0,9798	2019,7821	0,9998	20,4018	0,3292
Total	2082,1735	1,0000	2020,2020	1,0000	61,9715	1,0000

Menghitung Suhu Feed dengan Bubble Point

Persamaan Antoine : $\log (Pi^{saturated}) = A - \dfrac{B}{T + C}$

(Carl L. Yaws second edition, tabel 1)

Dengan : $Pi^{saturated}$ = tekanan saturated bahan ; mmHg

T = temperatur operasi ; Celcius

A,B,C = Konstanta Antoine

$$Ki = \frac{Pi^{saturated}}{P_{total}}$$

$$yi = xi \times Ki$$

Dengan : xi = fraksi mol liquid

yi = fraksi mol vapor

Data konstanta Antoine di Carl L. Yaws

Komponen	A	B	C
H_2O	8,056	1723,64	233,080
C_2H_5OH	8,129	1660,87	238,131

T = Celcius

P = mmHg

Sumber : Carl L. Yaws 2Ed; HandBook

Menghitung bubble point feed dengan persamaan antoine.

Trial suhu bubble point = 79,10 ^oC

Tekanan = 1 atm

= 760 mmHg

$$\log (Pi^{saturated})\ C_2H_5OH = A - \frac{B}{T + C}$$

$$= 8,1288 - \frac{1660,8713}{(79,10 + 238,131)}$$

$$= 2,8932$$

$$Pi^{saturated}\ C_2H_5OH = 10^{(2,8932)}$$

$$= 781,91 \text{ mmHg} \times \frac{1 \text{ atm}}{760 \text{ mmHg}}$$

$$= 1,0288 \text{ atm}$$

$$Ki = \frac{Pi^{saturated}}{P_{total}} = \frac{1,0288}{1 \text{ atm}} = 1,0288 \text{ atm}$$

yi = xi x Ki
= 0,9500 x 1,0288
= 0,9774

Nilai bubble point dari feed adalah sebagai berikut :

Komponen	ln Pi sat (mmhg)	Pi sat (mmHg)	Pi sat (atm)	Ki	xi	yi = xi*Ki
H_2O	2,5344	342,256	0,4503	0,45	0,0500	0,0225
C_2H_5OH	2,8932	781,91	1,0288	1,03	0,9500	0,9774
Total					1,0000	0,9999

Trial bubble point pada feed memenuhi ; ∑yi = 1
Trial bubble point pada feed memenuhi ; Pi < 1 = YA
Berdasarkan trial suhu bubble point, maka diambil suh feed masuk = 79,10 °C

Menghitung Suhu Distilat

Menghitung suhu bubble point

Persamaan Antoine : $\log (Pi^{saturated}) = A - \frac{B}{T + C}$

(Carl L. Yaws second edition, tabel 1)

Dengan : $Pi^{saturated}$ = tekanan saturated bahan ; mmHg
T = temperatur operasi ; Celcius
A,B,C = Konstanta Antoine

$Ki = \frac{Pi^{saturated}}{P_{total}}$

yi = xi x Ki

Menghitung suhu dew point

$Ki = \frac{Pi^{saturated}}{P_{total}}$

$xi = \frac{yi}{Ki}$

Dengan : xi = fraksi mol liquid
yi = fraksi mol vapor

Data konstanta Antoine di Carl L. Yaws

Komponen	A	B	C
H_2O	8,056	1723,64	233,080
C_2H_5OH	8,129	1660,87	238,131

T = Celcius
P = mmHg
Sumber : Carl L. Yaws 2Ed; HandBook

Menghitung bubble point distilat dengan persamaan antoine.

Trial suhu bubble point = 78,36 ^oC
Tekanan = 1 atm

$= 760$ mmHg

$$\log (Pi^{saturated})\ C_2H_5OH = A - \frac{B}{T + C}$$

$$= 8{,}1288 - \frac{1660{,}8713}{(78{,}36 + 238{,}131)}$$

$$= 2{,}8809$$

$$Pi^{saturated}\ C_2H_5OH = 10^{(2{,}8809)}$$

$$= 760{,}21 \text{ mmHg} \times \frac{1 \text{ atm}}{760 \text{ mmHg}}$$

$$= 1{,}0003 \text{ atm}$$

$$Ki = \frac{Pi^{saturated}}{P_{total}} = \frac{1{,}0003 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} = 1{,}0003 \text{ atm}$$

$$yi = xi \times Ki$$

$$= 0{,}9995 \times 1{,}0003$$

$$= 0{,}9997$$

Nilai bubble point dari feed adalah sebagai berikut :

Komponen	**ln Pi sat (mmhg)**	**Pi sat (mmHg)**	**Pi sat (atm)**	**Ki**	**xi**	**yi = xi*Ki**
H_2O	2,5212	332,084	0,4370	0,44	0,0005	0,0002
C_2H_5OH	2,8809	760,21	1,0003	1,00	0,9995	0,9997
Total					1,0000	1,000

Trial bubble point pada distilat memenuhi ; $\sum yi$ = 1

Trial bubble point pada distilat memenuhi ; Pi < 1 = YA

Berdasarkan trial suhu bubble point, maka diambil suh distilat = 78,36 °C

Data konstanta Antoine di Carl L. Yaws

Komponen	**A**	**B**	**C**
H_2O	8,056	1723,64	233,080
C_2H_5OH	8,129	1660,87	238,131

T = Celcius

P = mmHg

Sumber : Carl L. Yaws 2Ed; HandBook

Menghitung dew point distilat dengan persamaan antoine.

Trial suhu dew point = 62,23 ^oC

Tekanan = 1 atm

= 760 mmHg

$$\log (Pi^{saturated})\ C_2H_5OH = A - \frac{B}{T + C}$$

$$= 8{,}1288 - \frac{1660{,}8713}{(62{,}23 + 238{,}131)}$$

$$= 2{,}5992$$

$$Pi^{saturated} \quad C_2H_5OH = 10^{(2{,}5992)}$$

$$= 397{,}36 \text{ mmHg} \times \frac{1 \text{ atm}}{760 \text{ mmHg}}$$

$$= 0{,}5228 \text{ atm}$$

$$Ki = \frac{Pi^{saturated}}{P_{total}} = \frac{0{,}5228 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} = 0{,}5228 \text{ atm}$$

$$xi = \frac{yi}{Ki} = \frac{0{,}9995}{0{,}5228} = 1{,}9116$$

Nilai dew point dari distilat adalah sebagai berikut :

Komponen	ln Pi sat (mmhg)	Pi sat (mmHg)	Pi sat (atm)	Ki	yi	xi = yi/Ki
H_2O	2,2190	165,586	0,2179	0,22	0,0005	-0,9116
C_2H_5OH	2,5992	397,36	0,5228	0,52	0,9995	1,9116
Total					1,000	1,000

Trial dew point pada distilat memenuhi ; ∑yi = 1

Trial dew point pada distilat memenuhi ; Pi < 1 = YA

Berdasarkan trial suhu bubble point, maka diambil suh distilat = 62,23 °C

Menghitung Suhu Bottom

Menghitung suhu bubble point

Persamaan Antoine : $\log (Pi^{saturated}) = A - \frac{B}{T + C}$

(Carl L. Yaws second edition, tabel 1)

Dengan : $Pi^{saturated}$ = tekanan saturated bahan ; mmHg

T = temperatur operasi ; Celcius

A,B,C = Konstanta Antoine

$$Ki = \frac{Pi^{saturated}}{P_{total}}$$

$$yi = xi \times Ki$$

Menghitung suhu dew point

$$Ki = \frac{Pi^{saturated}}{P_{total}}$$

$$xi = \frac{yi}{Ki}$$

Dengan : xi = fraksi mol liquid

yi = fraksi mol vapor

Data konstanta Antoine di Carl L. Yaws

Komponen	A	B	C
H_2O	8,056	1723,64	233,080
C_2H_5OH	8,129	1660,87	238,131

T = Celcius

P = mmHg

Sumber : Carl L. Yaws 2Ed; HandBook

Menghitung bubble point pada bottom dengan persamaan antoine.

Trial suhu bubble point = 95,17 ^oC

Tekanan = 1 atm

= 760 mmHg

$$\log (Pi^{saturated})\ C_2H_5OH = A - \frac{B}{T + C}$$

$$= 8{,}1288 - \frac{1660{,}8713}{(95{,}17 + 238{,}131)}$$

$$= 3{,}1456$$

$$Pi^{saturated}\ C_2H_5OH = 10^{(3{,}1456)}$$

$$= 1398{,}41 \text{ mmHg} \times \frac{1 \text{ atm}}{760 \text{ mmHg}}$$

$$= 1{,}8400 \text{ atm}$$

$$Ki = \frac{Pi^{saturated}}{P_{total}} = \frac{1{,}8400 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} = 1{,}8400 \text{ atm}$$

$$yi = xi \times Ki$$

$$= 0{,}1610 \times 1{,}8400$$

$$= 0{,}2963$$

Nilai bubble point pada bottom adalah sebagai berikut :

Komponen	**ln Pi sat (mmhg)**	**Pi sat (mmHg)**	**Pi sat (atm)**	**Ki**	**xi**	**yi = xi*Ki**
H_2O	2,8047	637,832	0,8393	0,8393	0,8390	0,7041
C_2H_5OH	3,1456	1398,41	1,8400	1,8400	0,1610	0,2963
Total					1,0000	1,000

Trial bubble point pada bttom memenuhi ; ∑yi = 1

Trial bubble point pada bottom memenuhi ; Pi < 1 = YA

Berdasarkan trial suhu bubble point, maka diambil suh bottom = 95,17 °C

Data konstanta Antoine di Carl L. Yaws

Komponen	A	B	C
H_2O	8,056	1723,64	233,080
C_2H_5OH	8,129	1660,87	238,131

T = Celcius
P = mmHg
Sumber : Carl L. Yaws 2Ed; HandBook

Menghitung dew point pada bottom dengan persamaan antoine.

Trial suhu dew point = 97,47 ^oC
Tekanan = 1 atm
= 760 mmHg

$$\log (Pi^{saturated})\ C_2H_5OH = A - \frac{B}{T + C}$$

$$= 8,1288 - \frac{1660,8713}{(\ 97,47 + 238,131\ )}$$

$$= 3,1797$$

$$Pi^{saturated}\ C_2H_5OH = 10^{(\ 3,1797\ )}$$

$$= 1512,66 \text{ mmHg} \times \frac{1 \text{ atm}}{760 \text{ mmHg}}$$

$$= 1,9903 \text{ atm}$$

$$Ki = \frac{Pi^{saturated}}{P_{total}} = \frac{1,9903 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} = 1,9903 \text{ atm}$$

$$xi = \frac{yi}{Ki} = \frac{0,1610}{1,9903} = 0,0809$$

Nilai dew point pada bottom adalah sebagai berikut :

Komponen	ln Pi sat (mmhg)	Pi sat (mmHg)	Pi sat (atm)	Ki	yi	xi = yi/Ki
H_2O	2,8412	693,738	0,9128	0,9128	0,8390	0,9191
C_2H_5OH	3,1797	1512,6616	1,9903	1,9903	0,1610	0,0809
Total					1,0000	1,0000

Trial bubble point pada bottom memenuhi ; ∑yi = 1
Trial bubble point pada bottom memenuhi ; Pi < 1 = YA
Berdasarkan trial suhu bubble point, maka diambil suh bottom = 97,47 °C

Menghitung Plate Teoritis

Komponen	Ki Feed	αij Feed	Ki Destilat	αij Feed	Ki Bottom	αij Bottom
H_2O	0,4503	0,4377	0,4370	0,4368	0,8393	0,4561
C_2H_5OH	1,0288	1,00	1,0003	1,000	1,8400	1,000

Light Key = C_2H_5OH
Heavy Key = H_2O
Keterangan i = komponen ; j = heavy key (Perry ed.9, P.13-33)

$$\alpha ij = \frac{\alpha \ C_2H_5OH}{\alpha \ H_2O} = \frac{Ki \ C_2H_5OH}{Ki \ H_2O}$$

$$\alpha \ LKD = \frac{\text{Ki LK bubble point distilat}}{\text{Ki HK bubble point distilat}} = \frac{1{,}0003}{0{,}4370} = 2{,}2892$$

$$\alpha \ LKB = \frac{\text{Ki}_{LK} \text{ bubble point bottom}}{\text{Ki}_{HK} \text{ bubble point bottom}} = \frac{1{,}8400}{0{,}8393} = 2{,}1924$$

α average = $(\alpha_L \text{ distilat x } \alpha_L \text{ bottom})^{0,5}$ (Geankoplis, pers.11.7-13)

$$\alpha av = \frac{\alpha \ LKD + \alpha \ LKB}{2} = \frac{2{,}2892 + 2{,}19245}{2}$$

= 2,241

$$N \min = \frac{\log \left[\left(\frac{X_{LK}}{X_{HK}} \right) D \times \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right) B \right]}{\log \ \alpha_{ave}}$$ (Geankoplis, pers.11.7-12)

$$= \frac{\log \ \left(\frac{2019}{1{,}0734}\right) \ x \ \left(\frac{51{,}99}{10{,}0}\right)}{\log \ 2{,}2408}$$

$$= \frac{3{,}9913}{0{,}3504}$$

Nmin = 11,3903

Memplotkan nilai R/ R+1 dan Rm/Rm+1 pada Coulson (Page 673)
diperoleh Nm/N adalah = 0,10
Sehingga jumlah stage (N) teoritis adalah

$$\frac{Nm}{N} = 0{,}10$$

$$N = \frac{11{,}3903}{0{,}10}$$

= 118 buah

Menentukan refluks minimum

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

dimana feed masuk dalam keadaan liquid pada titik didihnya q = 1
(Dikutip dari Geankoplis, 1993; hlmn 687)

trial ø = 0,0507

Komponen	$\mathbf{X_F}$	**αi**	**(αi-ø)**	**1-q**
H_2O	0,0500	0,4377	0,3870	0,0565
C_2H_5OH	0,9500	1,0000	0,9493	1,0007
Total	1,0000			1

Hasil (1-q) = 1; maka q = -0,06

Komponen	Xd	αi	(αi-ø)	Rm + 1
C_2H_5OH	0,9995	1,0000	0,9493	1,0528
H_2O	0,0005	0,4377	0,3870	0,0006
Total	1,0000			1,0534

R_m+1 = 1,0534 (Positif)

R_m = 0,0534

Perhitungan (1 - q) = 1 dan nilai R_{min} adalah positif maka trial 1 adalah benar.

Optimum Reflux Ratio = 1,1 s/d 1,5 R_{min} *(Perry 6ed,p.13-34)*

Digunakan (R opt) = 1,5 kali R min

R_m = 0,0534

R_{opt} = 1,5 x R_m

= 0,0801

$$\frac{R}{R + 1} = \frac{0,0801}{0,0801 + 1}$$

= 0,0742

$$\frac{Rm}{Rm + 1} = \frac{0,0534}{0,0534 + 1}$$

= 0,0507

Menghitung massa pada laju alir atas dan laju alir bawah

Menghitung massa pada laju alir atas

Menghitung aliran kondensor yang ada di refluks

R_{opt} = L_D / D

L_D = R_{opt} x D

L_D = 2,2248 kmol/jam

Komponen	BM	Fraksi	Massa (kg)	kmol	Fraksi mol
H_2O	18,02	0,00021	0,0213	0,001182145	0,00053
C_2H_5OH	46,07	0,99979	102,4397	2,223615239	0,99947
Total		1,0000	102,4610	2,2248	1,0000

Menghitung aliran masuk kondensor

V_D = L_D + D

= 2,2248 + 43,8659

= 46,0906 kmol/jam

Komponen	BM	Fraksi	Massa (kg)	kmol	Fraksi mol
H_2O	18,02	0,00021	0,4412	0,024490249	0,00053
C_2H_5OH	46,07	0,99979	2122,2219	46,06615848	0,99947
Total		1,0000	2122,6630	46,0906	1,0000

Massa masuk kondensor = massa masuk akumulator yang membedakan hanya fasa komponen saja, serta faksi massa maupun fraksi mol sama.

Menghitung aliran keluar kondensor menuju tangki penyimpanan produk

Komponen	BM	Fraksi	Massa (kg)	kmol	Fraksi mol
H_2O	18,02	0,00021	0,4199	0,023308104	0,00053
C_2H_5OH	46,07	0,99979	2019,7821	43,84254324	0,99947
Total		1,0000	2020,2020	43,8659	1,0000

Tabel Neraca Massa Akumulator

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
LD <D>		Lr <r>	
H_2O	0,4412	H_2O	0,0213
C_2H_5OH	2122,2219	C_2H_5OH	102,4397
		L11 <11>	
		H_2O	0,4199
		C_2H_5OH	2019,7821
Total	2122,6630	Total	2122,6630

Menghitung massa pada laju alir bawah

Menghitung massa keluar reboiler

$V_B = V_D$ **(Warren L. McCabe)**

$V_B = 46{,}0906$ kmol/jam

Komponen	BM	Fraksi	Massa (kg)	kmol	Fraksi mol
H_2O	18,02	0,67079	696,6270	38,66927309	0,83898
C_2H_5OH	46,07	0,32921	341,8954	7,421375643	0,16102
Total		1,0000	1038,5223	46,0906	1,0000

Massa masuk keluar reboiler = massa masuk kondensor yang membedakan hanya faksi massa dan fraksi mol.

Menghitung massa masuk reboiler

$L_B = V_B + B$

$= 46{,}0906 + 2{,}7504$

$= 48{,}8410$ kmol/jam

Komponen	BM	Fraksi	Massa (kg)	kmol	Fraksi mol
H_2O	18,02	0,67079	738,1966	40,97677537	0,83898
C_2H_5OH	46,07	0,32921	362,2972	7,864229616	0,16102
Total		1,0000	1100,4938	48,8410	1,0000

Menghitung aliran keluar kondensor menuju tangki penyimpanan produk

Komponen	BM	Fraksi	Massa (kg)	kmol	Fraksi mol
H_2O	18,02	0,67079	41,5697	2,307502276	0,83898
C_2H_5OH	46,07	0,32921	20,4018	0,442853972	0,16102
Total		1,0000	61,9715	2,7504	1,0000

Tabel Neraca Massa Reboiler

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
LR <R>		Lr <r>	
H_2O	738,1966	H_2O	696,6270
C_2H_5OH	362,2972	C_2H_5OH	341,8954
		L12 <12>	
		H_2O	41,5697
		C_2H_5OH	20,4018
Total	1100,4938	Total	1100,4938

Tabel Neraca Massa Distilasi

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
L10 <10>		L11 <11>	
H_2O	41,9895	H_2O	0,4199
C_2H_5OH	2040,1840	C_2H_5OH	2019,7821
		L12 <12>	
		H_2O	41,5697
		C_2H_5OH	20,4018
Total	2082,1735	Total	2082,1735

$$\text{Kemurnian Produk} = \frac{\text{Massa } C_2H_5OH}{\text{Massa total}} \times 100\%$$

$$= \frac{2019{,}7821}{2020{,}2020} \times 100\%$$

$$= 99{,}98\%$$

Tinjauan Kapasitas Produksi

Dengan bahan baku etilen	=	1.309,0802	kg/jam	
Didapatkan etanol	=	2.020,2020	kg/jam	
	=	48.484,8485	kg/hari	(24 jam proses)
	=	16.000.000	kg/tahun	(330 hari kerja)
	=	16.000,0000	ton/tahun	
Rencana kapasitas produksi	=	16.000,0000	ton/tahun	
	=	2.020,2020	kg/jam	
Maka faktor scale-up kapasitas	=	1,0000	(Cek, harus = 1)	

LAMPIRAN B
PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas Produksi	=	16.000	ton/tahun
	=	48,4848	ton/hari
	=	48484,85	kg/hari
	=	2020,202	kg/jam
Waktu Operasi	=	330	hari
	=	24	jam
Satuan	=	Kilo kalori (kkal)	
Suhu refernsi	=	25	^{o}C
	=	298,2	K

Persamaan umum neraca panas

Akumulasi = ΔH masuk - ΔH keluar - Q + ΔH Reaksi + Q loss

Akumulasi + ΔH masuk + Q = ΔH keluar + ΔH reaksi + Q loss

Dimana :

$$H = n \int_{Tref}^{T} Cp \; dT$$

$$Cp = a + b(T) + c(T)^3 + d(T)^4 \, dT$$

$$= a \times (T - Tref) + \frac{b}{2} \times (T^2 - Tref^2) + \frac{c}{3} \times (T^3 - Tref^3) + \frac{d}{4} \times (T^4 - Tref^4)$$

Keterangan :

= entalpi (kj/kg atau kkal/kg)

= 1 kkal = 4,186 kJ

= 0, bila tidak ada reaksi

= mol

= posistif (+) butuh pemanas

= negatif (-) untuk butuh pendingin

= panas yang hilang asumsi 5%

= diizinkan hingga 10% (Urlich: 431)

= 0 untuk kondisi steady state

= suhu (^{o}C atau K)

= suhu reference ($25^{o}C$ atau 298,15 K)

= spesific heat (kkal/kmol.K)

= konstanta Cp

Data Berat Molekul Untuk Beberapa Komponen

Komponen	Nama Senyawa	BM
		kg/kmol
C_2H_4	Etilen	28
CH_4	Metana	16
C_2H_6	Etana	30
H_2O	Air	18
C_2H_4OH	Etanol	46

Data Konstanta Antoine Untuk Beberapa Komponen

Komponen	A	B	C
C_2H_4	6,9687	649,8057	262,7300
CH_4	6,8438	435,4534	271,3610
C_2H_6	6,9519	698,9298	260,2640
H_2O	5,1094	1678,9400	228,9700
C_2H_4OH	7,6812	1332,0400	199,2000

T = Celcius
P = mmHg

(Carl L. Yaws)

Data Kapasitas Panas Untuk Beberapa Komponen Fase Liquid

Komponen	BM	A	B	C	D
C_2H_4	28	25,597	5,71E-01	-3,36E-03	8,41E-06
CH_4	16	-0,018	1,20E+00	-9,87E-03	3,17E-05
C_2H_6	30	38,332	4,10E-01	-2,30E-03	5,93E-06
H_2O	18	92,053	-4,00,E-02	-2,11,E-04	5,35,E-07
C_2H_5OH	46	59,342	3,64E-01	-1,22E-03	1,80E-06

Data konstanta A,B,C,D : *(Carl L. Yaws)*

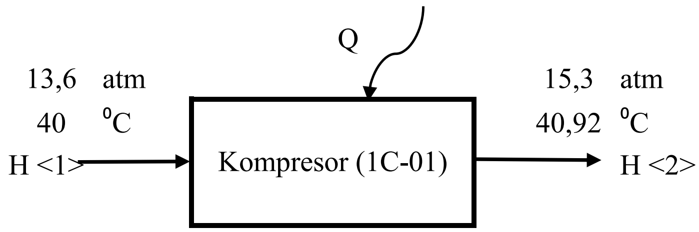
Data Kapasitas Panas Untuk Beberapa Komponen Fase Gas

Komponen	BM	A	B	C	D	E
C_2H_4	28	32,083	-1,48E-02	2,48E-04	-2,38E-07	6,83E-11
CH_4	16	34,942	-4,00E-02	1,92E-04	-1,53E-07	3,93E-11
C_2H_6	30	28,146	4,34E-02	1,89E-04	-1,91E-07	5,34E-11
H_2O	18	33,93	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
C_2H_5OH	46	27,091	1,11E-01	1,10E-04	-1,50E-07	4,66E-11

Data konstanta A,B,C,D : *(Carl L. Yaws)*

1. Kompresor (1C-01)

Fungsi : untuk menaikan tekanan sebelum masuk reaktor



Persamaan Neraca Panas Total

ΔH Masuk + Q = ΔH Keluar

H <1> + Q = H <2>

ΔH Masuk

H <1> T in = 40 ^{0}C = 313,15 K

Tref = 25 ^{0}C = 298,15 K

$$H = n \int_{T\,ref}^{T} Cp.\Delta T$$

$$= n \times A\,(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

Tabel H <1>

Komponen	**Laju Massa**	**BM**	**n**	**Cp dT**	**H = n x Cp dT**
	kg/jam	**kg/kmol**	**kmol/jam**	**kJ/kmol**	**kkal/jam**
C_2H_4	1307,771	28	46,706	667,577	7448,9807
CH_4	0,655	16	0,041	549,391	5,3693
C_2H_6	0,655	30	0,022	812,151	4,2332
Total	**1308,426**				**7458,5832**

ΔH Masuk = H <1>

= **7458,5832 kkal/jam**

Menghitung suhu keluar kompresor

Tekanan Masuk (P1) = 13,6 atm

Tekanan Keluar (P2) = 15,3 atm

Suhu Masuk (T1) = 40 °C

= 313,2 K

$\gamma = \frac{Cp}{Cv} =$ 1,238 (interpolasi)

$$\frac{T2}{T1} = \left(\frac{P2}{P1}\right)^{((\gamma-1)/\gamma)}$$

$$\frac{T2}{40} = \left[\frac{15,3}{13,6}\right]^{\left(\frac{1,238\ -\ 1}{1,238}\right)}$$

$$\frac{T2}{40} = \left[\frac{15,3}{13,6}\right]^{0,192}$$

T2 = 40,92 °C

= 314,1 K

<u>ΔH Keluar</u>

H <2> T out = 40,92 ^oC = 314,07 K

Tref = 25 ^oC = 298,15 K

$$H = n \int_{T\,ref}^{T} Cp.\Delta T$$

$$= n \times A\ (T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

Tabel H <2>

Komponen	**Laju Massa**	**BM**	**n**	**Cp dT**	**H = n x Cp dT**
	kg/jam	**kg/kmol**	**kmol/jam**	**kJ/kmol**	**kkal/jam**
C_2H_4	1307,771	28	46,706	708,874	7909,7798
CH_4	0,655	16	0,041	583,195	5,6997
C_2H_6	0,655	30	0,022	862,515	4,4958
Total	**1308,426**				**7915,4795**

ΔH Keluar = H <2>

= 7915,4795 kkal/jam

Persamaan Neraca Panas Total

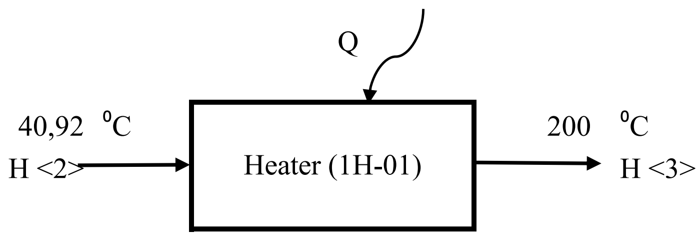
ΔH Masuk	+	Q	=	ΔH Keluar	
H <1>	+	Q	=	H <2>	
7458,5832	+	Q	=	7915,48	
		Q	=	456,8963	kkal/jam

Tabel Neraca Panas Kompresor

Aliran Masuk (kkal/jam)		Aliran Keluar (kkal/jam)	
H <1>	7458,5832	H <2>	7915,4795
Q	456,8963		
Total	7915,4795	**Total**	7915,4795

2. Heater (1H-01)

Fungsi : untuk menaikan suhu sebelum masuk reaktor



Persamaan Neraca Panas Total

ΔH Masuk	+	Q	=	ΔH Keluar
H <2>	+	Q	=	H <3>

ΔH Masuk

H <2> T in	=	**40,92**	**^{0}C**	=	**314,07**	**K**
Tref	=	**25**	**^{0}C**	=	**298,15**	**K**

$$H = n \int_{T\,ref}^{T} Cp.\Delta T$$

$$= n \times A\ (T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^{\ 2}) +$$

$$\frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^{\ 3}) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^{\ 4})$$

Tabel H <2>

Komponen	Laju Massa	BM	n	Cp dT	H = n x Cp dT
	kg/jam	kg/kmol	kmol/jam	kJ/kmol	kkal/jam
C_2H_4	1307,771	28	46,706	708,874	7909,7798
CH_4	0,655	16	0,041	583,195	5,6997
C_2H_6	0,655	30	0,022	862,515	4,4958
Total	**1308,426**				**7915,4795**

ΔH Masuk = H <2>

= **7915,4795 kkal/jam**

<u>ΔH Keluar</u>

H <3> T out = 200 ^oC = 473,15 K

Tref = 25 ^oC = 298,15 K

$$H = n \int_{T\,ref}^{T} Cp.\Delta T$$

$$= n \times A\ (T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) +$$

$$\frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

Tabel H <3>

Komponen	Laju Massa	BM	n	Cp dT	H = n x Cp dT
	kg/jam	kg/kmol	kmol/jam	kJ/kmol	kkal/jam
C_2H_4	1307,771	28	46,706	8955,541	99927,9623
CH_4	0,655	16	0,041	7049,782	68,8991
C_2H_6	0,655	30	0,022	11087,582	57,7928
Total	**1308,426**				**99996,861**

ΔH Keluar = H <3>

= **99996,861 kkal/jam**

<u>Persamaan Neraca Panas Total</u>

ΔH Masuk + Q = ΔH Keluar

H <2> + Q = H <3>

7915,4795 + Q = 99996,8614

Q = 92081,3818 kkal/jam

Kebutuhan Steam

Suhu	=	200	^oC	
Tekanan	=	1553,80	kPa	(Geankoplis, A.2-9)
	=	15,33	atm	
λ steam	=	1940,750	kJ/kg	(Geankoplis, A.2-9)
	=	463,645	kkal/kg	

Q steam = M steam x λ steam

M steam $= \dfrac{\text{Q steam}}{\lambda \text{ steam}}$

$= \dfrac{92081,38}{463,645}$

= 198,6031 kg/jam

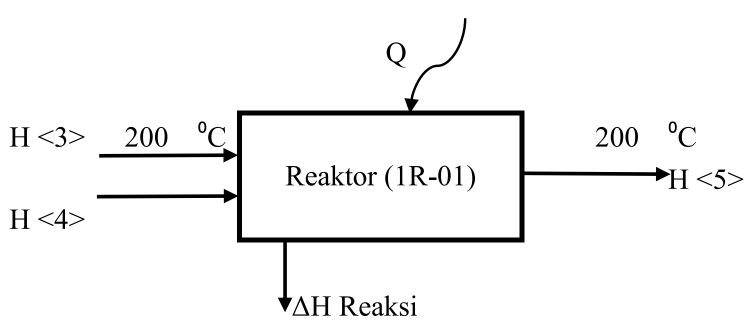
Sehingga massa steam untuk pemanas sebesar 198,6031 kg/jam

Tabel Neraca Panas Heater

Aliran Masuk (kkal/jam)		Aliran Keluar (kkal/jam)	
H <2>	7915,4795	H <3>	99996,8614
Q	92081,3818		
Total	99996,8614	**Total**	99996,8614

3. Reaktor (1R-01)

Fungsi : untuk mereaksikan bahan baku menjadi produk



Persamaan Neraca Panas Total

ΔH Masuk + Q = ΔH Keluar + ΔH Reaksi

H <3> + H <4> + Q = H <5> + ΔH Reaksi

<u>ΔH Masuk</u>

H <3> T in = 200 ^oC = 473,15 K

Tref = 25 ^oC = 298,15 K

$$H = n \int_{T\,ref}^{T} Cp.\Delta T$$

$$= n \times A\,(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

Tabel H <3>

Komponen	**Laju Massa**	**BM**	**n**	**Cp dT**	**H = n x Cp dT**
	kg/jam	**kg/kmol**	**kmol/jam**	**kJ/kmol**	**kkal/jam**
C_2H_4	1307,771	28	46,706	8955,541	99927,9623
CH_4	0,655	16	0,041	7049,782	68,8991
C_2H_6	0,655	30	0,022	11087,582	57,7928
Total	**1308,426**				**99996,861**

H <4> T in = 200 ^oC = 473,15 K

Tref = 25 ^oC = 298,15 K

Tabel H <4>

Komponen	**Laju Massa**	**BM**	**n**	**Cp dT**	**H = n x Cp dT**
	kg/jam	**kg/kmol**	**kmol/jam**	**kJ/kmol**	**kkal/jam**
H_2O	839,791	18	46,655	5989,486	66758,9914
Total	**839,791**				**66758,991**

ΔH Masuk = H <3> + H <4>

= **166755,853 kkal/jam**

<u>ΔH Keluar</u>

H <5> T out = 200 ^oC = 473,15 K

Tref = 25 ^oC = 298,15 K

$$H = n \int_{T\,ref}^{T} Cp.\Delta T$$

$$= n \times A (T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

Tabel H <5>

Komponen	Laju Massa	BM	n	Cp dT	H = n x Cp dT
	kg/jam	kg/kmol	kmol/jam	kJ/kmol	kkal/jam
C_2H_4	65,389	28	2,335	8955,541	4996,3981
CH_4	0,655	16	0,041	7049,782	68,8991
C_2H_6	0,655	30	0,022	11087,582	57,7928
H_2O	41,990	18	2,333	5989,486	3337,9496
C_2H_5OH	2040,184	46	44,352	13713,619	145306,5238
Total	**2148,871**				**153767,5634**

ΔH Keluar = H <5>

= 153767,5634 kkal/jam

ΔH Reaksi

$$\Delta Hr_{Reaksi} = \Delta Hf_{Produk} - \Delta Hf_{Reaktan})$$

Keterangan :

ΔH Reaktan = Entalpi bahan masuk

ΔH Produk = Entalpi bahan keluar

ΔH R, Tref = Panas Reaksi pada suhu reference

Tref = Suhu Reference = 25 °C = 298,15 K

ΔH R, 298,15K = ΣH^o_F Produk - ΔH^o_F Reaktan

H^o_F = Panas pembentukan bahan

1 J = 0,2389 kkal

Data Panas Pembentukan Standar (ΔH^o_F 298,15)

Komponen	ΔH^o_F kkal/kmol
C_2H_4	218,849
CH_4	-313,269
C_2H_6	-354,404
H_2O	-1012,248
C_2H_5OH	-952,825

(M. Himmelblau 7tf edt, Table F-1 App. F)

Reaksi

$C_2H_4 + H_2O \longrightarrow C_2H_5OH$

Dari neraca massa

mol C_2H_4	=	44,285	kmol
mol H_2O	=	44,285	kmol
mol C_2H_5OH	=	44,285	kmol

$\Delta Hr = \Delta HF_{Produk} - \Delta HF_{Reaktan}$

= -42196,254 - -35135,986

= -7060,2676 kkal

ΔH Reaksi = negatif (-), maka reaksi berjalan secara eksotermis (menghasilkan panas)

<u>Persamaan Neraca Panas Total</u>

ΔH Masuk + Q = ΔH Keluar + ΔH Reaksi

H <3> + H <4> + Q = H <5> + ΔH Reaksi

99996,8614 + 66758,9914 + Q = 153767,56 + -7060,2676

166755,8528 + Q = 146707,2958

Q = -20048,5570 kkal/jam

<u>Kebutuhan Air Pendingin</u>

Kebutuhan panas yang diserap = 20048,5570 kkal/jam

Suhu air pendingin masuk = 30 ^oC (Ulrich; 427)

Suhu air pendingin keluar = 45 ^oC (Ulrich; 427)

Cp air pendingin = 1 kkal/kg.^0C (Perry, T.2-355)

Kebutuhan air pendingin (m) $= \dfrac{Q}{Cp \times (T2 - T1)}$

$= \dfrac{20048,5570}{1 \times (45 - 30)}$

= 1336,5705 kg/jam

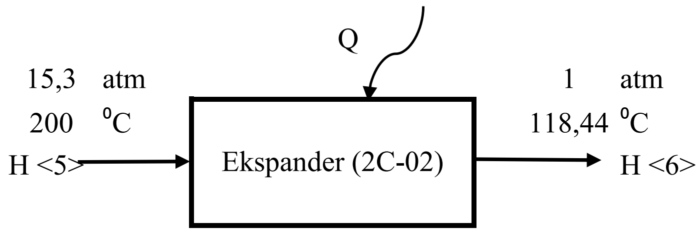
Sehingga massa air untuk pendingin sebesar 1336,5705 kg/jam

Tabel Neraca Panas Reaktor

Aliran Masuk (kkal/jam)		**Aliran Keluar (kkal/jam)**	
H <3>	99996,8614	H <5>	153767,5634
H <4>	66758,9914	ΔH Reaksi	-7060,2676
Q	-20048,5570		
Total	146707,2958	**Total**	146707,2958

4. Ekspander (2C-02)

Fungsi : untuk menurunkan tekanan



<u>Persamaan Neraca Panas Total</u>

ΔH Masuk + Q = ΔH Keluar

H <5> + Q = H <6>

<u>ΔH Masuk</u>

H <5> T in = 200 ^{0}C = 473,15 K

Tref = 25 ^{0}C = 298,15 K

$$H = n \int_{T\,ref}^{T} Cp.\Delta T$$

$$= n \times A\,(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

Tabel H <5>

Komponen	**Laju Massa**	**BM**	**n**	**Cp dT**	**H = n x Cp dT**
	kg/jam	**kg/kmol**	**kmol/jam**	**kJ/kmol**	**kkal/jam**
C_2H_4	65,389	28	2,335	8955,541	4996,3981
CH_4	0,655	16	0,041	7049,782	68,8991
C_2H_6	0,655	30	0,022	11087,582	57,7928
H_2O	41,990	18	2,333	5989,486	3337,9496
C_2H_5OH	2040,184	46	44,352	13713,619	145306,5238
Total	**2148,871**				**153767,5634**

ΔH Keluar = H <5>

= **153767,5634 kkal/jam**

Menghitung suhu keluar expander

Tekanan Masuk (P1) = 15,3 atm

Tekanan Keluar (P2) = 1 atm

Suhu Masuk (T1) = 200 °C

= 473,2 K

$$\gamma = \frac{Cp}{Cv} = 1{,}238 \quad \text{(interpolasi)}$$

$$\frac{T2}{T1} = \left(\frac{P2}{P1}\right)^{((\gamma-1)/\gamma)}$$

$$\frac{T2}{200} = \left[\frac{1}{15{,}3}\right]^{\left(\frac{1{,}238\ -\ 1}{1{,}238}\right)}$$

$$\frac{T2}{200} = \left[\frac{1}{15{,}3}\right]^{0{,}192}$$

T2 = 118,4 °C

= 391,6 K

ΔH Keluar

H <6> T out	=	**118,4**	**^{o}C**	=	**391,59**	**K**
Tref	=	**25**	**^{o}C**	=	**298,15**	**K**

$$H = n \int_{T\,ref}^{T} Cp.\Delta T$$

$$= n \times A\ (T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^{2}) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^{3}) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^{4})$$

Tabel H <6>

Komponen	**Laju Massa**	**BM**	**n**	**Cp dT**	**H = n x Cp dT**
	kg/jam	**kg/kmol**	**kmol/jam**	**kJ/kmol**	**kkal/jam**
C_2H_4	65,389	28	2,335	4456,111	2486,1152
CH_4	0,655	16	0,041	3579,142	34,9798
C_2H_6	0,655	30	0,022	5477,045	28,5485
H_2O	41,990	18	2,333	3169,403	1766,3129
C_2H_5OH	2040,184	46	44,352	6795,827	72007,1077
Total	**2148,871**				**76323,0640**

ΔH Keluar = **H <6>**

= **76323,0640 kkal/jam**

<u>Persamaan Neraca Panas Total</u>

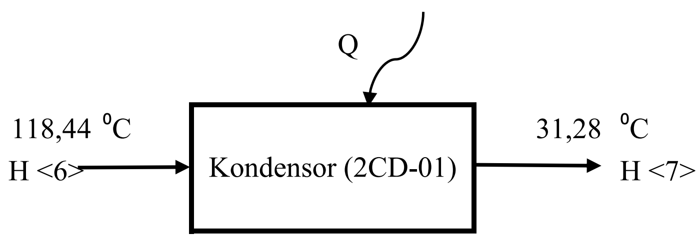
ΔH Masuk	+	Q	=	ΔH Keluar	
H <5>	+	Q	=	H <6>	
153767,5634	+	Q	=	76323,0640	
		Q	=	-77444,4994	kkal/jam

Tabel Neraca Panas Kompresor

Aliran Masuk (kkal/jam)		**Aliran Keluar (kkal/jam)**	
H <5>	153767,5634	H <6>	76323,0640
Q	-77444,4994		
Total	76323,0640	**Total**	76323,0640

5. Kondensor (2CD-01)

Fungsi : untuk mengubah produk dari fase gas menjadi fase cair



<u>Persamaan Neraca Panas Total</u>

ΔH Masuk	+	Q	=	ΔH Keluar
H <6>	+	Q	=	H <7>

<u>ΔH Masuk</u>

H <6> T in = 118,4 ^{0}C = 391,5932 K

Tref = 25 ^{0}C = 298,15 K

$$H = n \int_{T\,ref}^{T} Cp.\Delta T$$

$$= n \times A\,(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

Tabel H <6>

Komponen	Laju Massa	BM	n	Cp dT	H = n x Cp dT
	kg/jam	kg/kmol	kmol/jam	kJ/kmol	kkal/jam
C_2H_4	65,389	28	2,335	4456,111	2486,1152
CH_4	0,655	16	0,041	3579,142	34,9798
C_2H_6	0,655	30	0,022	5477,045	28,5485
H_2O	41,990	18	2,333	3169,403	1766,3129
C_2H_5OH	2040,184	46	44,352	6795,827	72007,1077
Total	**2148,871**				**76323,0640**

ΔH Masuk = H <6>

= 76323,0640 kkal/jam

<u>ΔH Keluar</u>

H <7> T out = 31 ^oC = 304,43 K

Tref = 25 ^oC = 298,15 K

Data Laten Heat of vaporization

Komponen	λ kJ/kmol
H_2O	2395,7500
C_2H_5OH	426,4744

$$H = (n \int_{T\,ref}^{T} Cp.\Delta T) + (n.\lambda) \quad \text{(terjadi perubahan fasa)}$$

$$= (n \times (A\ (T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4))) + (n.\lambda)$$

Tabel H <7>

Komponen	Laju Massa	BM	n	Cp dT
	kg/jam	kg/kmol	kmol/jam	kJ/kmol
C_2H_4	65,389	28	2,335	277,532
CH_4	0,655	16	0,041	229,087
C_2H_6	0,655	30	0,022	337,163
H_2O	41,990	18	2,333	474,324

C_2H_5OH	2040,184	46	44,352	677,259
Total	**2148,871**			

Komponen	λ	n.λ	H = (n x Cp dT) + (n.λ
	kJ/kmol	kJ/kmol	kkal/jam
C_2H_4	-	-	154,8383
CH_4	-	-	2,2389
C_2H_6	-	-	1,7574
H_2O	2395,750	5588,692	1599,4964
C_2H_5OH	426,474	18914,919	11694,9198
Total			**13453,2508**

ΔH Keluar = H <7>

= 13453,2508 kkal/jam

<u>Persamaan Neraca Panas Total</u>

ΔH Masuk + Q = ΔH Keluar

H <6> + Q = H <7>

76323,0640 + Q = 13453,2508

Q = -62869,8132 kkal/jam

<u>Kebutuhan Air Pendingin</u>

Kebutuhan panas yang diserap = 62869,8132 kkal/jam

Suhu air pendingin masuk = 30 ^oC (Ulrich; 427)

Suhu air pendingin keluar = 45 ^oC (Ulrich; 427)

Cp air pendingin = 1 kkal/kg.^0C (Perry, T.2-355)

Kebutuhan air pendingin (m) = $\frac{Q}{Cp \times (T2 - T1)}$

= $\frac{62869,8132}{1 \times (45 - 30)}$

= 4191,321 kg/jam

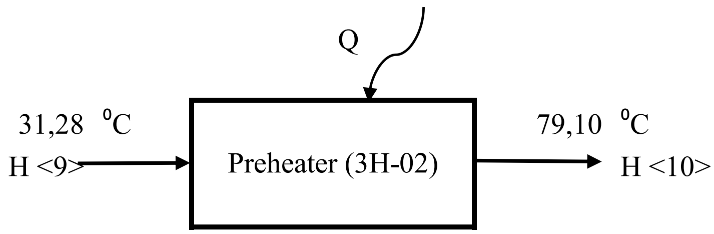
Sehingga massa air untuk pendingin sebesar 4191,3209 kg/jam

Tabel Neraca Panas Kondensor

Aliran Masuk (kkal/jam)		Aliran Keluar (kkal/jam)	
H <6>	76323,0640	H <7>	13453,2508
Q	-62869,8132		
Total	13453,2508	**Total**	13453,2508

6. Preheater (3H-02)

Fungsi : untuk menaikan suhu sebelum masuk ke menara destilasi



<u>Persamaan Neraca Panas Total</u>

ΔH Masuk + Q = ΔH Keluar

H <9> + Q = H <10>

<u>ΔH Masuk</u>

H <9> T in = 31,28 ^oC = 304,4338 K

Tref = 25 ^oC = 298,15 K

$$H = n \int_{T\,ref}^{T} Cp.\Delta T$$

$$= n \times A\ (T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

Tabel H <9>

Komponen	**Laju Massa**	**BM**	**n**	**Cp dT**	**H = n x Cp dT**
	kg/jam	**kg/kmol**	**kmol/jam**	**kJ/kmol**	**kkal/jam**
H_2O	41,990	18	2,333	474,324	264,3412
C_2H_5OH	2040,184	46	44,352	677,259	7176,0897
Total	**2082,174**				**7440,4310**

ΔH Masuk = H <9>

= 7440,4310 kkal/jam

<u>ΔH Keluar</u>

H <10> T out = 79,10 ^oC = 352,25 K

Tref = 25 ^oC = 298,15 K

Data Laten Heat of vaporization

Komponen	λ kJ/kmol
H_2O	2395,7500
C_2H_5OH	426,4744

$$H = \left(n \int_{T\,ref}^{T} Cp.\Delta T\right) + (n.\lambda) \quad \text{(terjadi perubahan fasa)}$$

$$= \left(n \times \left(A\,(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)\right)\right) + (n.\lambda)$$

Tabel H <10>

Komponen	Laju Massa	BM	n	Cp dT
	kg/jam	kg/kmol	kmol/jam	kJ/kmol
H_2O	41,9895	18,000	2,3328	4068,4237
C_2H_5OH	2040,1840	46,000	44,3518	3785,3158
Total	**2082,174**			

Komponen	λ	n.λ	H = (n x Cp dT) + (n.λ
	kJ/kmol	kJ/kmol	kkal/jam
H_2O	-	-	2267,3388
C_2H_5OH	426,4744	18914,9189	44627,2124
Total			**46894,5512**

ΔH Keluar = H <10>

= 46894,5512 kkal/jam

Persamaan Neraca Panas Total

ΔH Masuk + Q = ΔH Keluar

H <9> + Q = H <10>

7440,4310 + Q = 46894,5512

Q = 39454,1202 kkal/jam

<u>Kebutuhan Steam</u>

Suhu	=	200	^oC	
Tekanan	=	1553,80	kPa	(Geankoplis, A.2-9)
	=	15,33	atm	
λ steam	=	1940,75	kJ/kg	(Geankoplis, A.2-9)
	=	463,645	kkal/kg	

Q steam = M steam x λ steam

$$M\ steam = \frac{Q\ steam}{\lambda\ steam} = \frac{39454{,}120}{463{,}645} = 85{,}0955\ \text{kg/jam}$$

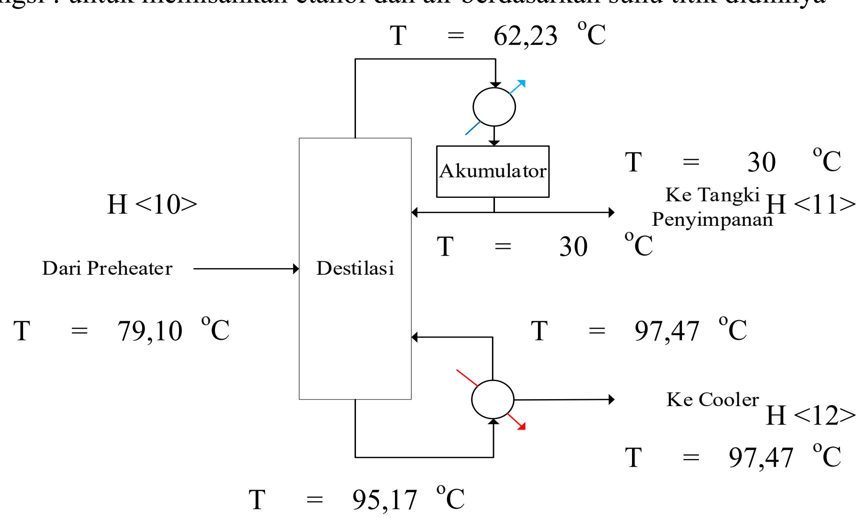
Sehingga massa steam untuk pemanas sebesar 85,0955 kg/jam

Tabel Neraca Panas Preheater

Aliran Masuk (kkal/jam)		Aliran Keluar (kkal/jam)	
H <9>	7440,4310	H <10>	46894,5512
Q	39454,1202		
Total	46894,5512	**Total**	46894,5512

7. Menara Destilasi (3D-01)

Fungsi : untuk memisahkan etanol dan air berdasarkan suhu titik didihnya



<u>Persamaan Neraca Panas Total</u>

ΔH masuk + Q steam = ΔH keluar + Q air

H <10> + Q steam = (H <11> + H <12>) + Q air

ΔH Masuk

H <10> T in = 79,10 ^oC = 352,25 K

Tref = 25 ^oC = 298,15 K

$$H = n \int_{T\,ref}^{T} Cp.\Delta T$$

$$= n \times A\,(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

Tabel H <10>

Komponen	**Laju Massa**	**BM**	**n**	**Cp dT**	**H = n x Cp dT**
	kg/jam	**kg/kmol**	**kmol/jam**	**kJ/kmol**	**kkal/jam**
H_2O	41,9895	18	2,3328	4068,4237	2267,3388
C_2H_5OH	2040,1840	46	44,3518	3785,3158	40108,3823
Total	**2082,174**				**42375,7211**

ΔH Masuk = H <10>

= 42375,7211 kkal/jam

ΔH Keluar

H <11> T out = 30 ^oC = 303,15 K

Tref = 25 ^oC = 298,15 K

$$H = n \int_{T\,ref}^{T} Cp.\Delta T$$

$$= n \times A\,(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

Tabel H <11>

Komponen	**Laju Massa**	**BM**	**n**	**Cp dT**	**H = n x Cp dT**
	kg/jam	**kg/kmol**	**kmol/jam**	**kJ/kmol**	**kkal/jam**
H_2O	0,4199	18	0,0233	377,4864	2,1037

C_2H_5OH	2019,7821	46	43,9083	538,5019	5648,7906
Total	**2020,202**				**5650,8943**

H <11> T out = 97 ^oC = 370,62 K

Tref = 25 ^oC = 298,15 K

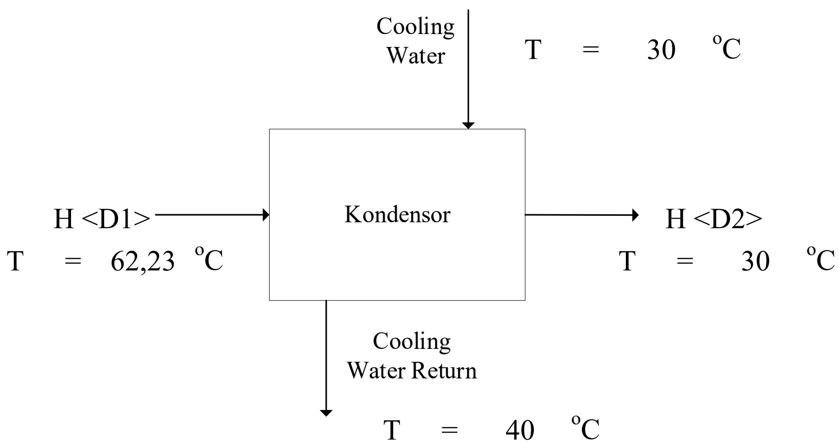
Tabel H <12>

Komponen	Laju Massa	BM	n	Cp dT	H = n x Cp dT
	kg/jam	kg/kmol	kmol/jam	kJ/kmol	kkal/jam
H_2O	41,5697	18	2,3094	5451,681	3007,8477
C_2H_5OH	20,4018	46	0,4435	8158,102	864,4147
Total	**61,9715**				**3872,2624**

ΔH Keluar = H <11> + H <12>

= 9523,1567 kkal/jam

<u>Menghitung entalphi kondensor</u>



<u>Persamaan Neraca Panas Kondensor</u>

ΔH masuk = ΔH keluar + Q air

H <D1> = H <D2> + Q air

<u>ΔH Masuk</u>

H <D1> T in = 62,23 ^oC = 335,38 K

Tref = 25 ^oC = 298,15 K

Data Laten Heat of vaporization

Komponen	λ kJ/kmol
H_2O	2395,7500
C_2H_5OH	426,4744

$$H = (n \int_{T\,ref}^{T} Cp.\Delta T) + (n.\lambda) \quad \text{(terjadi perubahan fasa)}$$

$$= (n \times (A\ (T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4))) + (n.\lambda)$$

Tabel H <D1>

Komponen	Laju Massa	BM	n	Cp dT
	kg/jam	kg/kmol	kmol/jam	kJ/kmol
H_2O	0,4412	18	0,0245	1256,1485
C_2H_5OH	2122,2219	46	46,1353	4088,7743
Total	**2122,663**			

Komponen	λ	n.λ	H = (n x Cp dT) + (n.λ
	kJ/kmol	kJ/kmol	kkal/jam
H_2O	-	-	7,3556
C_2H_5OH	426,4744	19675,5072	49766,3922
Total			**49773,7478**

ΔH Masuk = H <D1>

= **49773,7478 kkal/jam**

<u>ΔH Keluar</u>

H <D2> T out = 30 ^oC = 303,15 K

Tref = 25 ^oC = 298,15 K

$$H = n \int_{T\,ref}^{T} Cp.\Delta T$$

$$= n \times A\ (T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) +$$

$$\frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

Tabel H <D2>

Komponen	Laju Massa	BM	n	Cp dT	H = n x Cp dT
	kg/jam	kg/kmol	kmol/jam	kJ/kmol	kkal/jam
H_2O	0,4412	18	0,0245	377,4864	2,2104
C_2H_5OH	2122,2219	46	46,1353	538,5019	5935,2871
Total	**2122,663**				**5937,4975**

ΔH Keluar = H <D2>
= 5937,4975 kkal/jam

<u>Persamaan Neraca Panas Kondensor</u>

ΔH masuk = ΔH keluar + Q air
H <D1> = H <D2> + Q air
49773,748 = 5937,4975 + Q air
Q air = 43836,250 kkal/jam

<u>Kebutuhan Air Pendingin</u>

Kebutuhan panas yang diserap = 43836,2503 kkal/jam
Suhu air pendingin masuk = 30 ^oC (Ulrich; 427)
Suhu air pendingin keluar = 45 ^oC (Ulrich; 427)
Cp air pendingin = 1 kkal/kg.^oC (Perry, T.2-355)
Kebutuhan air pendingin (m) = $\frac{Q}{Cp \times (T2 - T1)}$

$= \frac{43836,2503}{1 \times (45 - 30)}$

= 2922,4167 kg/jam

Sehingga massa air untuk pendingin sebesar 2922,4167 kg/jam

<u>Persamaan Neraca Panas Total</u>

ΔH masuk + Q steam = ΔH keluar + Q air
H <10> + Q steam = (H <11> + H <12>) + Q air
42375,721 + Q steam = 9523,1567 + 43836,2503
Q steam = 10983,6859 kkal/jam

<u>Kebutuhan Steam</u>

Suhu = 300 ^oC
Tekanan = 8581 kPa (Geankoplis, A.2-9)
= 84,69 atm
Hv = 2749 kJ/kg (Geankoplis, A.2-9)

Hl = 1344 kJ/kg (Geankoplis, A.2-9)

λ steam = Hv - Hl

= 1405 kJ/kg

= 335,655 kkal/kg

Q steam = M steam x λ steam

M steam = $\dfrac{\text{Q steam}}{\lambda \text{ steam}}$

= $\dfrac{10983{,}6859}{335{,}655}$

= 32,7232 kg/jam

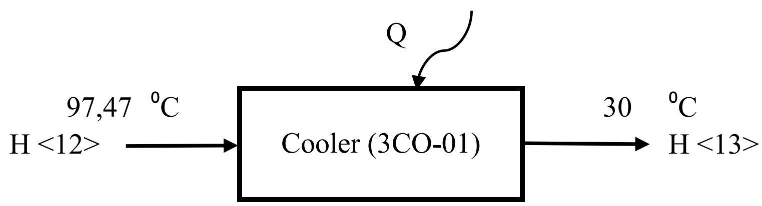
Sehingga massa steam untuk pemanas sebesar 32,7232 kg/jam

Tabel Neraca Panas Destilasi

Aliran Masuk (kkal/jam)		Aliran Keluar (kkal/jam)	
H <10>	42375,7211	H <11>	5650,8943
Q steam	10983,6859	H <12>	3872,2624
		Q air	43836,2503
Total	53359,4070	**Total**	53359,4070

8. Cooler (3CO-01)

Fungsi : untuk mendinginkan produk bawah hasil distilasi



<u>**Persamaan Neraca Panas Total**</u>

ΔH Masuk + Q = ΔH Keluar

H <12> + Q = H <13>

<u>**ΔH Masuk**</u>

H <12> T in = 97,47 °C = 370,62 K

Tref = 25 °C = 298,15 K

$$H = n \int_{T\,ref}^{T} Cp.\Delta T$$

$$= n \times A \; (T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) +$$

$$\frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

Tabel H <12>

Komponen	Laju Massa	BM	n	Cp dT	H = n x Cp dT
	kg/jam	kg/kmol	kmol/jam	kJ/kmol	kkal/jam
H_2O	41,5697	18	2,3094	5451,681	3007,8477
C_2H_5OH	20,4018	46	0,4435	8158,102	864,4147
Total	**61,9715**				**3872,2624**

ΔH Masuk = H <12>

= **3872,2624 kkal/jam**

<u>ΔH Keluar</u>

H <13> T out = 30 ^oC = 303,15 K

Tref = 25 ^oC = 298,15 K

Data Laten Heat of vaporization

Komponen	λ kJ/kmol
H_2O	2395,7500
C_2H_5OH	426,4744

$$H = \left(n \int_{T\,ref}^{T} Cp.\Delta T\right) + (n.\lambda) \quad \text{(terjadi perubahan fasa)}$$

$$= \left(n \times \left(A\,(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)\right)\right) + (n.\lambda)$$

Tabel H <13>

Komponen	Laju Massa	BM	n	Cp dT
	kg/jam	kg/kmol	kmol/jam	kJ/kmol
H_2O	41,570	18	2,309	377,486
C_2H_5OH	20,402	46	0,444	538,502
Total	**61,971**			

Komponen	λ	n.λ	H = (n x Cp dT) + (n.λ
	kJ/kmol	kJ/kmol	kkal/jam
H_2O	2395,7500	5532,8054	1530,0736
C_2H_5OH	426,4744	189,1492	102,2468
Total			**1632,3204**

ΔH Keluar = H <13>

= **1632,3204 kkal/jam**

<u>Persamaan Neraca Panas Total</u>

ΔH Masuk + Q = ΔH Keluar

H <12> + Q = H <13>

3872,2624 + Q = 1632,3204

Q = -2239,9420 kkal/jam

<u>Kebutuhan Air Pendingin</u>

Kebutuhan panas yang diserap = 2239,9420 kkal/jam

Suhu air pendingin masuk = 30 ^oC (Ulrich; 427)

Suhu air pendingin keluar = 45 ^oC (Ulrich; 427)

Cp air pendingin = 1 kkal/kg.^0C (Perry, T.2-355)

Kebutuhan air pendingin (m) $= \dfrac{Q}{Cp \times (T2 - T1)}$

$= \dfrac{2239{,}9420}{1 \times (45 - 30)}$

= 149,3295 kg/jam

Sehingga massa air untuk pendingin sebesar 149,3295 kg/jam

Tabel Neraca Panas Cooler

Aliran Masuk (kkal/jam)		**Aliran Keluar (kkal/jam)**	
H <12>	3872,2624	H <13>	1632,3204
Q	-2239,9420		
Total	1632,3204	**Total**	1632,3204

LAMPIRAN C
PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

1) Nama Alat : Tangki penampung C_2H_4

Kode	:	1TK-01
Fungsi	:	Untuk menampung gas etilen
Tipe	:	Tangki berbentuk sperichal
Bahan	:	High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316

F *allowable* = 18750
Tipe pengelasan = Double welded butt joint (E = 0,8)
Faktor korosi = 0,125
Volume ruang kosong = 10% Volume total
Waktu tinggal = 1 bulan = 30 hari = 720 jam
Jumlah *storage* = 7 buah

<u>Kondisi Operasi</u>

Suhu bahan = 40 ^oC
= 313 K
Tekanan = 13,60 atm
= 199,86424 psia
Massa masuk etilen = 1309,0802 kg/jam
= 2886,52177 lb/jam

a. Menghitung Densitas

Densitas

Density = $A \times B^{-1(1-T/Tc)^n}$ (Pers. *Carls and Yaws Density of Liquid*)

Komponen	A	B	n	Tc (K)
C_2H_4	0,2143	0,2806	0,2857	282,3600
CH_4	0,1560	0,2881	0,2770	190,5800
C_2H_6	0,2009	0,2733	0,2833	305,4200

Komponen	Mass Rate	xi	ρ = gr/cm^3	xi.ρi
C_2H_4	5947,7252	0,999	1,1780	1,1768
CH_4	2,9768	0,0005	0,6570	0,0003
C_2H_6	2,9768	0,0005	1,3562	0,0007
TOTAL	5953,6789	1	3,1912	1,1778

ρl = 1,1778 gr/cm^3 = 73,4965 lb/ft^3

ρ campuran = 73,4965 lb/ft^3
Rate masuk = 1309,0802 kg/jam
= 2886,5218 lb/jam

Rate volumetrik = $\dfrac{2886,52177}{73,4965}$
= 39,2743 ft^3/jam

b. Menghitung Volume Tangki

Untuk menentukan volume tangki, maka diasumsikan

Waktu tinggal	=	30	hari
	=	720	jam
Tinggi silinder	=	1	di
Volume ruang kosong	=	10%	V_T
Jumlah	=	7	buah

Sehingga

$$\text{Volume Liquid} = \frac{\text{rate volumetrik} \times \text{waktu tinggal}}{\text{jumlah}}$$

$$= \frac{39{,}2743 \ ft^3/jam \times 720 \ jam}{7}$$

$$\text{Volume liquid} = 4039{,}63948 \ ft^3$$

$$\text{Volume tangki} = 90\% \times \text{volume tangki}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{\text{Volume liquid}}{90\%}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{4039{,}64}{90\%}$$

$$\text{Volume tangki} = 4488{,}4883 \ ft^3$$

c. Menghitung diameter tangki

Asumsi : $Ls = 1{,}0 \ D$

$$V_{total} = V_{sperical}$$

$$V_{total} = \frac{1}{6} \times \pi \times D^3$$

$$D^3 = \frac{V_{total} \times 6}{\pi}$$

$$D^3 = \frac{4488{,}5 \times 6}{\pi}$$

$$D^3 = 8572{,}38123$$

D tangki	=	20,4660	ft
	=	245,5925	in
	=	6,2380	m

d. Menghitung tinggi liquid

$$V_{liquid} = \frac{1}{6} \times \pi \times D^3$$

$$D^3 = \frac{V_{liquid} \times 6}{\pi}$$

$$D^3 = \frac{4039{,}6395 \times 6}{\pi}$$

$$D^3 = 7715{,}143107$$

$$D = 19{,}7597 \ ft$$

= 237,1169 in
= 6,0228 m

L liquid = 19,7597 ft
= 237,1169 in
= 6,0228 m

e. Menghitung tekanan design

Tekanan hidrostatik (ρh) $= \dfrac{\rho \; x \; (H\text{-}1)}{144}$

$= \dfrac{73{,}4965 \quad x \quad (\quad 19{,}760 \quad - \quad 1 \quad)}{144}$

= 9,5748 psia

Pi = $(P_{operasi} + P_{hidrostatik})$ x 1,05
= (199,8642 + 9,5748) x 1,0500
= 219,9110 psia

f. Menentukan tebal sphrical (ts)

tebal silinder $= \dfrac{Pi.ri}{(f.E - 0{,}6Pi)} + C$

$= \dfrac{219{,}911 \quad x \quad 245{,}592}{[(\quad 18750 \quad x \quad 0{,}8 \quad)-(\quad 0{,}6 \quad x \quad 219{,}91 \quad)]} + \dfrac{1}{8}$

$= 3{,}6325 + \dfrac{1}{8}$

$= \dfrac{30{,}0602}{8}$

$= \dfrac{30}{8}$ in

= 3 3/4 in

g. Standarisasi do

do = di + 2 ts
= 245,592 + (2 × 3 12/16)
= 253,092 in

Standarisasi dengan Tabel 5.7, Brownell and Young, hal 89

do = 396 in
do = 33,0000 ft
ts = 3 12/16 in

maka :

di_{baru} = do - 2 ts

=	396	- (	2	×	3 12/16)
=	388,500	in			
=	32,3750	ft			

Menghitung tinggi silinder (Ls)

Ls	=	1 x	di
	=	1 x	32,3750
	=	32,375	ft
	=	388,5	in

Spesifikasi tanki C_2H_4

Fungsi	:	Untuk menampung C_2H_4				
Tipe	:	Tangki berbentuk sperichal dan tutup bawah standard dishead				
Bahan	:	High Alloy Steel SA 240 Grade M Type 316				
Volume	:	4.488,4883	ft^3	=	127,0996	m^3
Tebal silinder	:	3,7500	in	=	0,0254	m
Diameter dalam (di)	:	32,3750	in	=	0,8223	m
Diameter luar (do)	:	33,0000	in	=	0,8382	m

2) Nama Alat	**:**	**Kompresor**
Kode	:	1C-01
Fungsi	:	Untuk meningkatkan tekanan menjadi 15,3 atm
Tipe	:	Radial

Kondisi gas masuk kompresor

Massa	=	1309,0802	kg/jam
		2886,5218	lb/jam
P_1	=	13,6000	atm
		199,8656	psia
P_2	=	15,3000	atm
		224,8488	psia

Perhitungan

Tenaga yang dikeluarkan oleh kompresor adalah

$$Ws = \frac{έi \cdot m \cdot (P_2 - P_1)}{\rho}$$ *(pers.Ulrich p. 116)*

Dimana

έi	=	effisiensi turbin
m	=	masa masuk kompresor
$P_2 - P_1$	=	kenaikan tekanan
ρ	=	densitas

$P_2 - P_1$ = 15,30 - 13,60
= 1,70 atm
= 3597,57 lb/ft^2
m = 2886,52177 lb/jam
ρ = 73,4965 lb/ft^3
Asumsi
έi = 70%

$$Ws = \frac{70\% \times 2886{,}52177 \times (3597{,}56890)}{73{,}4965}$$

= 98904,3316 lbf. Ft/jam
= 0,0500 Hp
= 1,0000 Hp

Spesifikasi Kompresor

Fungsi	:	Untuk menampung tekanan menjadi 15,3 atm
Tipe	:	Radial
Bahan Konstruksi	:	*Stainless Steel 304*
Kapasitas	:	39,2743 ft^3
Daya	:	1,0000 hp
Jumlah	:	1,0000 buah

3) Nama Alat : Kondensor-1
Kode : 2CD-01
Fungsi : Mengkondensasikan produk yang keluar dari expander
Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

Kondisi operasi :

Suhu air masuk (T_1)	=	27	°C	=	80,6	°F	=	300,15	°K
Suhu air keluar (T_2)	=	40	°C	=	80,6	°F	=	300,15	°K
Suhu bahan masuk (t_1)	=	118	°C	=	244,4	°F	=	391,15	°K
Suhu bahan keluar (t_2)	=	45	°C	=	113	°F	=	318,15	°K

Perhitungan

Massa bahan masuk	=	2148,871	kg/jam	=	4737,450	lb/jam
Massa air masuk	=	4191,321	kg/jam	=	9240,281	lb/jam

$$T_{av} \text{ air masuk} = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{27 + 40}{2} = 33{,}5 \ ^\circ C$$

$$t_{av} \text{ bahan masuk} = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{118 + 45}{2} = 81{,}5 \ ^\circ C$$

q = m x Cp x ΔT
= 4737,450 x 1,0000 x 131

	=	622500,92	Btu/jam
Q	=	62869,8132	kJ/jam
	=	59589,0853	Btu/h

Menentukan ΔT

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{81 - 81}{113 - 244} = 0{,}0000 \ ^\circ F$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{113 - 244}{81 - 244} = 0{,}8022 \ ^\circ F$$

From DQ Kern fig 18 page 828

LMTD Correction Factor (F_T) = 1

Menentukan LMTD

ΔT hot = $t_2 - T_1$ = 113 - 80,6 = 32 °F

ΔT cold = $t_1 - T_2$ = 244,4 - 80,6 = 163,8 °F

$$LMTD = \frac{\Delta T \text{ hot} - \Delta T \text{ cold}}{\ln(\Delta T \text{ hot} / \Delta T \text{ cold})} = \frac{32{,}4 - 163{,}8}{\ln(32{,}4 / 163{,}8)} = 81$$

$$\Delta tav = \frac{\Delta T \text{ hot} + \Delta T \text{ cold}}{2} = \frac{32{,}4 + 163{,}8}{2} = 98 \ ^\circ F$$

Δt = F_T x LMTD = 1 x 98,100 = 98,100 °F

Menentukan tube dan shell

- Asumsi Tube

From DQ Kern Fig.28

OD	=	1,00	in
Pt	=	1 1/4	
de	=	0,99	in

From DQ Kern Table 10 hal 843

OD	=	1,00	in	BWG =	8
ID	=	0,670	in		
at'	=	0,355	in^2		
a"	=	0,262	ft^2		
L	=	10	ft		

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{59589{,}0853}{2{,}618 \times 98{,}1} = 232{,}0214 \ ft^2$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a''} = \frac{232{,}0214}{10 \times 0{,}262} = 88{,}6$$

From DQ Kern table 9 page 841

Nt	=	68				
ID,s	=	15 1/4	in	=	1,27	ft

shell passes = 4

B = 2

Tube (Fluida Panas)	Shell (Fluida Dingin)
at' = 0,355 in^2	B = 2
at = $\frac{Nt \times at'}{144 \times n}$	C = $\frac{Pt - OD}{1 - 1{,}00}$
= $\frac{88{,}6 \times 0{,}355}{144 \times 4}$	= 0,25
= 0,0546 ft^2	as = $\frac{ID{,}s \times C \times B}{144 \times Pt} \times \frac{1}{n}$
	= $\frac{15 \times 0{,}25 \times 2}{144 \times 1} \times \frac{1}{4}$
	= 0,0106 ft^2
Gt = $\frac{W}{at}$	Gs = $\frac{W}{as}$
= $\frac{9240{,}281}{0{,}0546}$	= $\frac{4737{,}450}{0{,}0106}$
= 169169,04 lb/jam ft^2	= 447339,54 lb/jam ft^2
Tc = 178,7 °F	tc = 92,3 °F
	From DQ Kern fig 28
ID = 0,670 in = 0,0558 ft	Ds = 0,99 in = 0,0825 ft
From DQ Kern Fig 14	*From DQ Kern Fig 14*
μ pada Tc 178,7 °F 0,043 Cp	*μ pada Tav* 92,3 °F 0,13 Cp
μ = 0,04 x 2,42	μ = 0,13 x 2,42
= 0,1041 lb/ft.h	= 0,3146 lb/ft.h
Nre = $\frac{ID \times Gt}{\mu}$	Nre = $\frac{ID \times Gs}{\mu}$
= $\frac{0{,}0558 \times 169169{,}04}{0{,}1041}$	= $\frac{0{,}0825 \times 447339{,}5357}{0{,}3146}$
= 90767,55	= 117309,3188
	From DQ Kern Fig 28, jH = 18
hi = 1500	*From Geankoplis App A.2-6*
From DQ Kern Fig 26	*k* = 0,3710 Btu/h.ft F
f = 0,00040 ft^2/in^2	$\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{\wedge} 1/3$ =
From DQ Kern Table 7	
s = 0,00056	$\left(\frac{0{,}13 \times 0{,}3146}{0{,}371}\right)^{\wedge} 1/3$
ΔPt = $\frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5{,}22 \times 10^{10} \times ID \times s \times \phi s}$	= 0,4795
= 0,0017 psi	

$$ho = jH \frac{k \times}{Ds} \left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3}$$

$$= 18 \times \frac{0,4795}{0,0825}$$

$$= 104,6152 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}$$

From DQ Kern Fig 29

f = 0,0028

s = 1

$$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$= 12 \times \frac{10}{2} = 60$$

$$\Delta Ps = \frac{f \times Gs^2 \times ID \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times De \times s \times \phi s}$$

$$= 9,921 \text{ psi}$$

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

$$= \frac{1500 \times 104,6152}{1500 + 104,615157}$$

$$= 97,7946 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}$$

$$A = Nt \times L \times a'' = 88,6 \times 10 \times 0,262 = 232,021 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta T} = \frac{59589,0853}{232,02 \times 98,1} = 2,618 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}$$

$$Rd\ hit = \frac{Uc - U_D}{Uc \times U_D} = \frac{97,79 - 2,618}{97,79 \times 2,618} = 0,372 > 0,001 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}$$

Karena nilai Rd > 0,001 Btu/hr ft^2 F, maka Rd hit memenuhi

Spesifikasi Kondensor

Nama alat	:	Kondensor
Kode alat	:	2CD-01
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger
Material	:	Commercial steel
Jumlah	:	1 unit
Fungsi	:	Mengkondensasikan produk yang keluar dari expander
Beban panas, Q	:	62869,8132 kJ/jam
Media pendingin	:	Air
Massa pendingin	:	4191,3209 kg/jam
Perpindahan panas, A	:	232,0214 ft^2
Δt LMTD	:	81,09 °F
Koef perindahan panas, UD	:	2,618 Btu/hr ft^2 F

Bagian shell				Bagian tube			
OD	:	1,000	in	ID	:	0,670	in
Baffle space	:	2		BWG; Pitch	:	8 ; square	
Passes	:	4		Panjang	:	10 ft	
ΔP	:	0,0017	psi	Jumlah	:	68	buah
				ΔP	:	9,9208	psi

4) **Nama Alat** : ***Flash Separator***

Kode : 2S-01

Fungsi : Untuk memisahkan komponen gas dan liquid keluaran kondensor

Tipe : Silinder tegak dengan tutup bawah dan atas berbentuk standar dish

Direncanakan :

Bahan konstruksi = Carbon Steel - SA 240 M Type 316

F *allowable* = 18750

Tipe pengelasan = Double welded butt joint E = 0,8

Faktor korosi = 0,1250

Volume ruang kosong = 20% Volume total

Waktu tinggal = 15 menit = 0,2500 jam

Jumlah *storage* = 1 buah

Kondisi Operasi :

Suhu bahan = 31,28 ^oC

304,434 K

Tekanan = 1 atm

14,6960 psia

a. Menghitung Densitas

Densitas Feed

Density = $A \times B^{-1(1-T/Tc)}$ (Pers. *Carls and Yaws Density of Liquid*)

Komponen	**A**	**B**	**n**	**Tc (K)**
C_2H_6	0,2009	0,2733	0,2833	305,42
CH_4	0,156	0,2881	0,277	190,58
C_2H_4	0,2143	0,2806	0,2857	282,36
H_2O	0,3471	0,274	0,2857	647,13
C_2H_5OH	0,2657	0,264	0,2367	516,25

Komponen	**xi**	**ρ = gr/cm^3**	**xi.ρ**
C_2H_6	0,0304	1,3562	0,0413
CH_4	0,0003	0,6570	0,0002
C_2H_4	0,0003	1,1780	0,0004
H_2O	0,0195	1,0217	0,0200
C_2H_5OH	0,9494	0,7814	0,7419
Total	1		0,8037

ρf = 0,8037 gr/cm^3 = 50,1507 lb/ft^3

Densitas Gas

Density = $\frac{BM \times P}{R \times T}$ R = 83,14472 cm^3.bar/mol.K

Komponen	BM	T (K)	P (bar)
C_2H_6	30,07	304,4338	1,0132
CH_4	16,04	304,4338	1,0132
C_2H_4	28,05	304,4338	1,0132

Komponen	xi	ρ = gr/cm^3	xi.ρ
C_2H_6	0,0304	0,0012	0,0000366
CH_4	0,0003	0,0006	0,0000002
C_2H_4	0,0003	0,0011	0,0000003
Total	0,031		0,0000372

ρv = 0,0012 gr/cm^3 = 0,0747 lb/ft^3

Densitas liquid

Density = $A \times B^{-1(1-T/Tc)n}$ (Pers. *Carls and Yaws Density of Liquid*)

Komponen	A	B	n	Tc (K)
H_2O	0,3471	0,274	0,2857	647,13
C_2H_5OH	0,2657	0,264	0,2367	516,25

Komponen	xi	ρ = gr/cm^3	xi.ρ
H_2O	0,0195	1,0217	0,0200
C_2H_5OH	0,9494	0,7814	0,7419
Total	0,969		0,7619

ρl = 0,7863 gr/cm^3 = 49,0635 lb/ft^3

b. Menghitung Volume Tangki

Untuk menentukan volume tangki, maka diasumsikan

Waktu tinggal = 15 menit

= 0,25 jam

Tinggi silinder = 3 di

Volume ruang kosong = 20% V_T

Jumlah = 1 buah

Sehingga

Volume Liquid = $\frac{\text{massa uap}}{\rho \text{ uap}} + \frac{\text{massa liquid}}{\rho \text{ liquid}}$ x waktu tinggal

= $\frac{66,6976}{0,0747} + \frac{2082,1735}{49,0635}$ x waktu tinggal

= (892,70 + 42,44) x 0,25 jam

Volume liquid = 233,784096 ft^3

Volume tangki = 80% x volume tangki

$$\text{Volume tangki} = \frac{\text{Volume liquid}}{80\%}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{233{,}7841}{80\%}$$

$$\text{Volume tangki} = 292{,}2301 \quad ft^3$$

c. Menghitung diameter flash drum

$$V_{total} = 2 \text{ x } V_{tutup} + V_{silider}$$

$$292{,}2 = 0{,}1694 \; di^3 + \left[\frac{\pi}{4} \times di^2 \times Ls \right]$$

$$292{,}2 = 0{,}1694 \; di^3 + \left[\frac{\pi}{4} \times di^2 \times 3 \; di \right]$$

$$292{,}2 = 0{,}1694 \; di^3 + 2{,}3562 \; di^3$$

$$292{,}2 = 2{,}5256 \; di^3$$

$$di^3 = 115{,}7$$

$$di = 4{,}8729 \quad ft$$

$$= 58{,}4747 \quad in$$

$$= 1{,}4853 \quad m$$

d. Menghitung tinggi liquid dalam tangki

$$\text{V liquida} = \text{V liquida dalam silinder} + \text{V tutup}$$

$$\text{V liquida} = \left[\frac{\pi}{4} \times di^2 \times Ls \right] + 0{,}0847 \; di^3$$

$$233{,}784096 = \frac{\pi}{4} \text{ x } 4{,}87^2 \text{ x } Lls$$

$$Lls = \frac{233{,}7840961}{23{,}745 \text{ x } 0{,}7854} + 9{,}8004$$

$$= 13{,}061 \quad ft$$

$$= 156{,}74 \quad in$$

e. Menghitung tekanan design

$$\text{Tekanan hidrostatik } (\rho h) = \frac{\rho \text{ x } (H\text{-}1)}{144}$$

$$= \frac{50{,}1507 \text{ x } (13{,}0613 - 1)}{144}$$

$$= 4{,}2006 \quad psia$$

$$Pi = (P_{operasi} + P_{hidrostatik)} \text{ x } 1{,}05$$

$$= (14{,}6960 + 4{,}2006) \text{ x } 1{,}05$$

$$= 19{,}8414 \quad psia$$

f. Menentukan tebal sphrical (ts)

$$\text{tebal silinder} = \frac{Pi.di}{2(f.E - 0{,}6Pi)} + C$$

$$= \frac{19{,}8414 \times 58{,}4747}{2\ [(18750 \times 0{,}8)-(0{,}6 \times 19{,}841)]} + \frac{1}{8}$$

$$= 0{,}0387 + \frac{1}{8}$$

$$= \frac{1{,}3096}{8}$$

$$= \frac{1}{8} \text{ in}$$

$$= 1/8 \text{ in}$$

g. Standarisasi do

do = di + 2 ts

= 58,4747 + (2 × 1/8)

= 58,7247 in

Standarisasi dengan Tabel 5.7, Brownell and Young, hal 89

do = 60 in

= 5,0000 ft

ts = 1/8 in

maka :

di_{baru} = do - 2 ts

= 60 - (2 × 1/8)

= 59,7500 in

= 4,9792 ft

Menghitung tinggi silinder (Ls)

Ls = 3 x di

= 3 x 4,9792

= 14,9375 ft

= 179,2500 in

h. Menghitung dimensi tutup atas dan bawah

Bentuk tutup atas dan tutup bawah adalah standar dish, sehingga

r = di baru = 4,9792 ft = 59,75 in

Tebal tutup atas (tha)

$$tha = \frac{0{,}855\ Pi.di}{(f.E - 0{,}1Pi)} + C$$

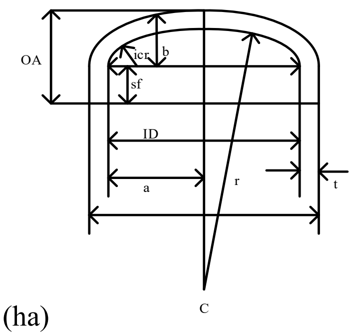
$$= \frac{0{,}885 \times 19{,}841 \times 59{,}750}{[(18750 \times 0{,}8)-(0{,}1 \times 19{,}841)]} + \frac{1}{8}$$

$$= 0{,}0700 + \frac{1}{8}$$

$$= \frac{1,5596}{8}$$

$$= \frac{2}{8} \text{ in}$$

$$= 1/4 \text{ in}$$



Tinggi tutup atas (ha)

Dengan $do = 60$ in

$icr = 8,7500$ in

$r = 60$ in *(Brownell & Young page 90)*

$$AB = \frac{do}{2} - icr$$

$$= \frac{60}{2} - 8,75$$

$$= 21,2500 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 60 - 8,75$$

$$= 51,2500 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$= 60 - (51,25^2 - 21,25^2)^{0,5}$$

$$= 13,3631 \text{ in}$$

$sf = 2$ in *(Brownell & Young page 90)*

$$\text{tinggi tutup} = b + sf + tha$$

$$= 13,3631 + 2 + 1/4$$

$$= 15,6131 \text{ in}$$

$$= 1,3011 \text{ ft}$$

Tebal tutup bawah (thb)

$$thb = \frac{0,855 \text{ Pi.di}}{(f.E - 0,1Pi)} + C$$

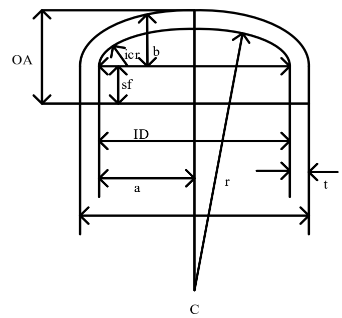
$$= \frac{0,8850 \times 19,8414 \times 59,7500}{[(18750 \times 0,8)-(0,1 \times 19,841)]} + \frac{1}{8}$$

$$= 0,0700 + \frac{1}{8}$$

$$= \frac{1{,}5596}{8}$$

$$= \frac{2}{8} \text{ in}$$

$$= 1/4 \text{ in}$$



Tinggi tutup bawah (hb)

Dengan do = 60 in

icr = 8,7500 in

r = 60 in *(Brownell & Young page 90)*

$$AB = \frac{do}{2} - icr$$

$$= \frac{60}{2} - 8{,}75$$

$$= 21{,}25 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 60 - 8{,}75$$

$$= 51{,}25 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$= 60 - (51{,}25^2 - 21{,}25^2)^{0,5}$$

$$= 13{,}3631 \text{ in}$$

sf = 2 in *(Brownell & Young page 90)*

tinggi tutup = b + sf + thb

= 13,36 + 2 + 1/4

= 15,61 in

= 1,3011 ft

i. Menghitung tinggi separator (H)

Tinggi tangki (H) = Tinggi silinder + tinggi tutup atas + tinggi tutup bawah

= 14,938 ft + 1,3011 ft + 1,3011 ft

= 17,5397 ft

= 210,4762 in

Spesifikasi Separator

Fungsi	:	Untuk memisahkan komponen gas dan liquid hasil keluar dari reaktor
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup bawah dan atas berbentuk standar dish
Bahan Konstruksi	:	*Carboon steel - SA 240 M Type 316*
Jumlah Tangki	:	1,000 buah
Volume Tangki		292,230 ft^3
Diameter Dalam (di)	:	4,979 ft
Diameter Luar (do)	:	5,000 ft
Tebal Silinder (ts)		1/4 in
Tinggi Tutup Atas (ha)	:	1,3011 ft
Tebal Tutup Atas (tha)	:	1/4 in
Tinggi Tutup Bawah (hb)	:	1,3011 ft
Tebal Tutup Bawah (thb)	:	1/4 in
Tinggi *Storage*	:	17,5397 ft

5) **Nama Alat : Pompa-1**

Kode : 2P-01

Fungsi : Untuk mengalirkan C_2H_5OH dan air menuju distilasi

Tipe : Pompa centrifugal

Kondisi operasi : Suhu (T) : 45 °C

Tekanan (P) : 1 atm

Perancangan

Rate bahan masuk(m) = 2.082,1735 kg/jam

= 4.590,4068 lb/jam

= 1,2751 lb/s

Komposisi Bahan Masuk

Komponen	Mass Rate (kg/jam)	Fraksi (Xi)	ρi (kg/m^3)	xi/ρi
C_2H_5OH	2040,1840	0,9798	789,0000	0,0012
H_2O	41,9895	0,0202	995,6800	0,0000
Total	2082,1735	1,0000		0,0013

$$\rho \text{ campuran} = \frac{1}{\Sigma xi/\rho i} = 792{,}3167 \text{ kg/m}^3$$

$= 49{,}4643 \text{ lb/ft}^3$

ρ bahan masuk = 49,4643 lb/ft^3

Komposisi Bahan Masuk

Komponen	μ (cp)	μ (lb/ft.s)
C_2H_5OH	0,795	5,342E-04
H_2O	0,018	1,209E-05
μ larutan C_6H_{10}		5,463E-04

Menghitung *rate* volumetrik (Q)

Rate volumetrik = 4590,4068 / 49,4643
= 92,8024 ft^3/jam
= 0,0258 ft^3/s

Asumsi : Aliran Turbulen

ID optimal = 4 x $Q^{0,45}$ x $\rho^{0,13}$
= 4 x 0,193 x 1,661
= 1,248 in

Standardisasi ID = 1 1/4 in sch 40
Inside Diameter (ID) = 1,3800 in *(Geankoplis, APP.A.5-1, hal 996)*
= 0,1150 ft
= 0,0351 m
Outside Diameter (OD = 1,6600 in
= 0,1383 ft
= 0,0422 m

Inside Cross Sectional Area (A) = 0,0060 ft^2

Menentukan Kecepatan Aliran Fluida

Kecepatan Aliran (v) = $\frac{Q}{A}$ = $\frac{0{,}0258 \ ft^3/s}{0{,}0060 \ ft^2}$ = 4,2964 ft/s

Menentukan Bilangan Reynold (NRe)

$$NRe = \frac{D \ . \ v \ . \ \rho}{\mu}$$

$$= \frac{0{,}1150 \ . \ 4{,}2964 \ . \ 49{,}4643}{0{,}0005}$$

= 4,474,E+04 > 4.000 (Turbulen)

α = 1

From Geankoplis fig. 2.10-3

Bahan Pipa = *Commercial steel*

Equivalent Roughness (ε) = 0,000046 m
ε/D = 0,001312 m

Fanning Friction Factor (f) = 0,007

Asumsi

Panjang pipa lurus = 30 m
= 1181,1 in
= 98,425 ft

Elbow 90° = 4 buah
L_e/D = 17

L *elbow* = 17 x 4 x 0,115
= 7,8200 ft

Gate valve = 1 buah
L_e/D = 9
L *Gate valve* = 9 x 1 x 0,115
= 1,0350 ft

Panjang total pipa (ΔL) = 98,4252 + 7,8200 + 1,0350
= 107,28 ft
= 1287,36 in
= 32,6990 m

Menentukan *Friction Loss*

*Friction in the straight pip*e $= \dfrac{4f \times v^2 \times \Delta L}{2\alpha \times gc \times D}$

$= \dfrac{4 \;.\; 0,0070 \times 18,46 \times 32,70}{2 \;.\; 1 \times 32,174 \times 0,1150}$

= 2,2839 lbf.ft/lbm

Contraction loss at tank exit

$K_c = 0,55 \; (1 - A_2/A_1)$

$A_2/A_1 = 0$ karena $A_1 > A_2$

$= 0,55 \; (1 - 0)$

$= 0,55$

$h_c = k_c \dfrac{v^2}{2\alpha \;\; gc}$

$= 0,55 \dfrac{18,4591033}{2 \;.\; 1 \;.\; 32,174}$

= 0,1578 lbf.ft/lbm

Friction in elbow

Elbow 90°

From Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal 93

Jumlah *elbow* = 4 buah

K_f = 0,75

$h_f = \dfrac{K_f \;.\; v^2}{2.gc}$

$= \dfrac{0,75 \;.\; 18,459}{2 \;.\; 32,174}$

= 0,2151 lbf.ft/lbm

h_f *elbow* total = 4 x 0,2151
= 0,8606 lbf.ft/lbm

Friction in valve

Gate valve wide open

(Geankoplis, Tabel 2.10-1 Hal 93)

Jumlah *gate valve* = 1 buah

K_f = 0,17

$$h_f = \frac{K_f \cdot v^2}{2.gc}$$

$$= \frac{0,17 \cdot 18,4591}{2 \cdot 32,1740}$$

= 0,0488 lbf.ft/lbm

h_f *gate valve* total = 1 x 0,0488

= 0,0488 lbf.ft/lbm

Expansion loss at tank enterance

K_{ex} = (1 - A_1/A_2) , A_1/A_2 = 0 karena $A_1 < A_2$

= (1 - 0)

= 1

$$H_{ex} = K_{ex} \frac{v^2}{2\ gc}$$

$$= 1 \frac{18,45910327}{2 \cdot 32,174}$$

= 0,2869 lbf.ft/lbm

Σf = *Friction in the straight pipe* + *Contraction loss at tank exit* +
Friction in elbow + *Friction in gate valve* +
Expansion loss at the tank enterance

= 2,2839 + 0,1578 + 0,8606 + 0,0488 + 0,2869

= 3,6379 lbf.ft/lbm

Menentukan Daya Pompa

Direncanakan :

Z_1 = 25 ft

Z_2 = 35 ft

ΔP = 0 lb/ft^2 (karena P1 = P2 = 14,7 psia)

v_1 = 0 ft/s

v_2 = 4,296 ft/s

$$-W_s = \frac{1}{2\alpha} \cdot \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{gc} + g\frac{(z_2 - z_1)}{gc} + \frac{(p_2 - p_1)}{\rho} + \Sigma f$$

$$= \frac{1}{2 \cdot 1} \cdot \frac{(18,46 - 0)}{32,174} + 32,174\frac{(35 - 25)}{32,174} + 0 + 3,638$$

$= 0{,}2869 + 10 + 0 + 3{,}638$

$-W_s = 13{,}9$ lbf.ft/lbm

$W_s = -13{,}9$ lbf.ft/lbm

From Geankoplis, figure 3.3-2 - 136

Efisiensi (η) = 20%

$$W_p = \frac{W_s}{-\eta} = \frac{-13{,}9}{-20\%} = 69{,}624 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Pump horsepower

$$= W_p \times m \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ lbf.ft/lbm}}$$

$$= 69{,}62 \times 1{,}275 \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ lbf.ft/lbm}}$$

$$= 0{,}1614 \text{ hp}$$

From Peter and Timmerhaus, fig. 14-38, p.521

Efisiensi motor = 80%

$$\text{Daya} = \frac{\textit{Pump horsepower}}{\text{Efesiensi motor}}$$

$$= \frac{0{,}1614}{80\%} = 0{,}2018 \text{ hp} = 1 \text{ hp}$$

Spesifikasi Pompa-1

Fungsi	:	Untuk mengalirkan C_2H_5OH dan air menuju distilasi
Tipe	:	Pompa centrifugal
Bahan	:	*Commercial steel*
Daya	:	1 hp
Kapasitas	:	92,8024 ft^3/jam

6) **Nama Alat** : **Distilasi**

Kode : 3D-01

Fungsi : Untuk memisahkan C_2H_5OH dan air

Tipe : Pompa centrifugal

Tipe kolom : Silinder tegak dengan tutup bawah dan atas berbentuk standar dish

Tipe tray : *Sieve Tray*

Dasar Perancangan

- Tekanan operasi
- *Feed* masuk
- Suhu *feed* masuk
- Kolom distilasi dilengkapi kondenser *reflux* dan *reboiler* parsial

Direncanakan

- Bahan konstruksi = Carbon Steel SA- 135 Grade B

f	=	12750	*(Brownell&Young 1959, APP-D4)*
- Jenis pengelasan	=	*Double welded butt joint*	
E	=	0,8	*(Brownell&Young 1959, APP-D4)*
- Faktor korosi	=	1/16 in	
	=	0,0625 in	

Menghitung Plate Teoritis

Komponen	Ki Feed	αij Feed	Ki Destilat	αij Feed	Ki Bottom	αij Bottom
H_2O	0,4503	0,4377	0,4370	0,4368	0,8393	0,4561
C_2H_5OH	1,0288	1,00	1,0003	1,000	1,8400	1,000

Light Key = C_2H_5OH

Heavy Key = H_2O

Keterangan i = komponen ; j = heavy key *(Perry ed.9, P.13-33)*

$$\alpha ij = \frac{\alpha\ C_2H_5OH}{\alpha\ H_2O} = \frac{Ki\ C_2H_5OH}{Ki\ H_2O}$$

$$\alpha\ LKD = \frac{\text{Ki LK bubble point distilat}}{\text{Ki HK bubble point distilat}} = \frac{1{,}0003}{0{,}4370} = 2{,}2892$$

$$\alpha\ LKB = \frac{\text{Ki}_{LK}\text{ bubble point bottom}}{\text{Ki}_{HK}\text{ bubble point bottom}} = \frac{1{,}8400}{0{,}8393} = 2{,}1924$$

$$\alpha\ \text{averag} = (\alpha_L\ \text{distilat x}\ \alpha_L\ \text{bottom})^{0,5}$$ *(Geankoplis, pers.11.7-13)*

$$\alpha av = \frac{\alpha\ LKD + \alpha\ LKB}{2} = \frac{2{,}2892 + 2{,}1924}{2}$$

$$= 2{,}2408$$

$$N\ min = \frac{\log\left[\left(\frac{X_{LK}}{X_{HK}}\right)D \times \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}}\right)B\right]}{\log\ \alpha_{ave}}$$ *(Geankoplis, pers.11.7-12)*

$$= \frac{\log\ \left(\frac{2019}{1{,}0734}\right) \text{ x } \left(\frac{51{,}99}{10{,}0}\right)}{\log\ 2{,}2408}$$

$$= \frac{3{,}9913}{0{,}3504}$$

$$= \frac{3{,}9913}{0{,}3504}$$

Nmin = 11,39

Memplotkan nilai R/ R+1 dan Rm/Rm+1 pada Coulson (Page 673)
diperoleh Nm/N adalah = 0,10
Sehingga jumlah stage (N) teoritis adalah

$$\frac{Nm}{N} = 0{,}10$$

$$N = \frac{11{,}3903}{0{,}10}$$

= 118 buah dengan reboiler
= 117 buah tanpa reboiler

b. Menentukan letak umpan masuk

Didapatkan dari appendiks A

X_{HF}	=	0,0500	X_{HD}	=	0,0005	D	=	43,87
X_{LF}	=	0,9500	X_{LB}	=	0,0233	B	=	2,7504

<u>Menentukan lokasi feed stage dengan persamaan Kirk - Bride :</u>

$$\log \frac{N_R}{N_S} = 0{,}206 * \log \left\{ \frac{Z_{HK,F}}{Z_{LK,F}} \; \frac{B}{D} \left(\frac{X_{LK,B}}{X_{HK,D}} \right)^2 \right\}$$ (Geankoplis, pers.11.7-21)

$$\log \frac{N_R}{N_S} = 0{,}206 * \log \left\{ \frac{0{,}0500}{0{,}9500} \; \frac{2{,}750}{43{,}866} \left(\frac{0{,}0233}{0{,}0005} \right)^2 \right\}$$

= 0,1654

N_R = 1,0000 N_S

Dimana : N_R = jumlah stage pada bagian rectifying
N_S = jumlah stage pada bagian stripping
N = N_R + N_S
117 = 1,0000 N_S + N_S
117 = 2,0000 N_S
N_S = 59,00
N_R = 58

jadi lokasi feed masuk pada tray ke 58 (dari bawah)

c. Menentukan distribusi beban massa pada kolom

Dari *App-A,* diperoleh :

Aliran uap masuk kondenser (V)
V = 46,0906 kgmol/jam
= 101,6114 lbmol/jam

Aliran *liquid* keluar kondenser (L)
L = 2,2248 kgmol/jam
= 4,9048 lbmol/jam

Aliran liquid masuk reboiler (L')
L' = 48,8410 kgmol/jam
= 107,6749 lbmol/jam

Aliran uap keluar reboiler (V')
V' = 46,0906 kgmol/jam

= 101,6114 lbmol/jam

Enriching

V = 101,6114 lbmol/jam

L = 4,9048 lbmol/jam

Exhausting

V' = 101,6114 lbmol/jam

L' = 107,6749 lbmol/jam

Dari App-A diperoleh

Komponen	BM	Xf	Xd	Xb	Yf	Yd	Yb
H_2O	18	0,0500	0,0005	0,8390	0,0500	0,0005	0,8390
C_2H_5OH	46	0,9500	0,9995	0,1610	0,9500	0,9995	0,1610
Total		1	1	1	1	1	1

Komponen	Feed		Distilat		Bottom	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
H_2O	2,33	42	0,02	0	2,308	41,57
C_2H_5OH	44,29	2040	43,84	2020	0,443	20,40
Total	46,62	2082,2	43,866	2020,2	2,750	61,97

d. Perhitungan beban kolom distilasi

Bagian	Uap			Liquid		
	bmol/jan	BM	lb/jam	bmol/jan	BM	lb/jam
Enriching						
Atas	101,61	46,054	4679,6	4,9048	46,054	225,89
Bawah	101,61	44,666	4538,5	4,9048	47,919	235,03
Exhausting						
Atas	101,61	44,666	4538,5	107,67	47,919	5159,7
Bawah	101,61	22,52	2288,2	107,67	22,52	2424,8

Perhitungan beban distilasi terletak pada *Exhausting* bagian bawah

V = 2288,25 lb/jam , BM = 22,52

L = 2424,79358 lb/jam , BM = 22,52

Perhitungan densitas campuran

Denistas uap pada T = 79,10 C (*perh. Trial T feed App A)*

= 352,25 K

P = 1 atm

$$\rho = \frac{\text{BM x T x P}}{\text{Vo x Ti x Po}} \quad (\textit{Kusnarjo, 2010})$$

$$= \frac{22,52 \quad x \quad 273,15 \quad x \quad 1}{359,05 \quad x \quad 352,25 \quad x \quad 1}$$

= 0,0486 lb/ft^3

= 0,0008 g/cm^3

= 0,00003 mol/cm^3

Densitas Liquid pada T = 78,36 C

= 351,51 K

Density = A x B $^{-1(1-T/Tc)n}$ (Pers. *Carls and Yaws Density of Liquid*)

Komponen	**A**	**B**	**n**	**Tc**	**ρ**	**ρ**
					g/cm^3	**lb/ft^3**
H_2O	0,3471	0,274	0,2857	647,13	0,9771	61
C_2H_5OH	0,2657	0,264	0,2367	516,25	0,7342	45,838

Komponen	**Xb**	**ρ**	**ρL = ρ.Xb**		
		lb/ft^3	**lb/ft^3**	**g/cm^3**	**mol/cm^3**
H_2O	0,839	61	51,178	0,8198	0,0364
C_2H_5OH	0,161	45,838	7,3807	0,1182	0,0052
Total	1	106,84	58,559	0,938	0,042

e. Menentukan *surface* tension bahan (t)

ΣPi Xi = 760 mmHg

= 14,696 psia

= 1013249,1 dyne/cm^2

Menghitung surface tension

$\sigma^{1/4}$ = ΣPi Xi (Xi - ρ_L)

= 1013249,1 (1 - 0,04165)

= 971044,841

σ = 31,391 dyne/cm

f. Menentukan diameter dan tray spacing

Besar diameter kolom (dt) dapat ditaksir dengan menggunakan persamaan

$$d_t = 1{,}13\sqrt{\frac{V_m}{G}}$$

dimana V_m adalah laju alir massa uap maksimum (lb/jam) yang harganya adalah 1,3 V_{uap} dan G

yang dapat dihubungkan dengan persamaan :

$$G = C\sqrt{\rho v\,(\rho l - \rho v)}$$

$$V = \frac{2288 \text{ lb/jam}}{0{,}0486 \text{ lb/ft}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} = 13{,}0689 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$G = C\sqrt{0{,}2021\,(49{,}6026 - 0{,}2021)}$$

Dengan memasukkan harga C untuk berbagai harga *tray spacing (T)* antara 10 in - 36 in akan didapatkan berbagai harga G dan dt yang paling optimal, sementara

Lw/d = 60% dengan harga Ad = 5,50% A

seperti yang terlihat pada Gambar 3.6

Apabila asumsi biaya untuk satu bagian tray, sebagai berikut:

- Silinder : Rp 50.000 $/ft^2$
- Tray : Rp 40.000 $/ft^2$
- Down comer : Rp 35.000 $/ft^2$

maka harga berbagai diameter kolom dan berbagai biaya total untuk satu bagian tray apabila ditabelkan akan terlihat seperti pada tabel

- *shell* = (π dt T) x Rp / ft^2
- *plate atau tray* = ((π/4).di^2- At) x Rp./ft^2
- *down comer* = W.d T x Rp./ft^2

Dari gambar 3.6, grafik hubungan *surface tension* dan faktor C

Tray spacing = 10-36 in *(Kusnarjo, 2010)*

Surface tension, σ = 31,391 dyne/cm

Untuk menaksir harga satu bagian tray, dari gambar 3.4 diasumsikan sebagai berikut:

L_w/d = 65%

At = 1,2626

A_d = 5,50% At

W_d = 12%

= 0,0599

T	C	G	d_t	Biaya tiap bagian tray (Rp)			Total biaya
in		lb/ft^3	ft	Silinder	Tray	Down comer	Rp
10	180	66,965	0,499	7E+04	1,38E+04	2,10E+04	Rp100.040
12	300	111,61	0,387	6E+04	1,27E+04	2,52E+04	Rp98.594
15	450	167,41	0,316	6E+04	1,22E+04	3,14E+04	Rp105.647
18	560	208,34	0,283	7E+04	1,21E+04	3,77E+04	Rp116.441
20	680	252,98	0,257	7E+04	1,19E+04	4,19E+04	Rp121.056
24	720	267,86	0,250	8E+04	1,19E+04	5,03E+04	Rp140.577
30	760	282,74	0,243	1E+05	1,19E+04	6,29E+04	Rp170.107
36	800	297,62	0,237	1E+05	1,18E+04	7,55E+04	Rp198.833

Pada tabel diatas terlihat biaya satu bagian tray yang termurah terletak pada

T = 10 in dengan harga dt = 0,499 ft atau 5,9904 in

= 0 ft atau 6 in

g. Menentukan dimensi kolom

Jumlah tray aktual = 118 buah

Jumlah tray total = tray aktual + 1 tray kondenser

= 119 buah

Jarak antar tray (T) = 10 in

= 25,4 cm

= 0,254 m

Tinggi shell = Jumlah tray total x jarak antar tray

= 119 x 10

= 1190 in

= 3022,6 cm
= 30,226 m

Total *hl* dalam shell = Jumlah tray total x *hl*
= 119 x 3,4535
= 410,97 in
= 1043,9 cm
= 10,439 m

h. Menghitung tekanan design

Tekanan hidrostatik (ρh) = $\frac{\rho \times (H-1)}{144}$

$= \frac{58,5590 \times (410,9665 - 1)}{144}$

= 166,7169 psia

Pi = $(P_{operasi} + P_{hidrostatik})$ x 1,05
= (14,6959 + 166,7169) x 1,05
= 190,4834 psia

i. Menentukan tebal sphrical (ts)

tebal silinder = $\frac{Pi.di}{2(f.E - 0,6Pi)} + C$

$= \frac{190,483 \times 5,990}{2\ [(12750 \times 0,8) - (0,6 \times 190,483)]} + \frac{1}{8}$

$= 0,057 + \frac{1}{8}$

$= \frac{1,4525}{8}$

$= \frac{1}{8}$ in

= 1/8 in

j. Standarisasi do

do = di + 2 ts
= 5,990 + (2 × 1/8)
= 6,240 in

Standarisasi dengan Tabel 5.7, Brownell and Young, hal 89

do = 78 in
do = 6,5 ft
ts = 1/8 in

maka :

di_{baru} = do - 2 ts

$= 78 - (2 \times 1/8)$

$= 77{,}750$ in

$= 6{,}4792$ ft

k. Menghitung dimensi tutup atas dan bawah

Bentuk tutup atas dan tutup bawah adalah standar dish, sehingga

r = di baru = 6,4792 ft = 77,75 in

Tebal tutup atas (tha)

$$tha = \frac{55\ Pi.di}{(f.E - 0{,}1Pi)} + C$$

$$= \frac{0{,}885 \times 190{,}483 \times 77{,}750}{[(12750 \times 0{,}8) - (0{,}1 \times 190{,}483)]} + \frac{1}{8}$$

$$= 1{,}2874 + \frac{1}{8}$$

$$= \frac{11{,}2992}{8}$$

$$= \frac{11}{8} \text{ in}$$

$= 1\ 3/8$ in

Tinggi tutup atas (ha)

Dengan do = 78 in

icr = 4,75 in

r = 78 in *(Brownell & Young page 87)*

$$AB = \frac{do}{2} - icr$$

$$= \frac{78}{2} - 4{,}75$$

$= 34{,}25$ in

$BC = r - icr$

$= 78 - 4{,}75$

$= 73{,}25$ in

$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$

$= 78 - (73{,}25^2 - 34{,}25^2)^{0,5}$

$= 13{,}2505$ in

sf = 2 in *(Brownell & Young page 87)*

tinggi tutup = b + sf + tha

$= 13{,}25 + 2 + 1\ 3/8$

$= 16{,}63$ in

$= 1{,}3855$ ft

Tebal tutup bawah (thb)

$$thb = \frac{0{,}855\ Pi.di}{(f.E - 0{,}1Pi)} + C$$

$$= \frac{0{,}885 \quad x \quad 190{,}483 \quad x \quad 77{,}750}{[(\ 12750 \quad x \quad 0{,}8\ )-(\ 0{,}1 \quad x \quad 190{,}483\ )]} + \frac{1}{8}$$

$$= 1{,}2874 + \frac{1}{8}$$

$$= \frac{11{,}2992}{8}$$

$$= \frac{11}{8} \text{ in}$$

$$= 1\ 3/8 \text{ in}$$

Tinggi tutup bawah (hb)

Dengan do = 78 in

icr = 4,75 in

r = 78 in *(Brownell & Young page 87)*

$$AB = \frac{do}{2} - icr$$

$$= \frac{78}{2} - 4{,}75$$

$$= 34{,}25 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 78 - 4{,}75$$

$$= 73{,}25 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$= 78 - (73{,}25^2 - 34{,}25^2)^{0,5}$$

$$= 13{,}2505 \text{ in}$$

sf = 2 in *(Brownell & Young page 87)*

tinggi tutup = b + sf + thb

= 13,25 + 2 + 1 3/8

= 16,6255 in

= 1,3855 ft

l. Menghitung tinggi kolom destilasi

Tinggi = Tinggi silinder + tinggi tutup atas + tinggi tutup bawah

= 1190 in + 16,6255 in + 16,6255 in

= 1223,2510 in

= 101,9376 ft

Spesifikasi Distilasi

Fungsi	:	Untuk memisahkan etanol dengan air
Tipe	:	Silinder tegak dengan tutup bawah dan atas berbentuk standar dish
Bahan Konstruksi	:	*Carboon steel - SA 240 M Type 316*
Jumlah Kolom Distilasi	:	1,0000 buah
Jumlah Tray		118 buah
Diameter Dalam (di)	:	6,4792 ft
Diameter Luar (do)	:	6,5000 ft
Tebal Silinder (ts)		1/8 in
Tinggi Tutup Atas (ha)	:	1,3855 ft
Tebal Tutup Atas (tha)	:	1 3/8 in
Tinggi Tutup Bawah (hb)	:	1,3855 ft
Tebal Tutup Bawah (thb)	:	1 3/8 in
Tinggi Kolom Distilasi	:	101,9376 ft

7) **Nama Alat : Akumulator**

Kode : 3AC-01

Fungsi : Untuk menampung kondensat yang berasal dari kolom distilasi

Tipe : Silinder horizontal dengan tutup bawah dan atas berbentuk standar dish

Direncanakan

Bahan konstruksi = Carbon Steel - SA 240 M Type 316

F *allowable* = 18750

Tipe pengelasan = *Double welded butt joint* E = 0,8

Faktor korosi = 0,125

Volume ruang kosong = 10% Volume total

Waktu tinggal = 30 menit

0,5 jam

Jumlah *storage* = 1 buah

Kondisi

Suhu bahan = 30 ^oC

303,15 K

Tekanan = 1 atm

14,696 psia

a. Menghitung Densitas

Densitas liquid

Density = $A \times B^{-1(1-T/Tc)}$ **(Pers. *Carls and Yaws Density of Liquid*)**

Komponen	A	B	n	Tc (K)
H_2O	0,3471	0,274	0,2857	647,13
C_2H_5OH	0,2657	0,264	0,2367	516,25

Komponen	xi	ρ = gr/cm^3	xi.ρ
H_2O	0,0002	1,0229	0,0002
C_2H_5OH	0,9998	0,7826	0,7825
Total	1		0,7827

ρl = 0,7827 gr/cm^3 = 48,8396 lb/ft^3

b. Menghitung Volume Tangki

Untuk menentukan volume tangki, maka diasumsikan

Waktu tinggal	=	30,000	menit
	=	0,5	jam
Tinggi silinder	=	1,5	di
Volume ruang kosong	=	10%	V_T
Jumlah	=	1	buah

Sehingga

$$\text{Volume Liquid} = \frac{\text{laju alir}}{\rho\ \text{liquid}} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= \frac{2122,66}{48,8396} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= (\ 43,46\ ) \times 0,5\ \text{jam}$$

Volume liquid = 21,7310 ft^3

Volume tangki = 90% x volume tangki

$$\text{Volume tangki} = \frac{\text{Volume liquid}}{90\%}$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{21,7310}{90\%}$$

Volume tangki = 24,1455 ft^3

c. Menghitung diameter akumulator

$$V_{total} = 2\ x\ V_{elipsodal} + V_{silider}$$

$$24,1 = 0,1308\ di^3 + \left[\frac{\pi}{4} \times di^2 \times Ls\right]$$

$$24,1 = 0,1308\ di^3 + \left[\frac{\pi}{4} \times di^2 \times 1,5\ di\right]$$

$$24,1 = 0,1308\ di^3 + 1,1781\ di^3$$

$$24,1 = 1,3089\ di^3$$

$$di^3 = 18,4$$

di = 2,6423 ft

= 31,7072 in

= 0,8054 m

d. Menghitung tinggi liquida dalam tangki

V liquida = V liquida dalam silinder + V tutup

$$V\ liquida = \left[\frac{\pi}{4} \times di^2 \times Ls\right] + 0{,}1308\ di^3$$

$$21{,}7309512 = \frac{\pi}{4} \times 2{,}64^2 \times Lls$$

$$Lls = \frac{21{,}73095122}{6{,}982 \times 0{,}7854} + 2{,}4129$$

$$= 4{,}4031\ ft$$

$$= 52{,}838\ in$$

e. Menghitung tekanan design

$$\text{Tekanan hidrostatik } (\rho h) = \frac{\rho \times (H-1)}{144}$$

$$= \frac{48{,}8396 \times (4{,}4031 - 1)}{144}$$

$$= 1{,}1542\ psia$$

$$Pi = (P_{operasi} + P_{hidrostatik}) \times 1{,}05$$

$$= (14{,}6960 + 1{,}1542) \times 1{,}05$$

$$= 16{,}6427\ psia$$

f. Menentukan tebal sphrical (ts)

$$\text{tebal silinder} = \frac{Pi.di}{2(f.E - 0{,}6Pi)} + C$$

$$= \frac{16{,}643 \times 31{,}707}{2\ [(18750 \times 0{,}8) - (0{,}6 \times 16{,}643)]} + \frac{1}{8}$$

$$= 0{,}018 + \frac{1}{8}$$

$$= \frac{1{,}1408}{8}$$

$$= \frac{1}{8}\ in$$

$$= 1/8\ in$$

g. Standarisasi do

$$do = di + 2\ ts$$

$$= 31{,}707 + (2 \times 1/8)$$

$$= 31{,}957\ in$$

Standarisasi dengan Tabel 5.7, Brownell and Young, hal 89

do = 32 in

= 2,6667 ft

ts = 1/8 in

maka :

di_{baru} = do - 2 ts

= 32 - (2 × 1/8)

= 31,750 in

= 2,6458 ft

Menghitung tinggi silinder (Ls)

Ls = 1,5 x di

= 1,5 x 2,6458

= 3,969 ft

= 47,625 in

h. Menghitung dimensi tutup atas dan bawah

Bentuk tutup atas dan tutup bawah adalah standar dish, sehingga

r = di baru = 2,6458 ft = 31,75 in

Tebal tutup atas (tha)

$$tha = \frac{0{,}855\ Pi.di}{(f.E - 0{,}1Pi)} + C$$

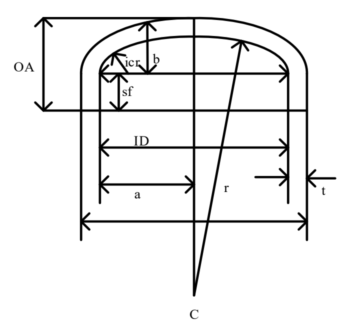
$$= \frac{0{,}885 \times 16{,}643 \times 31{,}750}{[(18750 \times 0{,}8) - (0{,}1 \times 16{,}643)]} + \frac{1}{8}$$

$$= 0{,}0312 + \frac{1}{8}$$

$$= \frac{1{,}2494}{8}$$

$$= \frac{1}{8} \text{ in}$$

= 1/8 in



Tinggi tutup atas (ha)

Dengan do = 32 in

icr = 3,25 in

r = 30 in *(Brownell & Young page 87)*

$$AB = \frac{do}{2} - icr$$

$$= \frac{32}{2} - 3{,}25$$

= 12,75 in

BC = r - icr

= 30 - 3,25

= 26,75 in

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$= 30 - (26,75^{2} - 12,75^{2})^{0,5}$

$= 6,4840$ in

sf $= 2$ in *(Brownell & Young page 87)*

tinggi tutup $= b + sf + tha$

$= 6,48 + 2 + 1/8$

$= 8,61$ in

$= 0,7174$ ft

Tebal tutup bawah (thb)

$$thb = \frac{0,855\ Pi.di}{(f.E - 0,1Pi)} + C$$

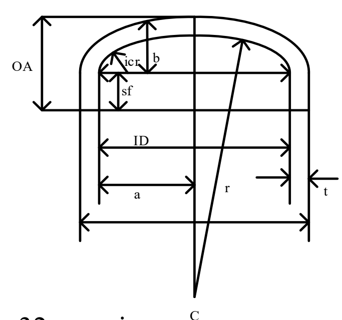
$$= \frac{0,885 \times 16,643 \times 31,750}{[(18750 \times 0,8)-(0,1 \times 16,643)]} + \frac{1}{8}$$

$$= 0,0312 + \frac{1}{8}$$

$$= \frac{1,2494}{8}$$

$$= \frac{1}{8} \text{ in}$$

$= 1/8$ in



Tinggi tutup bawah (hb)

Dengan do $= 32$ in

icr $= 3,25$ in

r $= 30$ in *(Brownell & Young page 87)*

$$AB = \frac{do}{2} - icr$$

$$= \frac{32}{2} - 3,25$$

$= 12,75$ in

BC $= r - icr$

$= 30 - 3,25$

$= 26,75$ in

$b = r - (BC^{2} - AB^{2})^{0,5}$

$$= 30 - (26{,}75^2 - 12{,}75^2)^{0{,}5}$$

= 6,4840 in

sf = 2 in *(Brownell & Young page 87)*

tinggi tutup = b + sf + thb

= 6,48 + 2 + 1/8

= 8,61 in

= 0,7174 ft

i. Menghitung tinggi akumulator (H)

Tinggi tangki (H) = Tinggi silinder + tinggi tutup atas + tinggi tutup bawah

= 3,969 ft + 0,7174 ft + 0,7174 ft

= 5,4036 ft

= 64,8431 in

Spesifikasi Akumulator

Fungsi	:	Untuk menampung kondensat yang berasal dari kolom distilasi
Tipe	:	Silinder horizontal dengan tutup bawah dan atas berbentuk standar dish
Bahan Konstruksi	:	*Carboon steel - SA 240 M Type 316*
Jumlah Tangki	:	1,0000 buah
Volume Tangki		24,1455 ft^3
Diameter Dalam (di)	:	2,6458 ft
Diameter Luar (do)	:	2,6667 ft
Tebal Silinder (ts)		1/8 in
Tinggi Tutup Atas (ha	:	0,7174 ft
Tebal Tutup Atas (tha	:	1/8 in
Tinggi Tutup Bawah (hb)	:	0,7174 ft
Tebal Tutup Bawah (thb)	:	1/8 in
Tinggi *Storage*	:	5,4036 ft

8) Nama Alat : Reboiler

Kode : 3RB-01

Fungsi : Menguapkan liquid kemudian kembali ke kolom distilasi

Tipe : Kettle Reboiler

<u>Kondisi operasi</u> :

Suhu steam masuk (T_1)	=	160	°C	=	320	°F	=	433,15	°K
Suhu steam keluar (T_2)	=	160	°C	=	320	°F	=	433,15	°K
Suhu bahan masuk (t_1)	=	132	°C	=	269,6	°F	=	405,15	°K
Suhu bahan keluar (t_2)	=	133	°C	=	271	°F	=	406,15	°K

Perhitungan

Massa bahan masuk = 1100,494 kg/jam = 2426,174 lb/jam

Massa steam masuk = 32,7232 kg/jam = 72,1423 lb/jam

T_{av} steam masuk $= \dfrac{T_1 + T_2}{2} = \dfrac{160 + 160}{2} = 160$ °C

t_{av} bahan masuk $= \dfrac{t_1 + t_2}{2} = \dfrac{132 + 133}{2} = 132{,}5$ °C

q = m x Cp x ΔT

= 2426,174 x 4,4949 x 1,8

= 19629,73 Btu/jam

Q = 10983,6859 kJ/jam

= 10410,5255 Btu/h

Menentukan ΔT

R $= \dfrac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \dfrac{320 - 320}{271 - 270} = 0{,}0000$ °F

S $= \dfrac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \dfrac{271 - 270}{320 - 270} = 0{,}0357$ °F

From DQ Kern fig 18 page 828

LMTD Correction Factor (F_T) = 1

Menentukan LMTD

ΔT hot = $T1 - t_2$ = 320 - 271,4 = 49 °F

ΔT cold = $T_2 - t_1$ = 320 - 269,6 = 50,4 °F

LMTD $= \dfrac{\Delta T\ hot - \Delta T\ cold}{\ln\ (\Delta T\ hot / \Delta T\ cold)} = \dfrac{49 - 50}{\ln (49 / 50)} = 49$ °F

Δtav $= \dfrac{\Delta T\ hot + \Delta T\ cold}{2} = \dfrac{48{,}6 + 50{,}4}{2} = 50$ °F

Δt = F_T x LMTD = 1 x 49,5 = 49,5 °F

Menentukan tube dan shell

- Asumsi Tube

From DQ Kern Fig.28

OD = 1,00 in

Pt = 1 1/4

de = 0,99 in

From DQ Kern Table 10 hal 843

OD = 1,00 in BWG = 12

ID = 0,782 in

at' = 0,479 in^2
a" = 0,262 ft^2
L = 20 ft

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{10410{,}5255}{5{,}236 \times 49{,}5} = 40{,}1669 \ ft^2$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a''} = \frac{40{,}1669}{20 \times 0{,}262} = 7{,}7$$

From DQ Kern table 9 page 841

Nt = 26
ID,s = 10 in = 0,83 ft
shell passes = 4
B = 5

Tube (Fluida Dingin)	Shell (Fluida Panas)
at' = 0,479 in^2	B = 5
$at = \frac{Nt \times at'}{144 \times n}$	$C = \frac{Pt - OD}{1 - 1{,}00}$
$= \frac{7{,}7 \times 0{,}479}{144 \times 4}$	= 0,25
= 0,0064 ft^2	$as = \frac{ID{,}s \times C \times B}{144 \times Pt} \times \frac{1}{n}$
	$= \frac{10 \times 0{,}25 \times 5}{144 \times 1} \times \frac{1}{4}$
	= 0,0174 ft^2
$Gt = \frac{W}{at}$	$Gs = \frac{W}{as}$
$= \frac{72{,}1423}{0{,}0064}$	$= \frac{2426{,}174}{0{,}0174}$
= 11308,5958 lb/jam ft^2	= 139747,60 lb/jam ft^2
Tc = 270,5 °F	tc = 320 °F
	From DQ Kern fig 28
ID = 0,782 in = 0,0652 ft	Ds = 0,99 in = 0,0825 ft
From DQ Kern Fig 14	*From DQ Kern Fig 14*
μ pada Tc 270,5 °F 0,032 Cp	*μ pada Tav* 320 °F 0,22 Cp
μ = 0,03 x 2,42	μ = 0,22 x 2,42
= 0,0774 lb/ft.h	= 0,5324 lb/ft.h
$Nre = \frac{ID \times Gt}{\mu}$	$Nre = \frac{ID \times Gs}{\mu}$

$= \dfrac{0,0652 \times 11308,60}{0,0774}$

$= 9516,316$

hi = 1500

From DQ Kern Fig 26

f = 0,00032 ft^2/in^2

From DQ Kern Table 7

s = 0,0016

$\Delta Pt = \dfrac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times ID \times s \times \phi s}$

= 0,5883 psi

$= \dfrac{0,0825 \times 139747,595}{0,5324}$

$= 21655,1026$

From DQ Kern Fig 28, jH = 110

From Geankoplis App A.2-6

k = 0,3710 Btu/h.ft F

$\left(\dfrac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} =$

$\left(\dfrac{0,22 \times 0,5324}{0,371}\right)^{1/3}$

= 0,6809

$ho = jH \dfrac{k}{Ds} \times \left(\dfrac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3}$

$= 110 \times \dfrac{0,6809}{0,0825}$

= 907,8923 Btu/hr ft^2 F

From DQ Kern Fig 29

f = 0,0018

s = 1

$N + 1 = 12 \times \dfrac{L}{B}$

$= 12 \times \dfrac{20}{5} = 48$

$\Delta Ps = \dfrac{f \times Gs^2 \times ID \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times De \times s \times \phi s}$

= 0,327 psi

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

$= \dfrac{1500 \times 907,8923}{1500 + 907,892321}$

= 565,5728 Btu/hr ft^2 F

A = Nt x L x a" = 7,7 x 20 x 0,2618 = 40,167 ft^2

$U_D = \dfrac{Q}{A \times \Delta T} = \dfrac{10410,5255}{40,167 \times 49,5} = 5,236$ Btu/hr ft^2 F

$Rd\ hit = \dfrac{Uc - U_D}{Uc \times U_D} = \dfrac{565,57 - 5,236}{565,57 \times 5,236} = 0,189 > 0,001$ Btu/hr ft^2 F

Karena nilai Rd > 0,001 Btu/hr ft^2 F, maka Rd hit memenuhi

Spesifikasi Reboiler

Nama alat	:	Reboiler
Kode alat	:	3RB-01
Tipe	:	Kettle Reboiler

Material : Commercial steel					
Jumlah : 1 unit					
Fungsi : Menguapkan liquid kemudian kembali					
Beban panas, Q : 10983,7 kJ/jam					
Media pemanas : Steam gas					
Massa pemanas : 32,7232 kg/jam					
Perpindahan panas, A : 40,1669 ft^2					
Δt LMTD : 49,49 °F					
Koef perindahan panas, UD: 5,2360 Btu/hr ft^2 F					
Bagian shell			Bagian tube		
ID	:	1,00 in	OD	:	0,782 in
Baffle space :		5	BWG; Pitch	:	12 ; square
Passes	:	4	Panjang	:	20 ft
ΔP	:	0,5883 psi	Jumlah	:	26 buah
			ΔP	:	0,327 psi

9) Nama Alat : Cooler

Kode : 3CO-01

Fungsi : Mendinginkan produk yang keluar fase liquid

Tipe : Shell and Tube Heat Exchanger

<u>Kondisi operasi</u> :

Suhu air masuk (T_1)	=	27	°C	=	80,6	°F	=	300,15	°K
Suhu air keluar (T_2)	=	40	°C	=	80,6	°F	=	300,15	°K
Suhu bahan masuk (t_1)	=	133	°C	=	271,4	°F	=	406,15	°K
Suhu bahan keluar (t_2)	=	35	°C	=	95	°F	=	308,15	°K

<u>Perhitungan</u>

Massa bahan masuk	=	61,971	kg/jam	=	136,624	lb/jam
Massa air masuk	=	149,329	kg/jam	=	329,215	lb/jam

$$T_{av} \text{ air masuk} = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{27 + 40}{2} = 33,5 \ °C$$

$$t_{av} \text{ bahan masuk} = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{133 + 35}{2} = 84 \ °C$$

q = m x Cp x ΔT
= 136,624 x 1,0000 x 176
= 24100,43 Btu/jam
Q = 2239,9420 kJ/jam
= 2123,0554 Btu/h

Menentukan ΔT

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{81 - 81}{95 - 271} = 0{,}0000 \text{ °F}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{95 - 271}{81 - 271} = 0{,}9245 \text{ °F}$$

From DQ Kern fig 18 page 828

LMTD Correction Factor (F_T) = 1

Menentukan LMTD

ΔT hot = $t_2 - T_1$ = 95 - 80,6 = 14 °F

ΔT cold = $t_1 - T_2$ = 271,4 - 80,6 = 190,8 °F

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta T\text{ hot} - \Delta T\text{ cold}}{\ln\ (\Delta T\text{ hot} / \Delta T\text{ cold})} = \frac{14 - 191}{\ln(14 / 191)} = 68 \text{ °F}$$

$$\Delta tav = \frac{\Delta T\text{ hot} + \Delta T\text{ cold}}{2} = \frac{14 + 191}{2} = 103 \text{ °F}$$

Δt = F_T x LMTD = 1 x 102,60 = 102,60 °F

Menentukan tube dan shell

- Asumsi Tube

From DQ Kern Fig.28

OD	=	1,00	in
Pt	=	1 1/4	
de	=	0,99	in

From DQ Kern Table 10 hal 843

OD	=	1,00	in	BWG =	8
ID	=	0,670	in		
at'	=	0,355	in^2		
a"	=	0,262	ft^2		
L	=	10	ft		

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{2123{,}0554}{2{,}618 \times 102{,}6} = 7{,}9040 \text{ ft}^2$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a''} = \frac{7{,}9040}{10 \times 0{,}262} = 3{,}0$$

From DQ Kern table 9 page 841

Nt	=	44				
ID,s	=	61	in	=	5,08	ft
shell passes	=	8				
B	=	2				

Tube (Fluida Panas)	Shell (Fluida Dingin)
$at' = 0,355\ in^2$	$B = 2$
$at = \frac{Nt \times at'}{144 \times n}$ $= \frac{3,0 \times 0,355}{144 \times 8}$ $= 0,0009\ ft^2$	$C = \frac{Pt - OD}{}$ $= 1 - 1,00$ $= 0,25$ $as = \frac{ID,s \times C \times B}{144 \times Pt} \times \frac{1}{n}$ $\frac{61 \times 0,25 \times 2}{144 \times 1,25} \times \frac{1}{8}$ $= 0,0212\ ft^2$
$Gt = \frac{W}{at}$ $= \frac{329,215}{0,0009}$ $= 353858,17$ lb/jam ft^2	$Gs = \frac{W}{as}$ $= \frac{136,624}{0,0212}$ $= 6450,43$ lb/jam ft^2
Tc = 183,2 °F	tc = 92,3 °F *From DQ Kern fig 28*
ID = 0,670 in = 0,0558 ft	Ds = 0,99 in = 0,0825 ft
From DQ Kern Fig 14 *μ pada Tc* 183,2 °F 0,043 Cp μ = 0,04 x 2,42 = 0,1041 lb/ft.h	*From DQ Kern Fig 14* *μ pada Tav* 92,3 °F 0,13 Cp μ = 0,13 x 2,42 = 0,3146 lb/ft.h
$Nre = \frac{ID \times Gt}{\mu}$ $= \frac{0,0558 \times 353858,17}{0,1041}$ $= 189862,40$	$Nre = \frac{ID \times Gs}{\mu}$ $= \frac{0,0825 \times 6450,4331}{0,3146}$ $= 1691,5471$
hi = 1500 *From DQ Kern Fig 26* $f = 0,00040\ ft^2/in^2$ *From DQ Kern Table 7* s = 0,00056 $\Delta Pt = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times ID \times s \times \phi s}$ = 0,0069 psi	*From DQ Kern Fig 28, jH =* 18 *From Geankoplis App A.2-6* *k* = 0,3710 Btu/h.ft F $\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} =$ $\left(\frac{0,13 \times 0,3146}{0,371}\right)^{1/3}$ = 0,4795 $ho = jH \frac{k}{Ds} \times \frac{(Cp \times \mu)}{k}^{1/3}$

	$= 18 \times \dfrac{0,4795}{0,0825}$ $= 104,6152$ Btu/hr ft^2 F *From DQ Kern Fig 29* f = 0,0028 s = 1 $N + 1 = 12 \times \dfrac{L}{B}$ $= 12 \times \dfrac{10}{2} = 60$ $\Delta Ps = \dfrac{f \times Gs^2 \times ID \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times De \times s \times \phi s}$ = 0,008 psi

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

$$= \frac{1500 \times 104,6152}{1500 + 104,615157}$$

$= 97,7946$ Btu/hr ft^2 F

$A = Nt \times L \times a'' = 3,0 \times 10 \times 0,262 = 7,904$ ft^2

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta T} = \frac{2123,0554}{7,904 \times 102,6} = 2,618 \text{ Btu/hr ft}^2\text{ F}$$

$$Rd\ hit = \frac{Uc - U_D}{Uc \times U_D} = \frac{97,79 - 2,618}{97,79 \times 2,618} = 0,372 > 0,001 \text{ Btu/hr ft}^2\text{ F}$$

Karena nilai Rd > 0,001 Btu/hr ft^2 F, maka Rd hit memenuhi

Spesifikasi Cooler

Nama alat	:	Cooler
Kode alat	:	3CO-01
Tipe	:	Shell and Tube Heat Exchanger
Material	:	Commercial steel
Jumlah	:	1 unit
Fungsi	:	Mendinginkan produk yang keluar
Beban panas, Q	:	2239,9420 kJ/jam
Media pendingin	:	Air
Massa pendingin	:	149,3295 kg/jam
Perpindahan panas, A	:	7,9040 ft^2
Δt LMTD	:	68,27 °F
Koef perindahan panas, UD:		2,618 Btu/hr ft^2 F

Bagian shell			Bagian tube		
OD	:	1,000 in	ID	:	0,670 in
Baffle space :		2	BWG; Pitch	:	8 ; square
Passes	:	8	Panjang	:	10 ft
ΔP	:	0,0069 psi	Jumlah	:	44 buah
			ΔP	:	0,0083 psi

10) **Nama Alat** : **Heater**
Kode : 1H-01
Fungsi : Menaikan suhu sebelum masuk ke reaktor
Tipe : Kettle Reboiler

Kondisi operasi :

Suhu steam masuk (T_1)	=	210	°C	=	410	°F	=	483,15	°K
Suhu steam keluar (T_2)	=	210	°C	=	410	°F	=	483,15	°K
Suhu bahan masuk (t_1)	=	41	°C	=	105,66	°F	=	314,07	°K
Suhu bahan keluar (t_2)	=	200	°C	=	392	°F	=	473,15	°K

Perhitungan

Massa bahan masuk	=	1308,426	kg/jam	=	2884,585	lb/jam
Massa steam masuk	=	198,6031	kg/jam	=	437,8449	lb/jam

T_{av} steam masuk $= \dfrac{T_1 + T_2}{2} = \dfrac{210 + 210}{2} = 210$ °C

t_{av} bahan masuk $= \dfrac{t_1 + t_2}{2} = \dfrac{41 + 200}{2} = 120{,}46$ °C

q = m x Cp x ΔT
= 2884,585 x 4,4949 x 286,34
= 3712713,38 Btu/jam
Q = 92081,3818 kJ/jam
= 87276,3102 Btu/h

Menentukan ΔT

$R = \dfrac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \dfrac{410 - 410}{392 - 106} = 0{,}0000$ °F

$S = \dfrac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \dfrac{392 - 106}{410 - 106} = 0{,}9409$ °F

From DQ Kern fig 18 page 828
LMTD Correction Factor (F_T) = 1

Menentukan LMTD

ΔT hot = $T1 - t_2$ = 410 - 392 = 18 °F
ΔT cold = $T_2 - t_1$ = 410 - 105,66 = 304,34 °F

$LMTD = \dfrac{\Delta T\ hot - \Delta T\ cold}{\ln\ (\Delta T\ hot / \Delta T\ cold)} = \dfrac{18 - 304{,}34}{\ln (18 / 304{,}34)} = 101{,}26$ °F

$\Delta tav = \dfrac{\Delta T\ hot + \Delta T\ cold}{2} = \dfrac{18 + 304{,}34}{2} = 161{,}17$ °F

Δt = F_T x LMTD = 1 x 161,17 = 161,17 °F

Menentukan tube dan shell

- Asumsi Tube

From DQ Kern Fig.28

OD = 1,00 in

Pt = 1 1/4

de = 0,99 in

From DQ Kern Table 10 hal 843

OD = 1,00 in BWG = 12

ID = 0,782 in

at' = 0,479 in^2

a" = 0,262 ft^2

L = 20 ft

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = \frac{87276{,}3102}{5{,}236 \times 161{,}17} = 103{,}4206 \ ft^2$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a''} = \frac{103{,}4206}{20 \times 0{,}262} = 19{,}8$$

From DQ Kern table 9 page 841

Nt = 26

ID,s = 10 in = 0,83 ft

shell passes = 4

B = 5

Tube (Fluida Dingin)	Shell (Fluida Panas)
at' = 0,479 in^2	B = 5
$at = \frac{Nt \times at'}{144 \times n}$	$C = Pt - OD$
$= \frac{19{,}8 \times 0{,}479}{144 \times 4}$	= 1 - 1,00
= 0,0164 ft^2	= 0,25
	$as = \frac{ID,s \times C \times B}{144 \times Pt} \times \frac{1}{n}$
	$= \frac{10 \times 0{,}25 \times 5}{144 \times 1} \times \frac{1}{4}$
	= 0,0174 ft^2
$Gt = \frac{W}{at}$	$Gs = \frac{W}{as}$
$= \frac{437{,}8449}{0{,}0164}$	$= \frac{2884{,}585}{0{,}0174}$
= 26656,2963 lb/jam ft^2	= 166152,08 lb/jam ft^2
Tc = 248,83 °F	tc = 410 °F

ID = 0,782 in = 0,0652 ft

From DQ Kern Fig 14

μ pada Tc 248,83 °F 0,032 Cp

μ = 0,03 x 2,42

= 0,0774 lb/ft.h

$$Nre = \frac{ID \times Gt}{\mu}$$

$$= \frac{0,0652 \times 26656,30}{0,0774}$$

= 22431,585

hi = 1500

From DQ Kern Fig 26

f = 0,00032 ft^2/in^2

From DQ Kern Table 7

s = 0,0016

$$\Delta Pt = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times ID \times s \times \phi s}$$

= 3,2686 psi

From DQ Kern fig 28

Ds = 0,99 in = 0,0825 ft

From DQ Kern Fig 14

μ pada Tav 410 °F 0,22 Cp

μ = 0,22 x 2,42

= 0,5324 lb/ft.h

$$Nre = \frac{ID \times Gs}{\mu}$$

$$= \frac{0,0825 \times 166152,08}{0,5324}$$

= 25746,7068

From DQ Kern Fig 28, jH = 110

From Geankoplis App A.2-6

k = 0,3710 Btu/h.ft F

$$\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} =$$

$$\left(\frac{0,22 \times 0,5324}{0,371}\right)^{1/3}$$

= 0,6809

$$ho = jH \; \frac{k}{Ds} \times \left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3}$$

$$= 110 \times \frac{0,6809}{0,0825}$$

= 907,8923 Btu/hr ft^2 F

From DQ Kern Fig 29

f = 0,0018

s = 1

$$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B}$$

$$= 12 \times \frac{20}{5} = 48$$

$$\Delta Ps = \frac{f \times Gs^2 \times ID \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times De \times s \times \phi s}$$

= 0,462 psi

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

$$= \frac{1500 \times 907,8923}{1500 + 907,892321}$$

= 565,5728 Btu/hr ft^2 F

A = Nt x L x a" = 19,8 x 20 x 0,2618 = 103,4206 ft^2

$U_D = \dfrac{Q}{A \times \Delta T} = \dfrac{87276,3102}{103,42 \times 161,17} = 5,236$ Btu/hr ft^2 F

Rd hit $= \dfrac{Uc - U_D}{Uc \times U_D} = \dfrac{565,57 - 5,236}{565,57 \times 5,236} = 0,189 > 0,001$ Btu/hr ft^2 F

Karena nilai Rd > 0,001 Btu/hr ft^2 F, maka Rd hit memenuhi

Spesifikasi Heater

Nama alat : Heater			
Kode alat : 1H-01			
Tipe : Kettle Reboiler			
Material : Commercial steel			
Jumlah : 1 unit			
Fungsi : Menaikan suhu sebelum masuk ke reaktor			
Beban panas, Q : 92081,4 kJ/jam			
Media pemanas : Steam gas			
Massa pemanas : 198,6031 kg/jam			
Perpindahan panas, A : 103,4206 ft^2			
Δt LMTD : 101,26 °F			
Koef perindahan panas, UD: 5,2360 Btu/hr ft^2 F			
Bagian shell		Bagian tube	
ID :	1,00 in	OD :	0,782 in
Baffle space :	5	BWG; Pitch :	12 ; square
Passes :	4	Panjang :	20 ft
ΔP :	3,2686 psi	Jumlah :	26 buah
		ΔP :	0,462 psi

11). Reaktor

Fungsi : Mereaksikan etilen dengan air menjadi etanol pada temperatur 200°C dan tekanan 15 atm. Reaksi berjalan secara eksotermis yaitu reaksi yang melepaskan panas oleh karena itu diperlukan air pendingin yang teletak pada shell.

Kode : R-01
Tipe : Multi Tube Fixed Bed Reactor
Bahan : High Alloy Steel SA 240 grade M tipe 316
Tutup reaktor : Tangki berbentuk silinder vertikal dengan tutup atas
: dan tutup bawah standard dished
Jumlah : 1 unit
Rate Bahan : 2148,8711 kg/jam = 4737,401 lb/jam
Suhu Operasi : 200 °C = 473,15 K
Tekanan Operasi : 15,3 atm

Feed Masuk

1. Gliserol
2. Asam asetat

Feed masuk :

1. Gas Etilen

Komponen	Berat	Mol	BM	Yi	Yi. BM
	Kg/jam	Kmol/jam	kg/kmol		kg/kmol
$CH_2 = CH_2$	1307,7711	46,7061	28	0,9987	27,9624
CH_4	0,6545	0,0409	16	0,0009	0,0140
C_2H_6	0,6545	0,0218	30	0,0005	0,0140
Total	1309,08017	46,768837		1,0000	27,9904

Komponen	Tc (K)	Pc (atm)	Tc.Yi (K)	Pc.Yi (atm)
$CH_2 = CH_2$	282,3000	49,7409	281,9214	49,6742
CH_4	190,6000	45,3886	0,1667	0,0397
C_2H_6	305,3000	45,3886	0,1424	0,0212
Total	778,2000	422,7486	282,2305	49,7351

Komponen	ω	ω.Yi
$CH_2 = CH_2$	0,0870	0,0869
CH_4	0,0120	0,00001
C_2H_6	0,1000	0,00005
Total		0,08694

Maka diperoleh : **(Smith, 2005 ; p.102)**

$$Tr = \frac{T}{Tc} = \frac{473{,}1500 \text{ K}}{282{,}2305 \text{ K}} = 1{,}6765$$

$$Pr = \frac{P}{Pc} = \frac{15{,}3000 \text{ atm}}{422{,}7486 \text{ atm}} = 0{,}0362$$

$$B^0 = 0{,}0830 - \frac{0{,}4220}{Tr^{1.6}}$$

$$= 0{,}0830 - \frac{0{,}4220}{1{,}6765^{1.6}}$$

$$= -0{,}1016$$

$$B^1 = 0{,}1390 - \frac{0{,}1720}{Tr^{4.2}}$$

$$= 0{,}1390 - \frac{0{,}1720}{1{,}6765^{4.2}}$$

$$= 0{,}1194$$

$$\frac{B\,Pc}{R\,Tc} = B^0 + \omega\, B^1$$

$$= -0{,}1016 + 0{,}0869 \times 0{,}1194$$

$$= -0{,}0912$$

$$Z = 1 + \frac{B\,Pc}{R\,Tc} \times \frac{Pr}{Tr}$$

$$= 1 + -0{,}0912 \times \frac{0{,}0362}{1{,}6765}$$

$$= 0{,}9980$$

2. Uap Steam

Komponen	Berat	Mol	BM	Yi	Yi. BM
	Kg/jam	Kmol/jam	kg/kmol		kg/kmol
H_2O	839,7910	46,6551	18	1,0000	18,0000
Total	839,7910	46,6551		1,0000	18,0000

Komponen	Tc (K)	Pc (atm)	Tc.Yi (K)	Pc.Yi (atm)
H_2O	417,2000	76,0918	417,2000	76,0918
Total	417,2000	493,2918	417,2000	76,0918

Komponen	ω	ω.Yi
H_2O	0,0690	0,0690
Total	0,0690	0,0690

Maka diperoleh : **(Smith, 2005 ; p.102)**

$$Tr = \frac{T}{Tc} = \frac{473{,}1500 \text{ K}}{417{,}2000 \text{ K}} = 1{,}1341$$

$$Pr = \frac{P}{Pc} = \frac{15{,}30 \text{ atm}}{76{,}09 \text{ atm}} = 0{,}2011$$

$$B^0 = 0{,}0830 - \frac{0{,}4220}{Tr^{1.6}}$$

$$= 0{,}0830 - \frac{0{,}4220}{1{,}1341^{1.6}}$$

$$= -0{,}2620$$

$$B^1 = 0{,}1390 - \frac{0{,}1720}{Tr^{4.2}}$$

$$= 0{,}1390 - \frac{0{,}1720}{1{,}1341^{4.2}}$$

$$= 0{,}0376$$

$$\frac{B\,Pc}{R\,Tc} = B^0 + \omega \quad B^1$$

$$= -0{,}2620 + 0{,}0690 \times 0{,}0376$$

$$= -0{,}2594$$

$$Z = 1 + \frac{B\,Pc}{R\,Tc} \times \frac{Pr}{Tr}$$

$$= 1 + -0{,}2594 \times \frac{0{,}2011}{1{,}1341}$$

$$= 0{,}9540$$

Rancangan Dimensi Reaktor

a. Menentukan Densitas Umpan

1. Etilen

$$R = 0{,}0821 \quad \frac{atm.m^3}{kmol.K}$$

$$\rho = \frac{P_{operasi} \times BM_{campuran}}{Z \,.\, R \,.\, T}$$

$$= 11{,}0516 \quad kg/m^3$$

$$= 0{,}6900 \quad lb/ft^3$$

2. Uap Steam

$$R = 0{,}0821 \quad \frac{atm.m^3}{kmol.K}$$

$$\rho = \frac{P_{operasi} \times BM_{campuran}}{Z \,.\, R \,.\, T}$$

$$= 7{,}4351 \quad kg/m^3$$

$$= 0{,}4642 \quad lb/ft^3$$

b. Menentukan Kecepatan Volumetrik Umpan

1. Etilen

$$v = \frac{W}{\rho}$$

$$= \frac{1309{,}0802 \quad kg/jam}{11{,}0516 \quad kg/m^3}$$

$$= 118{,}4511 \quad m^3/jam$$

2. Uap Steam

$$v = \frac{W}{\rho}$$

$$= \frac{839{,}7910 \quad kg/jam}{7{,}4351 \quad kg/m^3}$$

= 112,9502 m^3/jam

c. Menentukan viskositas umpan

Viskositas gas bisa diestimasi dari Carl L. Yaws dari tabel 21-1

n_{gas} = $A + B.T + C.T^2$

T = 200 ^oC

= 473,15 K

1. Etilen

Komponen	A	B	C
$CH_2 = CH_2$	-3,9850	3,87E-01	-1,12E-04
CH_4	3,8440	4,01E-01	-1,43E-04
C_2H_6	0,5140	3,34E-01	-7,11E-05

n_{gas} (micropoise)
Y (K)

Komponen	xi	μi (micropoise)	μi (cps)	xi.μi
$CH_2 = CH_2$	0,9990	154,1131	0,0154	0,0154
CH_4	0,0005	161,6137	0,0162	0,0000
C_2H_6	0,0005	142,8672	0,0143	0,0000
Total	1,0000	458,5940	0,0459	0,0154

μ = 0,0154 cp

= 0,0555 kg/m.jam

2. Uap Steam

n_{gas} (micropoise)
Y (K)

Komponen	A	B	C
H_2O	44,2240	5,62E-01	-1,13E-04

Komponen	xi	μi (micropoise)	μi (cps)	xi.μi
H_2O	1,0000	284,8369	0,0285	0,0285
Total	1,0000	284,8369	0,0285	0,0285

μ = 0,0285 cp

= 0,1025 kg/m.jam

d. Menentukan Jenis dan Ukuran Tube

Direncanakan menggunakan tube dengan spesifikasi **(Kern, 1965; T.11)**

Digunakan : pipa 1 1/2 in sch 40

Susunan	=	Triangular			
OD	=	1,9000	=	0,0483	m
ID	=	1,6100 in	=	0,0409	m
Flow area per pipe	=	2,0400 in^2			
Surface per lin ft inside	=	0,4980 ft^2/ft			

e. Menentukan Mass Velocity Umpan

Dari Hill, persamaan 13.2.8 hal 560 digunakan untuk
menghitung mass velocity sebagai berikut :

Agar reaksi dapat berlangsung,maka aliran gas di dalam tube harus turbulen.
Diambil nilai N_{Re} = 3000

1. Etilen

$$G_f = \frac{N_{Re} \cdot \mu}{Dt}$$

$$= \frac{3000 \quad x \quad 0,0555}{0,0409}$$

$$= 4070,0373 \quad kg/m^2jam$$

2. Uap Steam

$$G_f = \frac{N_{Re} \cdot \mu}{Dt}$$

$$= \frac{3000 \quad x \quad 0,1025}{0,0409}$$

$$= 7522,4687 \quad kg/m^2jam$$

Total mass velocity umpan adalah 11592,5060 kg/m^2jam

f. Menghitung Luas Penampang Semua Tube dalam Reaktor

$$A_t = \frac{F_m}{G_f}$$

$$= \frac{2148,8711 \quad kg/jam}{11592,5060 \quad kg/m^2jam}$$

$$= 0,1854 \quad m^2$$

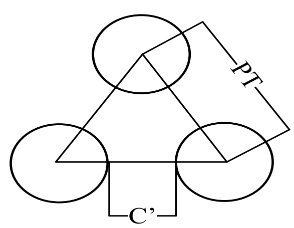
g. Menentukan Jumlah Tube

$$N_t = \frac{A_t}{0,25 \cdot \pi \cdot ID^2}$$

$$= \frac{0,1854}{0,25 \quad x \quad 3,14 \quad x \quad 0,0409^2}$$

$$= 141 \quad tube$$

h. Menentukan dimensi Shell



Jarak antar pusat pipa

Pt = 1,25 x OD **(Kern, 1965)**

= 1,25 x 1,9

= 2,375 in

Jarak antar pipa (clearance) **(Kern, 1965)**

C' = Pt - OD

= 2,375 - 1,9

= 0,475 in

Luas ◯ = 2 x N_t x Luas △

$$\text{Luas } \triangle = \frac{1}{2} \times P_t^2 \times \sin 60^o$$
$$= 0,5 \times 2,3750^2 \times 0,8660$$
$$= 2,4425$$

$$\text{Luas } \bigcirc = \frac{\pi}{4} \times D_s^2$$

$$\frac{\pi}{4} \times D_s^2 = 2 \times N_t \times \text{Luas } \triangle$$

$$D_s = \text{sqrt}\left(\frac{2 \times N_t \times \text{Luas } \triangle}{\frac{\pi}{4}} \right)$$
$$= \text{sqrt}\left(\frac{2 \times 141 \times 2,4425}{\frac{\pi}{4}} \right)$$
$$= 29,6276 \text{ in}$$
$$= 0,7525 \text{ m}$$

Diasumsikan :

$H = 1,5 \times D$

$= 1,5 \times 29,6276$

$= 44,4413$ in

$= 1,1288$ m

i. Menghitung Buffle Space

Buffle Space (B) $= 0,25 \times D_s$ **(Kern, 1965)**

$= 0,25 \times 29,6276$

$= 7,4069$ in

$= 0,1881$ m

j. Menghitung tekanan design

Menentukan P design :

P operasi = 15,3 atm = 224,9100 Psia

P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan.

$Pi = (P_{operasi}) \times 1,1$

$= (224,9100) \times 1,1$

$= 247,4010$ psia

k. Menentukan tebal sphrical (ts)

$$\text{tebal silinder} = \frac{Pi.di}{2(f.E - 0,6Pi)} + C$$

$$= \frac{247{,}401 \quad x \quad 29{,}628}{2\ [(\quad 18750 \quad x \quad 0{,}800\quad)-(\quad 0{,}6 \quad x \quad 247{,}40\quad)]} + \frac{1}{8}$$

$$= 0{,}247 + \frac{1}{8}$$

$$= \frac{2{,}9742}{8}$$

$$= \frac{3}{8} \text{ in}$$

$= 3/8$ in

l. Standarisasi do

do = di + 2 ts

= 29,6276 + (2 × 3/8)

= 30,3776 in

Standarisasi dengan Tabel 5.7, Brownell and Young, hal 89

do = 34 in

= 3 ft

ts = 3/8 in

maka :

di_{baru} = do - 2 ts

= 34 - (2 × 3/8)

= 33,2500 in

= 2,7708 ft

Menghitung tinggi silinder (Ls)

Ls = 1,5 x di

= 1,5 x 2,7708

= 4,1563 ft

= 49,8750 in

= 1,2668 m

m. Menghitung dimensi tutup atas dan bawah

Bentuk tutup atas dan tutup bawah adalah standar dish, sehingga

r = di baru = 2,7708 ft = 33,250 in

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

$$\text{tha} = \frac{0{,}855\ \text{Pi.di}}{(\text{f.E} - 0{,}1\text{Pi})} + C$$

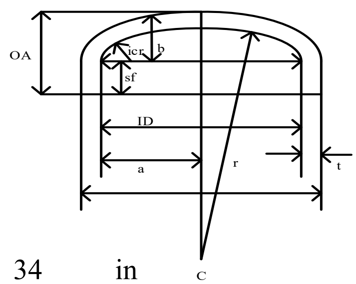
$$= \frac{0{,}885 \quad x \quad 247{,}401 \quad x \quad 33{,}250}{[(\quad 18750 \quad x \quad 0{,}800\quad)-(\quad 0{,}1 \quad x \quad 247{,}40\quad)]} + \frac{1}{8}$$

$= 0,4861 + \frac{1}{8}$

$= \frac{4,8891}{8}$

$= \frac{5}{8}$ in

$= 5/8$ in



Tinggi tutup atas (ha)

Dengan do = 34 in

icr = 4,3750 in

r = 34,0 in **(Brownell tabel 5.7 hal 90 -91)**

$AB = \frac{do}{2} - icr$

$= \frac{34}{2} - 4,375$

$= 12,625$ in

$BC = r - icr$

$= 34 - 4,375$

$= 29,625$ in

$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$

$= 34 - (29,625^2 - 12,625^2)^{0,5}$

$= 7,1998$ in

sf = 2 in **(Brownell tabel 5.8 hal 93)**

tinggi tutup = b + sf + tha

= 7,20 + 2 + 0

= 9,20 in

= 0,7667 ft

Tebal tutup bawah (thb) ***(Brownell & Young, persamaan 13.12 hal 258)***

$thb = \frac{0,855\ Pi.di}{(f.E - 0,1Pi)} + C$

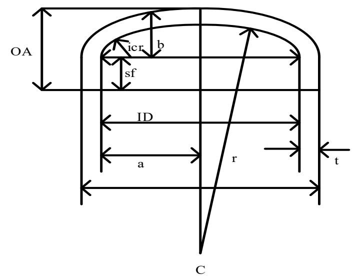
$= \frac{0,885 \times 247,401 \times 33,250}{[(18750 \times 0,8)-(0,1 \times 247,40)]} + \frac{1}{8}$

$= 0,4861 + \frac{1}{8}$

$= \dfrac{4,8891}{8}$

$= \dfrac{5}{8}$ in

$=$ 5/8 in



Tinggi tutup bawah (hb)

Dengan do = 34 in

icr = 4,375 in

r = 34 in **(Brownell tabel 5.7 hal 90 -91)**

$AB = \dfrac{do}{2} - icr$

$= \dfrac{34}{2} - 4,375$

$=$ 12,625 in

$BC = r - icr$

$= 34 - 4,375$

$=$ 29,625 in

$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$

$= 34 - (29,625^2 - 12,625^2)^{0,5}$

$=$ 7,1998 in

sf = 2 in **(Brownell tabel 5.8 hal 93)**

tinggi tutup = b + sf + tha

= 7,20 + 2 + 0

= 9,20 in

= 0,7667 ft

n. Menghitung tinggi reaktor (H)

Tinggi reaktor (H) = Tinggi silinder + tinggi tutup atas + tinggi tutup bawah

= 4,156 ft + 0,7667 ft + 0,7667 ft

= 5,6896 ft

= 68,2746 in

o. Menghitung Kebutuhan Katalis

Data - data katalis adalah sebagai berikut :

Jenis = H_3PO_4

Bentuk = Liquid

Porositas = 0,5

Massa jenis = 1,88 gr/cm^3

ρ_t = Massa jenis x (1- ε)
= 1,8800 x (1 - 0,5)
= 0,9400 gr/cm^3

ε_B = porositas bed (fungsi bentuk katalis dan diameter) = 0,41
ρ_B = ρ_t x (1 - ε_B)
= 0,940 x (1 - 0,41)
= 0,5546 gr/cm^3
= 554,6000 kg/m^3

$$W = \rho_B \times N_t \times \frac{\pi}{4} \times ID_t^2 \times H_{katalis}$$
(Asumsi $H_{katalis}$ = 80% H_t)

$$= 554,6 \times 141 \times \frac{3,14}{4} \times 0,0409^2 \times 1,0135$$
= 104,1884 kg

p. Menghitung Waktu Tinggal

$$V_{bed} = \frac{W_{katalis}}{\rho_B}$$

$$= \frac{104,1884 \text{ kg}}{554,6000 \text{ kg/m}^3}$$
= 0,1879 m^3

$$Q = \frac{W}{\rho}$$

$$= \frac{2148,8711 \text{ kg/jam}}{18,4867 \text{ kg/m}^3}$$
= 116,2387 m^3/jam

$$t = \frac{V_{bed}}{Q}$$

$$= \frac{0,1879 \text{ m}^3}{116,2387 \text{ m}^3\text{/jam}}$$
= 0,0016 jam
= 5,8182 detik

Spesifikasi Reaktor

Nama Alat	:	Reaktor
Kode alat	:	1R-01
Tipe	:	Fixed Bed Multi Tube Reactor
Jumlah	:	1 unit
Bahan Konstruksi	:	High Alloy Steel SA 240 grade M tipe 316
Fungsi	:	Tempat terjadinya reaksi antara etilen dengan air

menghasilkan etanol			
Kondisi operasi			
Temperatur	:	200	^oC
Tekanan	:	15,3	atm
Dimensi reaktor			
Diameter luar silinder (do)	:	2,833	ft
Diameter dalam silinder (di)	:	2,771	ft
Tinggi silinder (Ls)	:	4,156	ft
Tebal silinder (ts)	:	3/8	in
Tebal tutup atas (tha)	:	0,625	in
Tinggi tutup atas (ha)	:	0,767	ft
Tebal tutup bawah (thb)	:	0,625	in
Tinggi tutup bawah (hb)	:	0,767	ft
Tinggi reaktor (H)	:	5,690	ft
Diameter Tube	:	1,610	in , Triangular
Panjang Tube	:	39,900	in
Jumlah Tube	:	141	Buah

LAMPIRAN D
PERHITUNGAN EVALUASI EKONOMI

Kapasitas Produksi	=	16.000 ton/tahun
	=	48,485 ton/hari
Waktu Operasi	=	1 hari = 24 jam
	=	1 tahun = 330 hari
Pabrik dibangun pada tahun	=	2027
Pabrik dioperasikan pada tahun	=	2030

Analisa ekonomi merupakan hal penting dalam perencanaan suatu pabrik, karena perhitungan layak ekonomi sangat menenukan apakah pabrik tersebut layak atau tidak untuk didirikan. Untuk meninjau analisa ekonomi tersebut, perlu adanya penaksiran beberapa faktor-faktor antara lain sebagai berikut :

1. Penaksiran modal industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri dari :
   a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*, FCI)
   b. Modal kerja (*Working Capital Investment*, WCI)
2. Penentuan biaya produksi total (*Production Cost*) yang terdiri dari :
   a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*, MC)
   b. Biaya pengeluaran umum (*General Expences*, GE)
3. Analisa profibilitas yang terdiri dari :
   1. Analisa keuntungan/laba
   2. Laju pengembalian modal (*Rate of Return*, ROR)
   3. Laju investasi yang sehat (*Rate of Investment*, ROI)
   4. Lama pengembalian modal (*Pay-Out Periode*, POT)
   5. Titik impas (*Break Even Point*, BEP)

D.1 Penaksiran modal industri (*Total Capital Investment*)

Penaksiran modal (TCI, Total Capital Investment) yang meliputi :

a. Biaya peralatan
b. Modal tetap (FCI, Fixed Capital Investment)
c. Modal kerja (WCI, Work Capital Investment)

1.1 Harga Peralatan

Harga peralatan berubah menurut waktu resmi sesuai dengan kondisi ekonomi dunia. Untuk memperkirakan harga peralatan saat ini, digunakan indeks seperti pada persamaan sebagai berikut :

$$C_A = C_B \times \frac{I_A}{I_B}$$ *(Ulrich, p. 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

Tabel 1 Indeks Harga Peralatan berdasarkan Peter and Timmerhaus "Plant Design and Economic for Chemical Engineering".

Tahun	Indeks
2010	550,80
2011	585,70
2012	584,60
2013	567,30
2014	579,80
2015	556,80
2016	541,70
2017	567,50
2018	603,10
2019	607,50
2020	703,60
2028	?

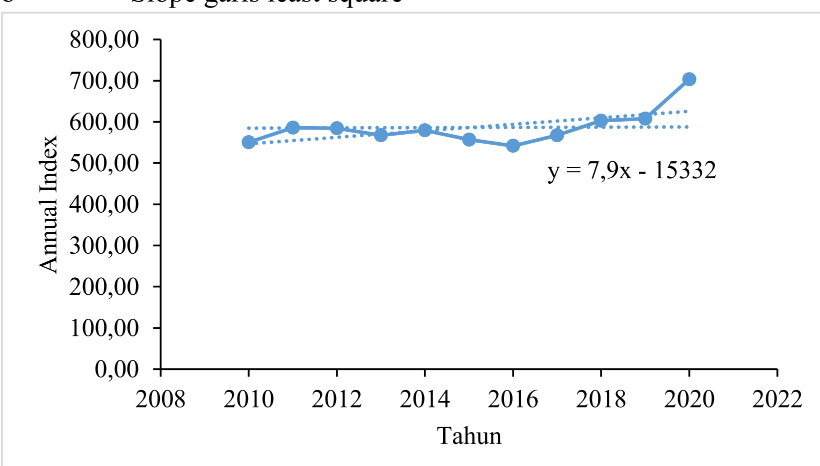
Asumsi telah dilakukan perjanjian dengan vendor dan kontraktor bahwa peralatan yang dibeli pada tahun 2028 dan pabrik mulai beroperasi tahun 2030. Dengan metode Least Square, dapat dilakukan penaksiran indeks harga rata-rata pada tahun 2030. Penyelesaian dengan Least Square menghasilkan persamaan :

$$y = a + b\,(x - x')$$ *(Timmerhauss 4th ed, Eq. 17.19)*

Keterangan :

a = y' (harga rata-rata y)

b = Slope garis least square



Dari grafik tahun terhadap cost index diperoleh persamaan,

y = 7,9 x -15332

Dengan persamaan tersebut dapat diperoleh :

Indeks harga tahun 2028 = 689,20

Contoh perhitungan alat

Nama alat	=	Heater
Fungsi	=	Untuk menaikan suhu komponen
Harga tahun 2014	=	$ 576 (www.matche.com)

Indeks harga tahun 2014 = 579,80

Indeks harga tahun 2030 = 689,20

Harga tahun 2030 = $ 576 x $\frac{689,20}{579,80}$ = $ 685

Ditetapkan kurs 1 dollar (US $) = Rp 16.832

(Bank Indonesia, diakses 16/2/2026, 05.49 WIB)

Tabel 2 Hasil Perhitungan Harga Peralatan

Nama alat	jml	Harga satuan (US $)		Total (Rp.)
		2014	2028	
Tangki etilen	1	52.500	62.406	1.050.417.827
Kompresor	1	53.700	63.832	1.074.427.377
Heater	1	28.500	33.878	570.226.820
Reaktor	1	92.100	109.478	1.842.732.988
Expander	1	53.700	63.832	1.074.427.377
Kondensor	1	28.100	33.402	562.223.637
Pompa 1	1	4.300	5.111	86.034.222
Separator	1	41.900	49.806	838.333.466
Preheater	1	28.500	33.878	570.226.820
Kondensor	1	28.100	33.402	562.223.637
Akumulator	1	10.400	12.362	208.082.770
Pompa 2	1	4.300	5.111	86.034.222
Reboiler	1	18.400	21.872	368.146.438
Cooler	1	19.100	22.704	382.152.009
Tangki etanol	1	49.500	58.840	990.393.951
Destilasi	1	93.200	110.786	1.864.741.742
Total harga peralatan (Rp.)				12.130.825.303

https://www.matche.com/

Untuk peralatan impor dikenakan biaya bea cukai, PPh-PPN, CIF, dan pengiriman sebesar 30% dari total keseluruhan peralatan, maka :

Harga peralatan total = 130% × Rp 12.130.825.303

= Rp 15.770.072.894

Dengan faktor keamanan (safety factor) sebesar 10%, maka :

Harga peralatan total = 110% × Rp 15.770.072.894

= Rp 17.347.080.183

1.2 Analisa Modal tetap (FCI, Fixed Capital Investment)

Analisa Modal tetap (FCI, Fixed Capital Investment) yang meliputi :

a. Biaya langsung (DC, *Direct Cost*)

b. Biaya tidak langsung (IDC, *Indirect Cost*)

Tabel 3 *Direct Cost* (DC) dan *Indirect Cost* (IDC)

No	Jenis pengeluaran	Persentase	Harga
A	**Direct Cost (DC)**		
1	Pengadaan alat	100% x A.1	Rp 17.347.080.183
2	Instrumentasi dan kontrol	36% x A.1	Rp 6.244.948.866

3	Instalasi	47% x A.1	Rp 8.153.127.686
4	Perpipaan	68% x A.1	Rp 11.796.014.525
5	Pelistrikan	11% x A.1	Rp 1.908.178.820
6	Tanah dan bangunan	18% x A.1	Rp 3.122.474.433
7	Yard improvement	10% x A.1	Rp 1.734.708.018
8	Service Vacilities	70% x A.1	Rp 12.142.956.128
9	Total Direct Cost		Rp 62.449.488.660
B	**Indirect Cost (IDC)**		
10	Engineering and supervisio	33% x DC	Rp 20.608.331.258
11	*Construction expenses*	41% x DC	Rp 25.604.290.351
12	*Legal expenses*	4% x DC	Rp 2.497.979.546
13	*Ongkos kontraktor*	22% x DC	Rp 13.738.887.505
14	Biaya tak terduga	44% x DC	Rp 27.477.775.010
15	Total Indirect Cost		Rp 89.927.263.671

Dari analisa biaya langsung dan tidak langsung diperoleh,

FCI = DC + IDC

= Rp 62.449.488.660 + Rp 89.927.263.671

= Rp 152.376.752.331

1.3 Penaksiran Modal kerja (WCI, *Work Capital Investment*)

Dari perhitungan analisa modal tetap/FCI dari diperoleh nilai WCI sebagai berikut.

WCI = 20% FCI

= 20% x Rp 152.376.752.331

= Rp 30.475.350.466

Sehingga nilai total penaksiran modal investasi/TCI, *Total Capital Investment* :

TCI = FCI +WCI

= Rp 152.376.752.331 + Rp 30.475.350.466

= Rp 182.852.102.797

Kesimpulan dari hasil penaksiran analisa modal investasi :

1. Modal tetap (FCI) = Rp 152.376.752.331
2. Modal kerja (WCI) = Rp 30.475.350.466
3. Total investasi (TCI) = Rp 182.852.102.797

Sumber modal investasi terbagi menjadi 2 yaitu :

1. Modal sendiri (*equity*) = 60% x TCI

= 60% x Rp 182.852.102.797

= Rp 109.711.261.678

2. Modal pinjaman bank (*loan*) = 40% x TCI

= Rp 73.140.841.119

E.2 Penentuan Biaya Produksi (Total Production Cost, TPC)

Penentuan biaya produksi (TPC, Total Production Cost) terdiri dari :

a. Biaya bahan baku

b. Biaya tenaga kerja

c. Biaya produksi langsung (DPC, *Direct Production Cost*)

d. Biaya tetap (FC, *Fixed Cost*)
e. Biaya plant overhead (POC, *Plant Overhead Cost*)
f. Biaya pengeluaran umum (GE, *General Cost*)
g. Biaya manufaktur (MC, *Manufacture Cost*)

2.1 Harga Bahan Baku

Tabel 4 Harga Bahan Baku

Bahan Baku Utama				
No.	**Bahan baku**	**Jumlah (kg/jam)**	**Harga/kg (Rp.)**	**Harga/Tahun (Rp.)**
1	Etilen	1.309,0802	28.000	290.301.618.071
Total				290.301.618.071
Bahan Baku Pendukung				
No.	**Bahan baku**	**Jumlah (kg/jam)**	**Harga/kg (Rp.)**	**Harga/Tahun (Rp.)**
1	Asam fosfat	104,1884	30.129	24.861.266.191
Total				24.861.266.191

Biaya Bahan Baku Utama = Rp 290.301.618.071
Biaya Bahan Pendukung = Rp 24.861.266.191 +
Total Biaya Bahan Baku = Rp 315.162.884.262 kg/tahun

2.2 Biaya Tenaga Kerja

2.2.1 Penentuan Jumlah Tenaga Kerja Proses

Kapasitas produksi = 16.000 ton/tahun
Jumlah hari efektif dalam 1 tahu = 330 hari
Dengan kondisi rata-rata sebesar = $\frac{16000}{330}$ = 48,48485 ton/hari

Berdasarkan fig. 6.8 Peter Timmerhauss 4th edition diperoleh:

Jumlah pekerja yang dibutuhkar = 65 $\frac{\text{(orang) (jam)}}{\text{(hari) (tahapan proses)}}$

Karena ada 3 tahapan proses dalam pabrik yaitu (reaksi, pemisahan, dan pemurnian), maka karyawan proses yang diperlukan

Jumlah karyawan proses = 65 $\frac{\text{(orang) (jam)}}{\text{(hari) (tahapan proses)}}$ x 3

= 195 $\frac{\text{(orang) (jam)}}{\text{(hari)}}$

Karena setiap hari ada 3 shift dimana karyawan bekerja 8 jam/hari, maka

Jumlah karyawan proses = 195 $\frac{\text{(orang) (jam)}}{\text{(hari)}}$ x $\frac{1}{3}$ x $\frac{1}{8}$

= 8 orang/shift

2.2.2 Susunan Tenaga Kerja

Tabel 5 Susunan Karyawan

No	Jabatan	Jml	Gaji per bulan (Rp.)	Jumlah (Rp.)
1	Direktur Utama	1	50.000.000	50.000.000

2	Direktur Komersil	1	40.000.000	40.000.000
3	Direktur Teknik dan	1	40.000.000	40.000.000
4	Direktur SDM dan Umum	2	40.000.000	80.000.000
5	Staff Ahli	4	22.000.000	88.000.000
6	Litbang	1	15.000.000	15.000.000
7	Kepala Bagian Produksi	1	12.000.000	12.000.000
8	Kepala Bagian Teknik	1	10.000.000	10.000.000
9	Kepala Bagian SDM	1	12.000.000	12.000.000
10	Kepala Bagian Umum	1	10.000.000	10.000.000
11	Kepala Bagian Keuangan	1	15.000.000	15.000.000
12	Kepala Bagian Pemasaran	1	20.000.000	20.000.000
13	Kepala Bagian Proses	4	13.000.000	52.000.000
14	Kepala Seksi	1	13.000.000	13.000.000
15	Kepala Seksi K3 dan	1	8.000.000	8.000.000
16	Kepala Seksi	1	8.000.000	8.000.000
17	Kepala Seksi Utilitas	1	8.000.000	8.000.000
18	Kepala Seksi	1	8.000.000	8.000.000
19	Kepala Seksi Akutansi	1	8.000.000	8.000.000
20	Kepala Seksi Pembelian	1	8.000.000	8.000.000
21	Kepala Seksi Pemasaran	1	8.000.000	8.000.000
22	Kepala Seksi Personalia	1	8.000.000	8.000.000
23	Kepala Seksi Diklat	1	8.000.000	8.000.000
24	Kepala Seksi Humas	1	8.000.000	8.000.000
25	Kepala Seksi Pelayanan	1	8.000.000	8.000.000
26	Sekretaris	3	8.000.000	24.000.000
27	Keryawan Bagian Proses	195	5.500.000	1.072.500.000
28	Karyawan Laboratorium	10	5.500.000	55.000.000
29	Karyawan K3 dan	7	5.500.000	38.500.000
30	Karyawan Pemeliharaan	7	5.500.000	38.500.000
31	Karyawan Utilitas	12	5.500.000	66.000.000
32	Karyawan Administrasi	4	5.500.000	22.000.000
33	Karyawan Akutansi	4	5.500.000	22.000.000
34	Karyawan Pembelian	8	5.500.000	44.000.000
35	Karyawan Pemasaran	10	5.500.000	55.000.000
36	Karyawan Personalia	4	5.500.000	22.000.000
37	Karyawan Diklat	4	5.500.000	22.000.000
38	Karyawan Humas	4	5.500.000	22.000.000
39	Karyawan Pelayanan	4	5.500.000	22.000.000
40	Karyawan Kebersihan	15	4.300.000	64.500.000
41	Karyawan Bagian Gudang	5	5.500.000	27.500.000
42	Karyawan Packing	10	5.500.000	55.000.000
43	Dokter	3	10.000.000	30.000.000
44	Perawat	3	4.500.000	13.500.000
45	Sopir	5	4.300.000	21.500.000

46	Satpam	12	4.500.000	54.000.000
Total		361	518.100.000	2.336.500.000
Total Gaji Per Tahun (Rp.)				28.038.000.000

2.3 Perhitungan biaya DPC, FC, POC, dan GE (c,d,e, dan f)

Tabel 6 Biaya DPC, FC, POC, dan GE

No	Jenis pengeluaran	Persentase	Harga
C	**Biaya Produksi Langsung (DPC)**		
1	Bahan baku (1 tahun)		Rp 315.162.884.262
2	Tenaga kerja		Rp 28.038.000.000
3	Biaya pengawasan	25% x A.2	Rp 7.009.500.000
4	Utilitas	10% x TPC	10% TPC
5	Maintenance	10% x FCI	Rp 15.237.675.233
6	Operating supplies	20% x A.5	Rp 3.047.535.047
7	Laboratorium	20% x A.2	Rp 5.607.600.000
8	Paten dan royalti	6% x TPC	6% TPC
Total DPC		Rp 374.103.194.542 + 16% TPC	
D	**Biaya Tetap (FC)**		
1	Depresiasi Alat	10% x FCI	Rp 15.237.675.233
2	Depresiasi bangunan	3% x FCI	Rp 4.571.302.570
3	Pajak kekayaan	4% x FCI	Rp 6.095.070.093
4	Asuransi	1% x FCI	Rp 1.523.767.523
5	Bunga bank	12% x FCI	Rp 18.285.210.280
Total Fixed Cost (FC)			Rp 45.713.025.699
E	**Biaya Overhead Pabrik (POC)**		
Total Biaya Overhead		70% TK + BP + M	Rp 35.199.622.663
F	**Biaya Pengeluaran Umum (General Expences/GE)**		
1	Biaya administrasi	6% x PP	Rp 3.017.110.514
2	Biaya distribusi dan pemasaran	5% x TPC	0,05 TPC
3	Biaya LITBANG	5% x TPC	0,05 TPC
Total Biaya Pengeluaran Umum (GE)		Rp 3.017.110.514 + 10% TPC	

Dari perhitungan **Tabel 6** tersebut dapat diketahui nilai TPC, DPC, GE, dan MC sebagai berikut.

TPC = DPC + FC + Biaya Overhead + GE
= Rp 458.032.953.418 + 26% TPC
= Rp 618.963.450.565

Maka,

DPC = Rp 374.103.194.542 + 16% TPC
= Rp 473.137.346.632

Sedangkan,

GE = Rp 3.017.110.514 + 10% TPC
= Rp 64.913.455.571

Sehingga diperoleh,

Total Manufacturing Cost (MC) = DPC + FC + POC

= Rp 375.626.962.065 + 16% TPC
= Rp 474.661.114.156

Kesimpulan dari perhitungan diatas :

TPC	=	Rp	618.963.450.565
DPC	=	Rp	473.137.346.632
FC	=	Rp	45.713.025.699
POC	=	Rp	35.199.622.663
GE	=	Rp	64.913.455.571
MC	=	Rp	474.661.114.156

E.3 Analisa Profitabilitas

Analisa profibilitas yang terdiri dari :

1. Analisa keuntungan/laba
2. Laju pengembalian modal (*Rate of Return* , ROR)
3. Laju investasi yang sehat (*Internal Rate of Return* , IRR)
4. Lama pengembalian modal (*Pay-Out Periode* , POT)
5. Titik impas (*Break Even Point* , BEP)

Sesuai dengan Undang-Undang Perpajakan Penghasilan tahun 1984 (UU no. 7/1983) dan Undang-Undang Ketentuan dan Tata Cara Perpajakan (UU

- 10% untuk laba sampai Rp. 50.000.000,-
- 15% untuk laba Rp. 50.000.000,- sampai Rp. 100.000.000,-
- 25% untuk laba > Rp. 100.000.000,- Sumber: pajakku

Asumsi yang diambil adalah :

a. Pajak penghasilan sebesar 25% 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

3.1 Analisa Keuntungan/Laba Perusahaan

Laba Perusahaan, yaitu keuntungan yang diperoleh dari penjualan produk.

Harga Penjualan Produk

Tabel 7 Harga Penjualan Produk

No.	Produk	Jumlah (kg/jam)	Harga/kg (Rp)	Harga/Tahun (Rp.)
1	Etanol	2020,202	Rp 46.422	742.756.140.678
Total				742.756.140.678

Total penjualan per tahun = Rp 742.756.140.678 (kapasitas 100%)
dengan nilai TC = Rp 182.852.102.797

Laba kotor = Harga jual - Biaya Produksi
= Rp 742.756.140.678 - Rp 618.963.450.565
= Rp 123.792.690.113

Pajak penghasilan = 25% × Laba kotor

= 25% × Rp 123.792.690.113

= Rp 30.948.172.528

Laba bersih = Laba kotor - Pajak penghasilan

= Rp 123.792.690.113 - Rp 30.948.172.528

= Rp 92.844.517.585

3.2 Laju Pengembalian Modal (ROR, *Rate of Return*)

ROR adalah pernyataan umum yang digunakan untuk menunjukkan laba tahunan sebagai usaha untuk pengembalian modal.

$$ROR = \frac{\text{Laba bersih}}{\text{TCI}} \times 100\%$$

ROR = 51%

3.3 Laju investasi yang sehat (*Internal Rate of Return*, IRR)

IRR adalah persentase yang menggambarkan keuntungan rata-rata bunga pertahunnya dari semua pengeluaran dan pemasukan yang besarnya sama (*cashflow*). IRR menggambarkan suatu tingkatan suku bunga yang memberikan nilai total sama dengan total modal investasi. Bila bunga bank yang ada diperbankan selama usia pabrik lebih kecil dari IRR, maka pendirian pabrik

Tabel 8 Hasil Analisa Perhitungan IRR

Tahun	**i**		**0,6736**	
	Cash Flow (CA)		**NPV 1**	
			Actual Flow / (1+i) ^ n	
1	Rp	20.678.553.186	Rp	12.356.070.144
2	Rp	70.948.838.922	Rp	25.331.780.969
3	Rp	157.119.254.755	Rp	33.520.466.803
4	Rp	244.935.339.512	Rp	31.224.271.412
5	Rp	334.397.093.196	Rp	25.472.030.886
6	Rp	425.504.515.804	Rp	19.367.138.949
7	Rp	518.257.607.337	Rp	14.095.068.680
8	Rp	612.656.367.796	Rp	9.956.316.143
9	Rp	708.700.797.179	Rp	6.881.844.632
10	Rp	800.905.332.404	Rp	4.647.114.180
Total	Rp	3.894.103.700.091	Rp	182.852.102.797
		TCI =	Rp	182.852.102.797
IRR = Sig.NPV-TCI			Rp	-
IRR			0,6736	

Dari analisa hasil perhitungan diperoleh IR 67,36% maka pabrik ini layak didirikan karena lebih besar dari bunga bank sebesar 15%.

3.4 Lama pengembalian modal (POT, *Pay-Out Periode*)

POT adalah waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang dicapai. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui berapa lama investasi yang telah dilakukan akan kembali.

Tabel 9 Hasil Analisa Perhitungan POT

Tahun	**i**		**0,15**	
	Cash Flow (CA)		**NPV 1**	
			Actual Flow / (1+i) ^ n	
1	Rp	20.678.553.186	Rp	17.981.350.596
2	Rp	50.270.285.736	Rp	38.011.558.213
3	Rp	86.170.415.833	Rp	56.658.447.165
4	Rp	87.816.084.758	Rp	50.209.131.476
5	Rp	89.461.753.683	Rp	44.478.302.630
6	Rp	91.107.422.608	Rp	39.388.252.986
7	Rp	92.753.091.533	Rp	34.869.322.675
8	Rp	94.398.760.459	Rp	30.859.122.243
9	Rp	96.044.429.384	Rp	27.301.821.160
10	Rp	92.204.535.225	Rp	22.791.550.943
Total	Rp	800.905.332.404	Rp	362.548.860.086

Tahun	**i**	
	ACC NPOV	
	Ac. Flow awal+akhir	
1	Rp	17.981.350.596
2	Rp	55.992.908.809
3	Rp	112.651.355.974
4	Rp	162.860.487.450
5	Rp	207.338.790.080
6	Rp	246.727.043.066
7	Rp	281.596.365.741
8	Rp	312.455.487.984
9	Rp	339.757.309.143
10	Rp	362.548.860.086
Total	Rp	2.099.909.958.929

Diketahui bahwa TCI : Rp 182.852.102.797

Letak TCI diantara dua data akumulasi *cash flow* yang terdapat pada tahun keempat dan kelima. Sehingga dapat dilakukan interpolasi pada tahun keempat dan kelima.

$$POT = \text{Tahun Awal} + \frac{\text{TCI - Acc cash flow awal}}{\text{Acc cash flow akhir} - \text{Acc cash flow awal}}$$

POT = 4,45 tahun

3.5 Titik impas *(Break Even Point*, BEP)

BEP adalah titik dimana jika tingkat kapasitas pabrik berada pada titik tersebut maka pabrik tidak untung dan tidak rugi atau harga penjualan sama dengan biaya produksi.

$$BEP = \frac{FC + (0{,}3\ SVC)}{S - 0{,}7SVC - VC} \times 100\%$$

Tabel 10 FC, VC, dan SVC

No	Jenis Pengeluaran	Harga	
a.	Biaya Tetap (FC)	Rp	45.713.025.699
b.	Biaya Variabel (VC)		
	Bahan Baku pertahun	Rp	315.162.884.262
	Biaya Utilitas pertahun	Rp	61.896.345.057
	Total Biaya Variabel (VC)	Rp	377.059.229.319
c.	Biaya Semi Variabel (SVC)		
	Biaya Umum (GE)	Rp	64.913.455.571
	Biaya Overhead	Rp	35.199.622.663
	Plant supplies	Rp	3.047.535.047
	Biaya laboratorium dan kontrol	Rp	5.607.600.000
	Buruh pabrik langsung	Rp	28.038.000.000
	Pengawasan pabrik	Rp	7.009.500.000
	Patent dan Royalti	Rp	37.137.807.034
	Perawatan dan Pemeliharaan	Rp	15.237.675.233
	Total Biaya Semi Variabel (SVC	Rp	196.191.195.547
d.	Harga Penjualan (S)	Rp	742.756.140.678

$$\text{Maka BEP} = \frac{FC + (0{,}3\ SVC)}{S - 0{,}7SVC - VC} \times 100\%$$

$$= 45{,}79\%$$

Titik BEP terjadi pada kapasitas = 45,79% × 16.000 ton/tahun

= 7.327 ton/tahun

Tabel 11 BEP (Harga Satuan Miliyar)

%kap.	Fixed cost (Miliyar)	Total sale (Miliyar)	Biaya produksi (Miliyar)	Variable cost (Miliyar)
0	46	0	105	0
100	46	743	619	377