APPENDIX A
PERHITUNGAN NERACA MASSA

Satuan	=	Kilogram (Kg)			
Waktu Operasi	=	1 Tahun	=	330	Hari
		1 Hari	=	24	Jam
Kapasitas	=	12000	Ton/Tahun		
	=	1515,1515	Kg/Jam		

Data Berat Molekul

Komponen	Berat Molekul
Stirena Oksida	120,15 kg/kmol
Hidrogen	2,02 kg/kmol
Metanol	32,04 kg/kmol
NaOH	40,00 kg/kmol
Na_2CO_3	105,99 kg/kmol
H_2O	18,02 kg/kmol
Phenyl Ethyl Alcohol	122,17 kg/kmol

(Perry 7th edt : Table 2-1 & Table 2-2)

Spesifikasi Bahan Baku

1. Stirena Oksida (Tokyo Chemical Industry)

Komponen	Persentase
Stirena Oksida (C_8H_8O)	98%
Air (H_2O)	2%
Total	100%

2. Hidrogen (PT. Air Liquide Indonesia)

Komponen	Persentase
Hidrogen (H_2)	100%
Total	100%

3. Metanol (PT. Kaltim Methanol Industri)

Komponen	Persentase
Metanol (CH_3OH)	99,9%
Air (H_2O)	0,1%
Total	100%

4. Katalis Pd/C 1% (Hunan Minstrong Technology Co., Ltd)

Komponen	Persentase
Pd/C 1%	100%
Total	100%

5. Natrium Hidroksida (PT. Asahimas Subentra Chemicals)

Komponen	Persentase
Natrium Hidroksida (NaOH)	98%
Natrium Karbonat (Na_2CO_3)	2%
Total	100%

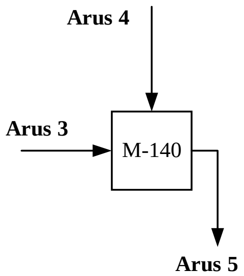
Rasio Bahan Baku

1. Stirena Oksida = 5 gram
2. Metanol = 95 gram
3. NaOH = 0,13 gram
4. Katalis Pd/C 1% = 0,075 gram

(US Patent : US006166269A)

A. Perhitungan Neraca Massa Sebelum Recycle

1. Neraca Massa di sekitar Tangki Pelarutan (M-140)



Keterangan :

Arus 3 = Laju NaOH padat dari Silo (F-130)
Arus 4 = Laju air proses
Arus 5 = Laju produk keluaran Tangki Pelarutan (M-140)

Ketentuan :

1. ρ Air = 0,9982 Kg/L (30 °C)

(Perry 7th edt : Table 2-1)

2. Kelarutan NaOH dalam Air = 119 gr/100 gr air (30 °C)

(Perry 7th edt : Table 2-120)

Perhitungan :

Arus 3

Jumlah NaOH yang dibutuhkan pada saat reaksi :

$\dot{m}$ NaOH = $\dot{m}$ Stirena Oksida × Rasio NaOH : Stirena Oksida

$\dot{m}$ NaOH = 1.522,0833 Kg/Jam × 0,026 : 1

$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam

Jumlah impuritas Na_2CO_3 dalam NaOH :

$$\dot{m}\ Na_2CO_3 = \frac{\%\ Na_2CO_3}{\%\ NaOH} \times \dot{m}\ NaOH$$

$$\dot{m}\ Na_2CO_3 = \frac{2\%}{98\%} \times 39{,}5742\ \text{Kg/Jam}$$

$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam

Arus 4

Jumlah air yang dibutuhkan untuk melarutkan NaOH :

$$\dot{m}\ H_2O = \frac{\dot{m}\ NaOH}{\text{Kelarutan NaOH}}$$

$$\dot{m}\ H_2O = \frac{39{,}5742\ \text{Kg/Jam} \times 100}{119\ \text{gr/100 gr air}}$$

$\dot{m}$ H_2O = 33,2556 Kg/Jam

Arus 5

Jumlah produk yang keluar dari Tangki Pelarutan (M-140) :

$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam

$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam

$\dot{m}$ H_2O = 33,2556 Kg/Jam

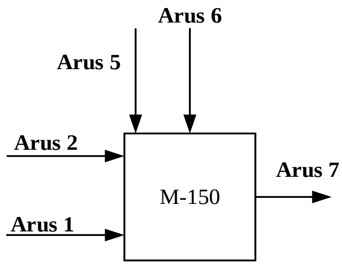
Konsentrasi NaOH Setelah Dilarutkan

$$\%NaOH = \frac{\dot{m}\ NaOH}{\dot{m}\ Total} = \frac{39{,}5742\ \text{Kg/Jam}}{73{,}6374\ \text{Kg/Jam}} = 53{,}74\%$$

Neraca Massa Tangki Pelarutan (M-140)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Arus 3		**Arus 5**	
$NaOH_{(s)}$	39,5742 Kg/Jam	NaOH	39,5742 Kg/Jam
Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam	H_2O	33,2556 Kg/Jam
		Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam
Arus 4			
H_2O	33,2556 Kg/Jam		
Total	73,6374 Kg/Jam	**Total**	73,6374 Kg/Jam

2. Neraca Massa di sekitar Tangki Pencampuran (M-150)



Keterangan :

Arus 1 = Laju Stirena Oksida dari Tangki (F-110)
Arus 2 = Laju Matanol dari Tangki (F-120)
Arus 5 = Laju produk keluaran Tangki Pelarutan (M-140)
Arus 6 = Laju Katalis Pd/C 1%
Arus 7 = Laju produk keluaran Tangki Pencampuran (M-150)

Ketentuan :

1. Massa stirena oksida merupakan acuan dalam rasio bahan masuk
2. Dalam mixer hanya terjadi pencampuran tanpa adanya reaksi

Perhitungan :

Arus 1

Jumlah Stirena Oksida (C_8H_8O) yang dibutuhkan pada saat reaksi :

$\dot{m}\ C_8H_8O$ = 1.522,0833 Kg/Jam

Jumlah impuritas Air (H_2O) dalam Stirena Oksida (C_8H_8O) :

$$\dot{m}\ H_2O = \frac{\%\ H_2O}{\%\ C_8H_8O} \times \dot{m}\ C_8H_8O$$

$$\dot{m}\ H_2O = \frac{2\%}{98\%} \times 1.522{,}0833\ \text{Kg/Jam}$$

$\dot{m}\ H_2O$ = 31,0629 Kg/Jam

Arus 2

Jumlah Metanol (CH_3OH) yang dibutuhkan pada saat reaksi :

$\dot{m}\ CH_3OH$ = $\dot{m}$ Stirena Oksida × Rasio CH_3OH : Stirena Oksida

$\dot{m}\ CH_3OH$ = 1.522,0833 Kg/Jam × 19 : 1

$\dot{m}\ CH_3OH$ = 28.919,5818 Kg/Jam

Jumlah impuritas Air (H_2O) dalam Metanol (CH_3OH) :

$$\dot{m}\ H_2O = \frac{\%\ H_2O}{\%\ C_8H_8O} \times \dot{m}\ CH_3OH$$

$$\dot{m}\ H_2O = \frac{0{,}1\%}{99{,}9\%} \times 28.919{,}5818\ \text{Kg/Jam}$$

$\dot{m}$ H_2O = 28,9485 Kg/Jam

Arus 5

Keluaran produk Tangki Pelarutan (M-140) :

$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam
$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam
$\dot{m}$ H_2O = 33,2556 Kg/Jam

Arus 6

Jumlah katalis Pd/C 1% yang dibutuhkan pada saat reaksi :

$\dot{m}$ Katalis = $\dot{m}$ Stirena Oksida × Rasio Katalis : Stirena Oksida
$\dot{m}$ Katalis = 1.522,0833 Kg/Jam × 0,015 : 1
$\dot{m}$ Katalis = 22,8312 Kg/Jam

Arus 7

Jumlah Produk yang keluar dari Tangki Pencampuran (M-150) :

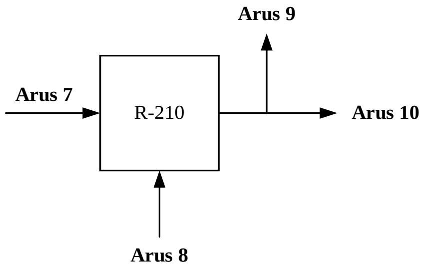
$\dot{m}$ C_8H_8O = 1.522,0833 Kg/Jam
$\dot{m}$ CH_3OH = 28.919,5818 Kg/Jam
$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam
$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam
$\dot{m}$ H_2O = 93,2671 Kg/Jam
$\dot{m}$ Katalis = 22,8312 Kg/Jam

Neraca Massa Tangki Pencampuran (M-150)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Arus 1		**Arus 7**	
C_8H_8O	1.522,0833 Kg/Jam	C_8H_8O	1.522,0833 Kg/Jam
H_2O	31,0629 Kg/Jam	CH_3OH	28.919,5818 Kg/Jam
		NaOH	39,5742 Kg/Jam
Arus 2		Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam
CH_3OH	28.919,5818 Kg/Jam	Katalis	22,8312 Kg/Jam
H_2O	28,9485 Kg/Jam	H_2O	93,2671 Kg/Jam
Arus 5			
NaOH	39,5742 Kg/Jam		
H_2O	33,2556 Kg/Jam		
Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam		

Arus 6			
Katalis	22,8312 Kg/Jam		
Total	30.598,1452 Kg/Jam	**Total**	30.598,1452 Kg/Jam

3. Neraca Massa di sekitar Reaktor (R-210)



Keterangan :

Arus 7 = Laju produk keluaran Tangki Pencampuran (M-150)
Arus 8 = Laju Gas Hidrogen masuk Reaktor
Arus 9 = Laju katalis keluar (spent catalyst)
Arus 10 = Laju produk keluaran Reaktor (R-210)

Ketentuan :

1. Mol Stirena Oksida merupakan reaksi pembatas
2. Konversi Reaksi = 99,9%

(US Patent : US006166269A)

3. Umpan Gas Hidrogen = 20% *Excess*

Keterangan Notasi :

$\dot{n}_a$ = Laju mol mula-mula (kmol/jam)
$\dot{n}_b$ = Laju mol zat bereaksi (kmol/jam)
$\dot{n}_s$ = Laju mol sisa reaksi (kmol/jam)

Perhitungan :

Arus 7

Jumlah Produk yang keluar dari Tangki Pencampuran (M-150) :

$\dot{m}$ C_8H_8O = 1.522,0833 Kg/Jam
$\dot{m}$ CH_3OH = 28.919,5818 Kg/Jam
$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam
$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam
$\dot{m}$ Katalis = 22,8312 Kg/Jam
$\dot{m}$ H_2O = 93,2671 Kg/Jam

Arus 8

Jumlah gas Hidrogen (H_2) masuk Reaktor (R-210) :

Karena gas hidrogen yang masuk excess 20% , sehingga jumlah gas hidrogen yaitu = 120%

$\dot{m}\ H_2 = \dot{n}_b\ H_2 \times BM\ H_2 \times$ Jumlah Hidrogen

$\dot{m}\ H_2 =$ 12,6554 Kmol/Jam × 2,02 kg/kmol × 120%

$\dot{m}\ H_2 =$ 30,6142 Kg/Jam

Arus 9

Katalis memiliki umur pemakaian 2 tahun, sehingga katalis hanya akan dikeluarkan apabila kualitasnya sudah menurun, maka katalis yang diambil sebesar :

$\dot{m}$ Katalis = 22,8312 Kg/Jam

Arus 10

Jumlah *Phenyl Ethyl Alcohol* ($C_8H_{10}O$) yang terbentuk :

$\dot{m}\ C_8H_{10}O = \dot{n}\ C_8H_{10}O \times BM\ C_8H_{10}O$

$\dot{m}\ C_8H_{10}O =$ 12,6554 Kmol/Jam × 122,17 kg/kmol

$\dot{m}\ C_8H_{10}O =$ 1.546,073 Kg/Jam

Jumlah gas Hidrogen (H_2) sisa reaksi :

$\dot{m}\ H_2 = \dot{n}_s\ H_2 \times BM\ H_2$

$\dot{m}\ H_2 =$ 2,5311 Kmol/Jam × 2,02 kg/kmol

$\dot{m}\ H_2 =$ 5,1024 Kg/Jam

Jumlah Stirena Oksida (C_8H_8O) sisa reaksi :

$\dot{m}\ C_8H_8O = \dot{n}_s\ C_8H_8O \times BM\ C_8H_8O$

$\dot{m}\ C_8H_8O =$ 0,0127 Kmol/Jam × 120,15 kg/kmol

$\dot{m}\ C_8H_8O =$ 1,5221 Kg/Jam

Senyawa yang tidak bereaksi :

$\dot{m}\ CH_3OH =$ 28.919,5818 Kg/Jam

$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam

$\dot{m}\ Na_2CO_3 =$ 0,8076 Kg/Jam

$\dot{m}\ H_2O =$ 93,2671 Kg/Jam

Reaksi :

	C_8H_8O	+	H_2	→	$C_8H_{10}O$
	(Stirena Oksida)		(Hidrogen)		(Phenyl Ethyl Alcohol)
m	12,6681		15,1865		-
r	12,6554		12,6554		12,6554
s	0,0127		2,5311		12,6554

Mol Reaktan :

1. Stirena Oksida (C_8H_8O)

   a. Mula-mula

   $$\dot{n}_a\ C_8H_8O = \frac{\dot{m}\ C_8H_8O}{BM\ C_8H_8O}$$

   $$\dot{n}_a\ C_8H_8O = \frac{1.522{,}0833\ Kg/Jam}{120{,}15\ kg/kmol}$$

   $$\dot{n}_a\ C_8H_8O = 12{,}6681\ Kmol/Jam$$

   b. Bereaksi

   $$\dot{n}_b\ C_8H_8O = \dot{n}_a\ C_8H_8O \times \%\ Konversi$$

   $$\dot{n}_b\ C_8H_8O = 12{,}6681\ Kmol/Jam \times 99{,}9\%$$

   $$\dot{n}_b\ C_8H_8O = 12{,}6554\ Kmol/Jam$$

   c. Sisa

   $$\dot{n}_s\ C_8H_8O = \dot{n}_a\ C_8H_8O - \dot{n}_b\ C_8H_8O$$

   $$\dot{n}_s\ C_8H_8O = 12{,}6681\ Kmol/Jam - 12{,}6554\ Kmol/Jam$$

   $$\dot{n}_s\ C_8H_8O = 0{,}0127\ Kmol/Jam$$

2. Hidrogen (H_2)

   a. Mula-mula

   $$\dot{n}_a\ H_2 = \frac{\dot{m}\ H_2}{BM\ H_2}$$

   $$\dot{n}_a\ H_2 = \frac{30{,}6142\ Kg/Jam}{2{,}02\ kg/kmol}$$

   $$\dot{n}_a\ H_2 = 15{,}1865\ Kmol/Jam$$

   b. Bereaksi

   Karena mol Stirena Oksida merupakan *limiting reactant* , sehingga mol Stirena Oksida bereaksi = mol Hidrogen bereaksi

   $$\dot{n}_b\ H_2 = \dot{n}_b\ C_8H_8O$$

   $$\dot{n}_b\ H_2 = 12{,}6554\ Kmol/Jam$$

c. Sisa

$\dot{n}_s\ H_2 = \dot{n}_a\ H_2 - \dot{n}_b\ H_2$

$\dot{n}_s\ H_2 = 15{,}1865$ Kmol/Jam - 12,6554 Kmol/Jam

$\dot{n}_s\ H_2 = 2{,}5311$ Kmol/Jam

Mol Produk :

1. *Phenyl Ethyl Alcohol* ($C_8H_{10}O$)

   Karena mol Stirena Oksida merupakan *limiting reactant*, sehingga mol Stirena Oksida bereaksi = mol produk Phenyl Ethyl Alcohol

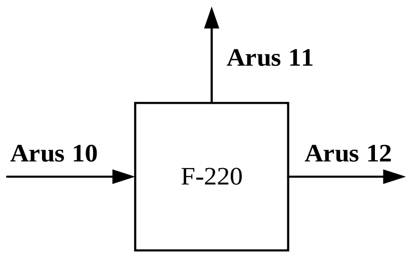
   $\dot{n}\ C_8H_{10}O = \dot{n}_b\ C_8H_8O$

   $\dot{n}\ C_8H_{10}O = 12{,}6554$ Kmol/Jam

Neraca Massa Reaktor (R-210)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Arus 7		**Arus 9**	
C_8H_8O	1.522,0833 Kg/Jam	Katalis	22,8312 Kg/Jam
CH_3OH	28.919,5818 Kg/Jam		
NaOH	39,5742 Kg/Jam	**Arus 10**	
Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam	C_8H_8O	1,5221 Kg/Jam
Katalis	22,8312 Kg/Jam	CH_3OH	28.919,5818 Kg/Jam
H_2O	93,2671 Kg/Jam	NaOH	39,5742 Kg/Jam
		Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam
Arus 8		H_2O	93,2671 Kg/Jam
H_2	30,6142 Kg/Jam	H_2	5,1024 Kg/Jam
		$C_8H_{10}O$	1.546,073 Kg/Jam
Total	30.628,7593 Kg/Jam	**Total**	30.628,7593 Kg/Jam

4. Neraca Massa di sekitar *Flash Drum* (F-220)



Keterangan :

Arus 10 = Laju produk keluaran Reaktor (R-210)

Arus 11 = Laju keluaran Gas Hidrogen sisa reaksi

Arus 12 = Laju produk keluaran *Flash Drum* (F-220)

Ketentuan :

1. Semua gas hidrogen sisa reaksi terpisah dari campuran produk, sehingga
   Efisiensi pemisahan sebesar = 100%

Perhitungan :

Arus 10

Jumlah Produk yang keluar dari Reaktor (R-210) :

$\dot{m}$ C_8H_8O = 1,5221 Kg/Jam
$\dot{m}$ CH_3OH = 28.919,5818 Kg/Jam
$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam
$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam
$\dot{m}$ H_2O = 93,2671 Kg/Jam
$\dot{m}$ H_2 = 5,1024 Kg/Jam
$\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = 1.546,073 Kg/Jam

Arus 11

Jumlah gas Hidrogen (H_2) yang keluar dari *Flash Drum* (F-220) :

$\dot{m}$ H_2 = $\dot{m}$ H_2 Arus 10 × Efisiensi Pemisahan
$\dot{m}$ H_2 = 5,1024 Kg/Jam × 100%
$\dot{m}$ H_2 = 5,1024 Kg/Jam

Arus 12

Jumlah Produk yang keluar dari *Flash Drum* (F-220) :

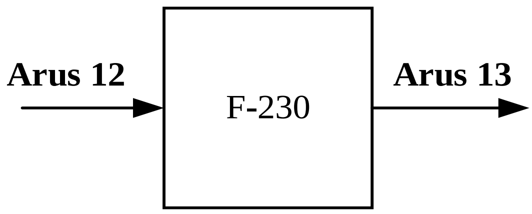
$\dot{m}$ C_8H_8O = 1,5221 Kg/Jam
$\dot{m}$ CH_3OH = 28.919,5818 Kg/Jam
$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam
$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam
$\dot{m}$ H_2O = 93,2671 Kg/Jam
$\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = 1.546,073 Kg/Jam

Neraca Massa *Flash Drum* (F-220)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Arus 10		**Arus 11**	
C_8H_8O	1,5221 Kg/Jam	H_2	5,1024 Kg/Jam
CH_3OH	28.919,5818 Kg/Jam		
NaOH	39,5742 Kg/Jam	**Arus 12**	
Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam	C_8H_8O	1,5221 Kg/Jam
H_2O	93,2671 Kg/Jam	CH_3OH	28.919,5818 Kg/Jam
H_2	5,1024 Kg/Jam	NaOH	39,5742 Kg/Jam
$C_8H_{10}O$	1.546,073 Kg/Jam	Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam

		H_2O	93,2671 Kg/Jam
		$C_8H_{10}O$	1.546,073 Kg/Jam
Total	30.605,9281 Kg/Jam	**Total**	30.605,9281 Kg/Jam

5. Neraca Massa di sekitar Tangki Penampung Sementara (F-230)



Keterangan :

Arus 12 = Laju produk keluaran *Flash Drum* (F-220)

Arus 13 = Laju produk keluaran Tangki Penampung Sementara (F-230)

Ketentuan :

1. Tangki hanya berfungsi untuk menampung produk dan tidak terjadi perubahan

Perhitungan :

Arus 12

Jumlah produk keluaran *Flash Drum* (F-220) :

$\dot{m}$ C_8H_8O = 1,5221 Kg/Jam

$\dot{m}$ CH_3OH = 28.919,5818 Kg/Jam

$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam

$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam

$\dot{m}$ H_2O = 93,2671 Kg/Jam

$\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = 1.546,073 Kg/Jam

Arus 13

Jumlah produk keluaran Tangki Penampung Sementara (F-230) :

$\dot{m}$ C_8H_8O = 1,5221 Kg/Jam

$\dot{m}$ CH_3OH = 28.919,5818 Kg/Jam

$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam

$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam

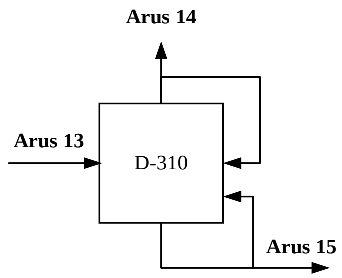
$\dot{m}$ H_2O = 93,2671 Kg/Jam

$\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = 1.546,073 Kg/Jam

Neraca Massa Tangki Penampung Sementara (F-230)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Arus 12		**Arus 13**	
C_8H_8O	1,5221 Kg/Jam	C_8H_8O	1,5221 Kg/Jam
CH_3OH	28.919,5818 Kg/Jam	CH_3OH	28.919,5818 Kg/Jam
NaOH	39,5742 Kg/Jam	NaOH	39,5742 Kg/Jam
Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam	Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam
H_2O	93,2671 Kg/Jam	H_2O	93,2671 Kg/Jam
$C_8H_{10}O$	1.546,073 Kg/Jam	$C_8H_{10}O$	1.546,073 Kg/Jam
Total	30.600,8257 Kg/Jam	**Total**	30.600,8257 Kg/Jam

6. Neraca Massa di sekitar Menara Distilasi 1 (D-310)



Keterangan :

Arus 13 = Laju produk keluaran Tangki Penampung Sementara (F-230)
Arus 14 = Laju produk *overhead* Menara Distilasi 1 (D-310)
Arus 15 = Laju produk *bottom* Menara Distilasi 1 (D-310)

Ketentuan :

1. Distribusi *feed* yang menjadi *overhead product* :

Metanol	=	99,0%
Air	=	30,73%
Stirena Oksida	=	0%
Phenyl Ethyl Alcohol	=	0%
Natrium Hidroksida	=	0%
Natrium Karbonat	=	0%

Perhitungan :

Arus 13

Jumlah produk keluaran Tangki Penampung Sementara (F-230) :

$\dot{m}$ C_8H_8O = 1,5221 Kg/Jam
$\dot{m}$ CH_3OH = 28.919,5818 Kg/Jam
$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam

$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam
$\dot{m}$ H_2O = 93,2671 Kg/Jam
$\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = 1.546,073 Kg/Jam

Arus 14

Jumlah produk *overhead* Menara Distilasi 1 (D-310) :

1. Metanol (CH_3OH)
   $\dot{m}$ CH_3OH = $\dot{m}$ CH_3OH Arus 13 × %Distribusi
   $\dot{m}$ CH_3OH = 28.919,5818 Kg/Jam × 99,0%
   $\dot{m}$ CH_3OH = 28.630,386 Kg/Jam

2. Air (H_2O)
   $\dot{m}$ H_2O = $\dot{m}$ H_2O Arus 13 × %Distribusi
   $\dot{m}$ H_2O = 93,2671 Kg/Jam × 31%
   $\dot{m}$ H_2O = 28,659 Kg/Jam

Arus 15

Jumlah produk *bottom* Menara Distilasi 1 (D-310) :

Produk yang terdistribusi :

1. Metanol (CH_3OH)
   $\dot{m}$ CH_3OH = $\dot{m}$ CH_3OH Arus 13 - $\dot{m}$ CH_3OH Arus 14
   $\dot{m}$ CH_3OH = 28.919,5818 Kg/Jam - 28.630,386 Kg/Jam
   $\dot{m}$ CH_3OH = 289,1958 Kg/Jam

2. Air (H_2O)
   $\dot{m}$ H_2O = $\dot{m}$ H_2O Arus 13 - $\dot{m}$ H_2O Arus 14
   $\dot{m}$ H_2O = 93,2671 Kg/Jam - 28,659 Kg/Jam
   $\dot{m}$ H_2O = 64,608 Kg/Jam

Produk yang tidak terdistribusi :

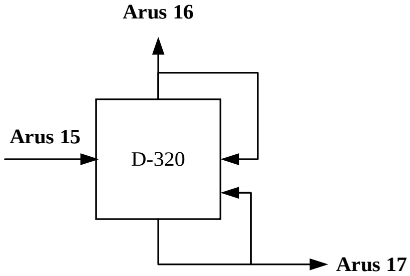
$\dot{m}$ C_8H_8O = 1,5221 Kg/Jam
$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam
$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam
$\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = 1.546,073 Kg/Jam

Neraca Massa Menara Distilasi 1 (D-310)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Arus 13		**Arus 14**	
C_8H_8O	1,5221 Kg/Jam	CH_3OH	28.630,386 Kg/Jam
CH_3OH	28.919,5818 Kg/Jam	H_2O	28,659 Kg/Jam

NaOH	39,5742 Kg/Jam		
Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam	**Arus 15**	
H_2O	93,2671 Kg/Jam	C_8H_8O	1,5221 Kg/Jam
$C_8H_{10}O$	1.546,073 Kg/Jam	CH_3OH	289,1958 Kg/Jam
		NaOH	39,5742 Kg/Jam
		Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam
		H_2O	64,608 Kg/Jam
		$C_8H_{10}O$	1.546,073 Kg/Jam
Total	30.600,8257 Kg/Jam	**Total**	30.600,8257 Kg/Jam

7. Neraca Massa di sekitar Menara Distilasi 2 (D-320)



Keterangan :

Arus 15 = Laju produk *bottom* Menara Distilasi 1 (D-310)

Arus 16 = Laju produk *overhead* Menara Distilasi 2 (D-320)

Arus 17 = Laju produk *bottom* Menara Distilasi 2 (D-320)

Ketentuan :

1. Distribusi *feed* yang menjadi *overhead product* :

Metanol	=	100%
Air	=	90%
Stirena Oksida	=	80%
Phenyl Ethyl Alcohol	=	2%
Natrium Hidroksida	=	100%
Natrium Karbonat	=	100%

Perhitungan :

Arus 15

Jumlah produk *bottom* Menara Distilasi 1 (D-310) :

$\dot{m}$ C_8H_8O = 1,5221 Kg/Jam

$\dot{m}$ CH_3OH = 289,1958 Kg/Jam

$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam

$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam

$\dot{m}$ H_2O = 64,608 Kg/Jam
$\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = 1.546,073 Kg/Jam

Arus 16

Jumlah produk *overhead* Menara Distilasi 2 (D-320) :

1. Metanol (CH_3OH)

$\dot{m}$ CH_3OH = $\dot{m}$ CH_3OH Arus 15 × %Distribusi
$\dot{m}$ CH_3OH = 289,2 Kg/Jam × 100,0%
$\dot{m}$ CH_3OH = 289,2 Kg/Jam

2. Air (H_2O)

$\dot{m}$ H_2O = $\dot{m}$ H_2O Arus 15 × %Distribusi
$\dot{m}$ H_2O = 64,61 Kg/Jam × 90%
$\dot{m}$ H_2O = 58,15 Kg/Jam

3. Stirena Oksida (C_8H_8O)

$\dot{m}$ C_8H_8O = $\dot{m}$ C_8H_8O Arus 15 × %Distribusi
$\dot{m}$ C_8H_8O = 1,5221 Kg/Jam × 80,0%
$\dot{m}$ C_8H_8O = 1,2177 Kg/Jam

4. Natrium Oksida (NaOH)

$\dot{m}$ NaOH = $\dot{m}$ NaOH Arus 15 × %Distribusi
$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam × 100,0%
$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam

5. Natrium Karbonat (Na_2CO_3)

$\dot{m}$ Na_2CO_3 = $\dot{m}$ Na_2CO_3 Arus 15 × %Distribusi
$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam × 100,0%
$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam

6. Phenyl Ethyl Alcohol ($C_8H_{10}O$)

$\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = $\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ Arus 15 × %Distribusi
$\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = 1.546,073 Kg/Jam × 2,0%
$\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = 30,9215 Kg/Jam

Arus 17

Jumlah produk *bottom* Menara Distilasi 2 (D-320) :

Produk yang terdistribusi :

1. Metanol (CH_3OH)

$\dot{m}$ CH_3OH = $\dot{m}$ CH_3OH Arus 15 - $\dot{m}$ CH_3OH Arus 16

$\dot{m}$ CH_3OH = 289,1958 Kg/Jam - 289,1958 Kg/Jam
$\dot{m}$ CH_3OH = 0,0 Kg/Jam

2. Air (H_2O)
   $\dot{m}$ H_2O = $\dot{m}$ H_2O Arus 15 - $\dot{m}$ H_2O Arus 16
   $\dot{m}$ H_2O = 64,608 Kg/Jam - 58,1472 Kg/Jam
   $\dot{m}$ H_2O = 6,4608 Kg/Jam

3. Stirena Oksida (C_8H_8O)
   $\dot{m}$ C_8H_8O = $\dot{m}$ C_8H_8O Arus 15 - $\dot{m}$ C_8H_8O Arus 16
   $\dot{m}$ C_8H_8O = 1,5221 Kg/Jam - 1,2177 Kg/Jam
   $\dot{m}$ C_8H_8O = 0,3044 Kg/Jam

4. Natrium Oksida (NaOH)
   $\dot{m}$ NaOH = $\dot{m}$ NaOH Arus 15 - $\dot{m}$ NaOH Arus 16
   $\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam - 39,5742 Kg/Jam
   $\dot{m}$ NaOH = 0,0 Kg/Jam

5. Natrium Karbonat (Na_2CO_3)
   $\dot{m}$ Na_2CO_3 = $\dot{m}$ Na_2CO_3 Arus 15 - $\dot{m}$ Na_2CO_3 Arus 16
   $\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam - 0,8076 Kg/Jam
   $\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,0 Kg/Jam

6. Phenyl Ethyl Alcohol ($C_8H_{10}O$)
   $\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = $\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ Arus 15 - $\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ Arus 16
   $\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = 1.546,073 Kg/Jam - 30,9215 Kg/Jam
   $\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = 1.515,1515 Kg/Jam

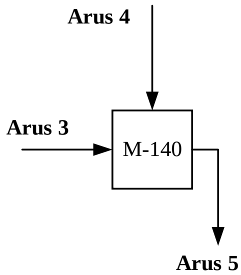
Neraca Massa Menara Distilasi 2 (D-320)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Arus 15		**Arus 16**	
C_8H_8O	1,5221 Kg/Jam	C_8H_8O	1,2177 Kg/Jam
CH_3OH	289,1958 Kg/Jam	CH_3OH	289,1958 Kg/Jam
NaOH	39,5742 Kg/Jam	H_2O	58,1472 Kg/Jam
Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam	NaOH	39,5742 Kg/Jam
H_2O	64,608 Kg/Jam	Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam
$C_8H_{10}O$	1.546,073 Kg/Jam	$C_8H_{10}O$	30,9215 Kg/Jam
		Arus 17	
		C_8H_8O	0,3044 Kg/Jam

		H_2O	6,4608 Kg/Jam
		$C_8H_{10}O$	1.515,1515 Kg/Jam
Total	1.941,7807 Kg/Jam	**Total**	1.941,7807 Kg/Jam

B. Perhitungan Neraca Massa Setelah Recycle

1. Neraca Massa di sekitar Tangki Pelarutan (M-140)



Keterangan :

Arus 3 = Laju NaOH padat dari Silo (F-130)
Arus 4 = Laju air proses
Arus 5 = Laju produk keluaran Tangki Pelarutan (M-140)

Ketentuan :

1. ρ Air = 0,9982 Kg/L (30 °C)

(Perry 7th edt : Table 2-1)

2. Kelarutan NaOH dalam Air = 119 gr/100 gr air (30 °C)

(Perry 7th edt : Table 2-120)

Perhitungan :

Arus 3

Jumlah NaOH yang dibutuhkan pada saat reaksi :

$\dot{m}$ NaOH = $\dot{m}$ Stirena Oksida × Rasio NaOH : Stirena Oksida

$\dot{m}$ NaOH = 1.522,0833 Kg/Jam × 0,026 : 1

$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam

Jumlah impuritas Na_2CO_3 dalam NaOH :

$$\dot{m}\ Na_2CO_3 = \frac{\%\ Na_2CO_3}{\%\ NaOH} \times \dot{m}\ NaOH$$

$$\dot{m}\ Na_2CO_3 = \frac{2\%}{98\%} \times 39{,}5742\ \text{Kg/Jam}$$

$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam

Arus 4

Jumlah air yang dibutuhkan untuk melarutkan NaOH :

$$\dot{m}\ H_2O = \frac{\dot{m}\ NaOH}{\text{Kelarutan NaOH}}$$

$$\dot{m}\ H_2O = \frac{39{,}5742\ \text{Kg/Jam} \times 100}{119\ \text{gr/100 gr air}}$$

$$\dot{m}\ H_2O = 33{,}2556\ \text{Kg/Jam}$$

Arus 5

Jumlah produk yang keluar dari Tangki Pelarutan (M-140) :

$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam
$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam
$\dot{m}$ H_2O = 33,2556 Kg/Jam

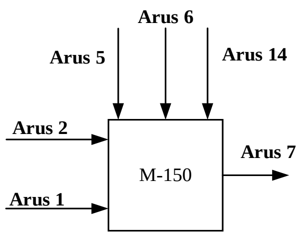
Konsentrasi NaOH Setelah Dilarutkan

$$\%NaOH = \frac{\dot{m}\ NaOH}{\dot{m}\ Total} = \frac{39{,}5742\ \text{Kg/Jam}}{73{,}6374\ \text{Kg/Jam}} = 53{,}74\%$$

Neraca Massa Tangki Pelarutan (M-140)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Arus 3		**Arus 5**	
$NaOH_{(s)}$	39,5742 Kg/Jam	NaOH	39,5742 Kg/Jam
Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam	H_2O	33,2556 Kg/Jam
		Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam
Arus 4			
H_2O	33,2556 Kg/Jam		
Total	73,6374 Kg/Jam	**Total**	73,6374 Kg/Jam

2. **Neraca Massa di sekitar Tangki Pencampuran (M-150)**



Keterangan :

Arus 1 = Laju Stirena Oksida dari Tangki (F-110)
Arus 2 = Laju Matanol dari Tangki (F-120)
Arus 5 = Laju produk keluaran Tangki Pelarutan (M-140)

Arus 6 = Laju Katalis Pd/C 1%
Arus 7 = Laju produk keluaran Tangki Pencampuran (M-150)
Arus 14 = Laju recycle Menara Distilasi 1 (D-310)

Ketentuan :

1. Massa stirena oksida merupakan acuan dalam rasio bahan masuk
2. Dalam mixer hanya terjadi pencampuran tanpa adanya reaksi

Perhitungan :

Arus 1

Jumlah Stirena Oksida (C_8H_8O) yang dibutuhkan pada saat reaksi :

$\dot{m}$ C_8H_8O = 1.522,0833 Kg/Jam

Jumlah impuritas Air (H_2O) dalam Stirena Oksida (C_8H_8O) :

$$\dot{m}\ H_2O = \frac{\%\ H_2O}{\%\ C_8H_8O} \times \dot{m}\ C_8H_8O$$

$$\dot{m}\ H_2O = \frac{2\%}{98\%} \times 1.522,0833 \text{ Kg/Jam}$$

$\dot{m}$ H_2O = 31,0629 Kg/Jam

Arus 14

Jumlah produk hasil recycle Menara Distilasi 1 (D-310) :

$\dot{m}$ CH_3OH = 28.630,386 Kg/Jam
$\dot{m}$ H_2O = 28,659 Kg/Jam

Arus 2

Jumlah Metanol (CH_3OH) yang dibutuhkan pada saat reaksi :

$\dot{m}$ CH_3OH = $\dot{m}$ Stirena Oksida × Rasio CH_3OH : Stirena Oksida
$\dot{m}$ CH_3OH = 1.522,0833 Kg/Jam × 19 : 1
$\dot{m}$ CH_3OH = 28.919,5818 Kg/Jam

Jumlah Metanol (CH_3OH) yang dibutuhkan untuk *make-up* :

$\dot{m}$ CH_3OH = $\dot{m}$ CH_3OH Kebutuhan - $\dot{m}$ CH_3OH Arus 16
$\dot{m}$ CH_3OH = 28.919,5818 Kg/Jam - 28.630,386 Kg/Jam
$\dot{m}$ CH_3OH = 289,1958 Kg/Jam

Jumlah impuritas Air (H_2O) dalam Metanol (CH_3OH) *make-up* :

$$\dot{m}\ H_2O = \frac{\%\ H_2O}{\%\ C_8H_8O} \times \dot{m}\ CH_3OH$$

$$\dot{m}\ H_2O = \frac{0{,}1\%}{99{,}9\%} \times 289{,}1958 \text{ Kg/Jam}$$

$\dot{m}$ H_2O = 0,2895 Kg/Jam

Arus 5

Keluaran produk Tangki Pelarutan (M-140) :

$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam

$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam

$\dot{m}$ H_2O = 33,2556 Kg/Jam

Arus 6

Jumlah katalis Pd/C 1% yang dibutuhkan pada saat reaksi :

$\dot{m}$ Katalis = $\dot{m}$ Stirena Oksida × Rasio Katalis : Stirena Oksida

$\dot{m}$ Katalis = 1.522,0833 Kg/Jam × 0,015 : 1

$\dot{m}$ Katalis = 22,8312 Kg/Jam

Arus 7

Jumlah Produk yang keluar dari Tangki Pencampuran (M-150) :

$\dot{m}$ C_8H_8O = 1.522,0833 Kg/Jam

$\dot{m}$ CH_3OH = 28.919,5818 Kg/Jam

$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam

$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam

$\dot{m}$ H_2O = 93,2671 Kg/Jam

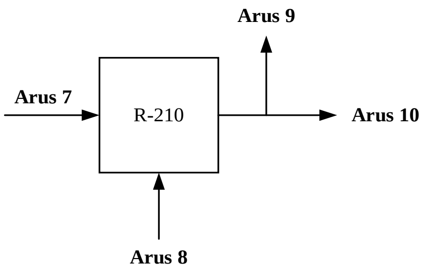
$\dot{m}$ Katalis = 22,8312 Kg/Jam

Neraca Massa Tangki Pencampuran (M-150)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Arus 1		**Arus 7**	
C_8H_8O	1.522,0833 Kg/Jam	C_8H_8O	1.522,0833 Kg/Jam
H_2O	31,0629 Kg/Jam	CH_3OH	28.919,5818 Kg/Jam
		NaOH	39,5742 Kg/Jam
Arus 2		Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam
CH_3OH	289,1958 Kg/Jam	Katalis	22,8312 Kg/Jam
H_2O	0,2895 Kg/Jam	H_2O	93,2671 Kg/Jam
Arus 5			
NaOH	39,5742 Kg/Jam		
H_2O	33,2556 Kg/Jam		
Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam		

Arus 6			
Katalis	22,8312 Kg/Jam		
Arus 14			
CH_3OH	28.630,386 Kg/Jam		
H_2O	28,659 Kg/Jam		
Total	30.598,1452 Kg/Jam	**Total**	30.598,1452 Kg/Jam

3. **Neraca Massa di sekitar Reaktor (R-210)**



Keterangan :

Arus 7 = Laju produk keluaran Tangki Pencampuran (M-150)
Arus 8 = Laju Gas Hidrogen masuk Reaktor
Arus 9 = Laju katalis keluar (spent catalyst)
Arus 10 = Laju produk keluaran Reaktor (R-210)

Ketentuan :

1. Mol Stirena Oksida merupakan reaksi pembatas
2. Konversi Reaksi = 99,9%
   (US Patent : US006166269A)
3. Umpan Gas Hidrogen = 20% *Excess*

Keterangan Notasi :

$\dot{n}_a$ = Laju mol mula-mula (kmol/jam)
$\dot{n}_b$ = Laju mol zat bereaksi (kmol/jam)
$\dot{n}_s$ = Laju mol sisa reaksi (kmol/jam)

Perhitungan :

Arus 7

Jumlah Produk yang keluar dari Tangki Pencampuran (M-150) :

$\dot{m}$ C_8H_8O = 1.522,0833 Kg/Jam
$\dot{m}$ CH_3OH = 28.919,5818 Kg/Jam

$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam
$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam
$\dot{m}$ Katalis = 22,8312 Kg/Jam
$\dot{m}$ H_2O = 93,2671 Kg/Jam

Arus 8

Jumlah gas Hidrogen (H_2) masuk Reaktor (R-210) :

Karena gas hidrogen yang masuk excess 20% , sehingga jumlah gas hidrogen yaitu = 120%

$\dot{m}$ H_2 = $\dot{n}_b$ H_2 × BM H_2 × Jumlah Hidrogen
$\dot{m}$ H_2 = 12,6554 Kmol/Jam × 2,02 kg/kmol × 120%
$\dot{m}$ H_2 = 30,6142 Kg/Jam

Arus 9

Katalis memiliki umur pemakaian 2 tahun, sehingga katalis hanya akan dikeluarkan apabila kualitasnya sudah menurun, maka katalis yang diambil sebesar :

$\dot{m}$ Katalis = 22,8312 Kg/Jam

Arus 10

Jumlah *Phenyl Ethyl Alcohol* ($C_8H_{10}O$) yang terbentuk :

$\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = $\dot{n}$ $C_8H_{10}O$ × BM $C_8H_{10}O$
$\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = 12,6554 Kmol/Jam × 122,17 kg/kmol
$\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = 1.546,073 Kg/Jam

Jumlah gas Hidrogen (H_2) sisa reaksi :

$\dot{m}$ H_2 = $\dot{n}_s$ H_2 × BM H_2
$\dot{m}$ H_2 = 2,5311 Kmol/Jam × 2,02 kg/kmol
$\dot{m}$ H_2 = 5,1024 Kg/Jam

Jumlah Stirena Oksida (C_8H_8O) sisa reaksi :

$\dot{m}$ C_8H_8O = $\dot{n}_s$ C_8H_8O × BM C_8H_8O
$\dot{m}$ C_8H_8O = 0,0127 Kmol/Jam × 120,15 kg/kmol
$\dot{m}$ C_8H_8O = 1,5221 Kg/Jam

Senyawa yang tidak bereaksi :

$\dot{m}$ CH_3OH = 28.919,5818 Kg/Jam
$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam
$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam
$\dot{m}$ H_2O = 93,2671 Kg/Jam

Reaksi :

	C_8H_8O	+	H_2	→	$C_8H_{10}O$
	(Stirena Oksida)		(Hidrogen)		(Phenyl Ethyl Alcohol)
m	12,6681		15,1865		-
r	12,6554		12,6554		12,6554
s	0,0127		2,5311		12,6554

Mol Reaktan :

1. Stirena Oksida (C_8H_8O)

   a. Mula-mula

   $\dot{n}_a\ C_8H_8O = \dfrac{\dot{m}\ C_8H_8O}{BM\ C_8H_8O}$

   $\dot{n}_a\ C_8H_8O = \dfrac{1.522{,}0833\ Kg/Jam}{120{,}15\ kg/kmol}$

   $\dot{n}_a\ C_8H_8O = 12{,}6681\ Kmol/Jam$

   b. Bereaksi

   $\dot{n}_b\ C_8H_8O = \dot{n}_a\ C_8H_8O \times \%\ Konversi$

   $\dot{n}_b\ C_8H_8O = 12{,}6681\ Kmol/Jam \times 99{,}9\%$

   $\dot{n}_b\ C_8H_8O = 12{,}6554\ Kmol/Jam$

   c. Sisa

   $\dot{n}_s\ C_8H_8O = \dot{n}_a\ C_8H_8O - \dot{n}_b\ C_8H_8O$

   $\dot{n}_s\ C_8H_8O = 12{,}6681\ Kmol/Jam - 12{,}6554\ Kmol/Jam$

   $\dot{n}_s\ C_8H_8O = 0{,}0127\ Kmol/Jam$

2. Hidrogen (H_2)

   a. Mula-mula

   $\dot{n}_a\ H_2 = \dfrac{\dot{m}\ H_2}{BM\ H_2}$

   $\dot{n}_a\ H_2 = \dfrac{30{,}6142\ Kg/Jam}{2{,}02\ kg/kmol}$

   $\dot{n}_a\ H_2 = 15{,}1865\ Kmol/Jam$

   b. Bereaksi

   Karena mol Stirena Oksida merupakan *limiting reactant* , sehingga mol Stirena Oksida bereaksi = mol Hidrogen bereaksi

   $\dot{n}_b\ H_2 = \dot{n}_b\ C_8H_8O$

   $\dot{n}_b\ H_2 = 12{,}6554\ Kmol/Jam$

c. Sisa

$\dot{n}_s$ H_2 = $\dot{n}_a$ H_2 - $\dot{n}_b$ H_2

$\dot{n}_s$ H_2 = 15,1865 Kmol/Jam - 12,6554 Kmol/Jam

$\dot{n}_s$ H_2 = 2,5311 Kmol/Jam

Mol Produk :

1. *Phenyl Ethyl Alcohol* ($C_8H_{10}O$)

   Karena mol Stirena Oksida merupakan *limiting reactant*, sehingga mol Stirena Oksida bereaksi = mol produk Phenyl Ethyl Alcohol

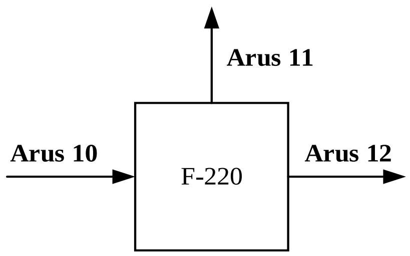
   $\dot{n}$ $C_8H_{10}O$ = $\dot{n}_b$ C_8H_8O

   $\dot{n}$ $C_8H_{10}O$ = 12,6554 Kmol/Jam

Neraca Massa Reaktor (R-210)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Arus 7		**Arus 9**	
C_8H_8O	1.522,0833 Kg/Jam	Katalis	22,8312 Kg/Jam
CH_3OH	28.919,5818 Kg/Jam		
NaOH	39,5742 Kg/Jam	**Arus 10**	
Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam	C_8H_8O	1,5221 Kg/Jam
Katalis	22,8312 Kg/Jam	CH_3OH	28.919,5818 Kg/Jam
H_2O	93,2671 Kg/Jam	NaOH	39,5742 Kg/Jam
		Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam
Arus 8		H_2O	93,2671 Kg/Jam
H_2	30,6142 Kg/Jam	H_2	5,1024 Kg/Jam
		$C_8H_{10}O$	1.546,073 Kg/Jam
Total	30.628,7593 Kg/Jam	**Total**	30.628,7593 Kg/Jam

4. Neraca Massa di sekitar *Flash Drum* (F-220)



Keterangan :

Arus 10 = Laju produk keluaran Reaktor (R-210)

Arus 11 = Laju keluaran Gas Hidrogen sisa reaksi

Arus 12 = Laju produk keluaran *Flash Drum* (F-220)

Ketentuan :

1. Semua gas hidrogen sisa reaksi terpisah dari campuran produk, sehingga
   Efisiensi pemisahan sebesar = 100%

Perhitungan :

Arus 10

Jumlah Produk yang keluar dari Reaktor (R-210) :

$\dot{m}$ C_8H_8O = 1,5221 Kg/Jam
$\dot{m}$ CH_3OH = 28.919,5818 Kg/Jam
$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam
$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam
$\dot{m}$ H_2O = 93,2671 Kg/Jam
$\dot{m}$ H_2 = 5,1024 Kg/Jam
$\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = 1.546,073 Kg/Jam

Arus 11

Jumlah gas Hidrogen (H_2) yang keluar dari *Flash Drum* (F-220) :

$\dot{m}$ H_2 = $\dot{m}$ H_2 Arus 10 × Efisiensi Pemisahan
$\dot{m}$ H_2 = 5,1024 Kg/Jam × 100%
$\dot{m}$ H_2 = 5,1024 Kg/Jam

Arus 12

Jumlah Produk yang keluar dari *Flash Drum* (F-220) :

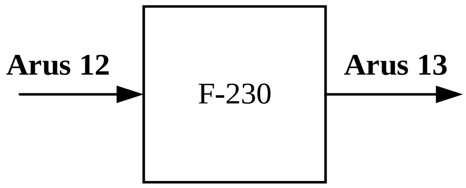
$\dot{m}$ C_8H_8O = 1,5221 Kg/Jam
$\dot{m}$ CH_3OH = 28.919,5818 Kg/Jam
$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam
$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam
$\dot{m}$ H_2O = 93,2671 Kg/Jam
$\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = 1.546,073 Kg/Jam

Neraca Massa *Flash Drum* (F-220)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Arus 10		**Arus 11**	
C_8H_8O	1,5221 Kg/Jam	H_2	5,1024 Kg/Jam
CH_3OH	28.919,5818 Kg/Jam		
NaOH	39,5742 Kg/Jam	**Arus 12**	
Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam	C_8H_8O	1,5221 Kg/Jam
H_2O	93,2671 Kg/Jam	CH_3OH	28.919,5818 Kg/Jam
H_2	5,1024 Kg/Jam	NaOH	39,5742 Kg/Jam
$C_8H_{10}O$	1.546,073 Kg/Jam	Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam

		H_2O	93,2671 Kg/Jam
		$C_8H_{10}O$	1.546,073 Kg/Jam
Total	30.605,9281 Kg/Jam	**Total**	30.605,9281 Kg/Jam

5. Neraca Massa di sekitar Tangki Penampung Sementara (F-230)



Keterangan :

Arus 12 = Laju produk keluaran *Flash Drum* (F-220)

Arus 13 = Laju produk keluaran Tangki Penampung Sementara (F-230)

Ketentuan :

1. Tangki hanya berfungsi untuk menampung filtrat dan tidak terjadi perubahan

Perhitungan :

Arus 12

Jumlah produk keluaran *Flash Drum* (F-220) :

$\dot{m}$ C_8H_8O = 1,5221 Kg/Jam
$\dot{m}$ CH_3OH = 28.919,5818 Kg/Jam
$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam
$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam
$\dot{m}$ H_2O = 93,2671 Kg/Jam
$\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = 1.546,073 Kg/Jam

Arus 13

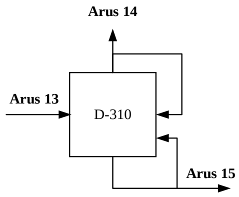
Jumlah produk keluaran Tangki Penampung Sementara (F-230) :

$\dot{m}$ C_8H_8O = 1,5221 Kg/Jam
$\dot{m}$ CH_3OH = 28.919,5818 Kg/Jam
$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam
$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam
$\dot{m}$ H_2O = 93,2671 Kg/Jam
$\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = 1.546,073 Kg/Jam

Neraca Massa Tangki Penampung Sementara (F-230)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Arus 12		**Arus 13**	
C_8H_8O	1,5221 Kg/Jam	C_8H_8O	1,5221 Kg/Jam
CH_3OH	28.919,5818 Kg/Jam	CH_3OH	28.919,5818 Kg/Jam
NaOH	39,5742 Kg/Jam	NaOH	39,5742 Kg/Jam
Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam	Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam
H_2O	93,2671 Kg/Jam	H_2O	93,2671 Kg/Jam
$C_8H_{10}O$	1.546,073 Kg/Jam	$C_8H_{10}O$	1.546,073 Kg/Jam
Total	30.600,8257 Kg/Jam	**Total**	30.600,8257 Kg/Jam

6. Neraca Massa di sekitar Menara Distilasi 1 (D-310)



Keterangan :

Arus 13 = Laju produk keluaran Tangki Penampung Sementara (F-230)
Arus 14 = Laju produk *overhead* Menara Distilasi 1 (D-310)
Arus 15 = Laju produk *bottom* Menara Distilasi 1 (D-310)

Ketentuan :

1. Distribusi *feed* yang menjadi *overhead product* :

Metanol	=	99,0%
Air	=	30,7%
Stirena Oksida	=	0,0%
Phenyl Ethyl Alcohol	=	0,0%
Natrium Hidroksida	=	0,0%
Natrium Karbonat	=	0,0%

Perhitungan :

Arus 13

Jumlah produk keluaran Tangki Penampung Sementara (F-230) :

$\dot{m}$ C_8H_8O = 1,5221 Kg/Jam
$\dot{m}$ CH_3OH = 28.919,5818 Kg/Jam
$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam
$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam
$\dot{m}$ H_2O = 93,2671 Kg/Jam

$\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = 1.546,073 Kg/Jam

Arus 14

Jumlah produk *overhead* Menara Distilasi 1 (D-310) :

1. Metanol (CH_3OH)

$\dot{m}$ CH_3OH = $\dot{m}$ CH_3OH Arus 13 × %Distribusi

$\dot{m}$ CH_3OH = 28.919,5818 Kg/Jam × 99,0%

$\dot{m}$ CH_3OH = 28.630,386 Kg/Jam

2. Air (H_2O)

$\dot{m}$ H_2O = $\dot{m}$ H_2O Arus 13 × %Distribusi

$\dot{m}$ H_2O = 93,2671 Kg/Jam × 31%

$\dot{m}$ H_2O = 28,659 Kg/Jam

Arus 15

Jumlah produk *bottom* Menara Distilasi 1 (D-310) :

Produk yang terdistribusi :

1. Metanol (CH_3OH)

$\dot{m}$ CH_3OH = $\dot{m}$ CH_3OH Arus 13 - $\dot{m}$ CH_3OH Arus 14

$\dot{m}$ CH_3OH = 28.919,5818 Kg/Jam - 28.630,386 Kg/Jam

$\dot{m}$ CH_3OH = 289,1958 Kg/Jam

2. Air (H_2O)

$\dot{m}$ H_2O = $\dot{m}$ H_2O Arus 13 - $\dot{m}$ H_2O Arus 14

$\dot{m}$ H_2O = 93,2671 Kg/Jam - 28,659 Kg/Jam

$\dot{m}$ H_2O = 64,608 Kg/Jam

Produk yang tidak terdistribusi :

$\dot{m}$ C_8H_8O = 1,5221 Kg/Jam

$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam

$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam

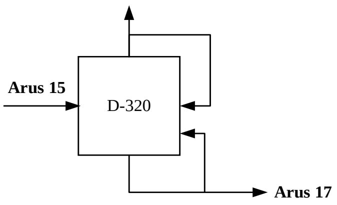
$\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = 1.546,073 Kg/Jam

Neraca Massa Menara Distilasi 1 (D-310)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Arus 13		**Arus 14**	
C_8H_8O	1,5221 Kg/Jam	CH_3OH	28.630,386 Kg/Jam
CH_3OH	28.919,5818 Kg/Jam	H_2O	28,659 Kg/Jam
NaOH	39,5742 Kg/Jam		
Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam	**Arus 15**	
H_2O	93,2671 Kg/Jam	C_8H_8O	1,5221 Kg/Jam

$C_8H_{10}O$	1.546,073 Kg/Jam	CH_3OH	289,1958 Kg/Jam
		NaOH	39,5742 Kg/Jam
		Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam
		H_2O	64,608 Kg/Jam
		$C_8H_{10}O$	1.546,073 Kg/Jam
Total	30.600,8257 Kg/Jam	**Total**	30.600,8257 Kg/Jam

7. Neraca Massa di sekitar Menara Distilasi 2 (D-320)



Keterangan :

Arus 15 = Laju produk *bottom* Menara Distilasi 1 (D-310)
Arus 16 = Laju produk *overhead* Menara Distilasi 2 (D-320)
Arus 17 = Laju produk *bottom* Menara Distilasi 2 (D-320)

Ketentuan :

1. Distribusi *feed* yang menjadi *overhead product* :

Metanol	=	100%
Air	=	90%
Stirena Oksida	=	80%
Phenyl Ethyl Alcohol	=	2%
Natrium Hidroksida	=	100%
Natrium Karbonat	=	100%

Perhitungan :

Arus 15

Jumlah produk *bottom* Menara Distilasi 1 (D-310) :

$\dot{m}$ C_8H_8O = 1,5221 Kg/Jam
$\dot{m}$ CH_3OH = 289,1958 Kg/Jam
$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam
$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam
$\dot{m}$ H_2O = 64,608 Kg/Jam
$\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = 1.546,073 Kg/Jam

Arus 16

Jumlah produk *overhead* Menara Distilasi 2 (D-320) :

1. Metanol (CH_3OH)

   $\dot{m}\ CH_3OH = \dot{m}\ CH_3OH$ Arus 15 × %Distribusi

   $\dot{m}\ CH_3OH$ = 289,2 Kg/Jam × 100,0%

   $\dot{m}\ CH_3OH$ = 289,2 Kg/Jam

2. Air (H_2O)

   $\dot{m}\ H_2O = \dot{m}\ H_2O$ Arus 15 × %Distribusi

   $\dot{m}\ H_2O$ = 64,61 Kg/Jam × 90%

   $\dot{m}\ H_2O$ = 58,15 Kg/Jam

3. Stirena Oksida (C_8H_8O)

   $\dot{m}\ C_8H_8O = \dot{m}\ C_8H_8O$ Arus 15 × %Distribusi

   $\dot{m}\ C_8H_8O$ = 1,5221 Kg/Jam × 80,0%

   $\dot{m}\ C_8H_8O$ = 1,2177 Kg/Jam

4. Natrium Oksida (NaOH)

   $\dot{m}$ NaOH = $\dot{m}$ NaOH Arus 15 × %Distribusi

   $\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam × 100,0%

   $\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam

5. Natrium Karbonat (Na_2CO_3)

   $\dot{m}\ Na_2CO_3 = \dot{m}\ Na_2CO_3$ Arus 15 × %Distribusi

   $\dot{m}\ Na_2CO_3$ = 0,8076 Kg/Jam × 100,0%

   $\dot{m}\ Na_2CO_3$ = 0,8076 Kg/Jam

6. Phenyl Ethyl Alcohol ($C_8H_{10}O$)

   $\dot{m}\ C_8H_{10}O = \dot{m}\ C_8H_{10}O$ Arus 15 × %Distribusi

   $\dot{m}\ C_8H_{10}O$ = 1.546,073 Kg/Jam × 2,0%

   $\dot{m}\ C_8H_{10}O$ = 30,9215 Kg/Jam

Arus 17

Jumlah produk *bottom* Menara Distilasi 2 (D-320) :

Produk yang terdistribusi :

1. Metanol (CH_3OH)

   $\dot{m}\ CH_3OH = \dot{m}\ CH_3OH$ Arus 15 - $\dot{m}\ CH_3OH$ Arus 16

   $\dot{m}\ CH_3OH$ = 289,1958 Kg/Jam - 289,1958 Kg/Jam

   $\dot{m}\ CH_3OH$ = 0,0 Kg/Jam

2. Air (H_2O)

$\dot{m}$ H_2O = $\dot{m}$ H_2O Arus 15 - $\dot{m}$ H_2O Arus 16

$\dot{m}$ H_2O = 64,608 Kg/Jam - 58,1472 Kg/Jam

$\dot{m}$ H_2O = 6,4608 Kg/Jam

3. Stirena Oksida (C_8H_8O)

$\dot{m}$ C_8H_8O = $\dot{m}$ C_8H_8O Arus 15 - $\dot{m}$ C_8H_8O Arus 16

$\dot{m}$ C_8H_8O = 1,5221 Kg/Jam - 1,2177 Kg/Jam

$\dot{m}$ C_8H_8O = 0,3044 Kg/Jam

4. Natrium Oksida (NaOH)

$\dot{m}$ NaOH = $\dot{m}$ NaOH Arus 15 - $\dot{m}$ NaOH Arus 16

$\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam - 39,5742 Kg/Jam

$\dot{m}$ NaOH = 0,0 Kg/Jam

5. Natrium Karbonat (Na_2CO_3)

$\dot{m}$ Na_2CO_3 = $\dot{m}$ Na_2CO_3 Arus 15 - $\dot{m}$ Na_2CO_3 Arus 16

$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,8076 Kg/Jam - 0,8076 Kg/Jam

$\dot{m}$ Na_2CO_3 = 0,0 Kg/Jam

6. Phenyl Ethyl Alcohol ($C_8H_{10}O$)

$\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = $\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ Arus 15 - $\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ Arus 16

$\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = 1.546,073 Kg/Jam - 30,9215 Kg/Jam

$\dot{m}$ $C_8H_{10}O$ = 1.515,1515 Kg/Jam

Neraca Massa Menara Distilasi 2 (D-320)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Arus 15		**Arus 16**	
C_8H_8O	1,5221 Kg/Jam	C_8H_8O	1,2177 Kg/Jam
CH_3OH	289,1958 Kg/Jam	CH_3OH	289,1958 Kg/Jam
NaOH	39,5742 Kg/Jam	H_2O	58,1472 Kg/Jam
Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam	NaOH	39,5742 Kg/Jam
H_2O	64,608 Kg/Jam	Na_2CO_3	0,8076 Kg/Jam
$C_8H_{10}O$	1.546,073 Kg/Jam	$C_8H_{10}O$	30,9215 Kg/Jam
		Arus 17	
		C_8H_8O	0,3044 Kg/Jam
		H_2O	6,4608 Kg/Jam
		$C_8H_{10}O$	1.515,1515 Kg/Jam
Total	1.941,7807 Kg/Jam	**Total**	1.941,7807 Kg/Jam

Spesifikasi Produk Phenyl Ethyl Alcohol

Komponen	Jumlah (Kg)	Persentase
C_8H_8O	0,3044	0,02%
H_2O	6,4608	0,42%
$C_8H_{10}O$	1515,1515	99,56%
Total	1521,9167	100%

APPENDIX B
PERHITUNGAN NERACA PANAS

Satuan	=	Kilogram (Kg)			
Waktu Operasi	=	1 Tahun	=	330	Hari
		1 Hari	=	24	Jam
Kapasitas	=	12000	Ton/Tahun		
	=	1515,1515	Kg/Jam		
$T_{Reference}$	=	25 °C	=	298,15	K

Data Berat Molekul

Komponen	Berat Molekul
Stirena Oksida	120,15 kg/kmol
Hidrogen	2,02 kg/kmol
Metanol	32,04 kg/kmol
NaOH	40,00 kg/kmol
Na_2CO_3	105,99 kg/kmol
H_2O	18,02 kg/kmol
Phenyl Ethyl Alcohol	122,17 kg/kmol

(Perry 7th edt : Table 2-1 & Table 2-2)

Data Konstanta Cp Gas

Persamaan yang digunakan :

$Cp = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3 + E \times T^4 \rightarrow$ kJoule/Kmol.K

Senyawa	A	B	C	D	E
Stirena Oksida	-44,384	6,3E-01	-3,9E-04	9,2E-08	-2,9E-12
Metanol	40,046	-3,8E-02	2,5E-04	-2,2E-07	6,0E-11
NaOH	22,246	1,4E-01	-2,4E-04	1,8E-07	-4,8E-11
PEA	-41,581	7,7E-01	-6,0E-04	2,5E-07	-4,6E-11
Air	33,933	-8,4E-03	3,0E-05	-1,8E-08	3,7E-12
Hidrogen	25,399	2,0E-02	-3,9E-05	3,2E-08	-8,8E-12

(Yaws : Table 2-1 & Table 2-2)

Data Konstanta Cp Liquid

Persamaan yang digunakan :

$Cp = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3 \rightarrow$ kJoule/Kmol.K

Komponen	A	B	C	D
Stirena Oksida	30,911	1,1E+00	-2,6E-03	2,5E-06
Metanol	40,152	3,1E-01	-1,0E-03	1,5E-06
NaOH	87,639	-4,8E-04	-4,5E-06	1,2E-09
PEA	80,595	1,0E+00	-2,5E-03	2,6E-06
Air	92,053	-4,0E-02	-2,1E-04	5,3E-07

Hidrogen	50,607	-6,1E+00	3,1E-01	-4,1E-03

(Yaws : Table 3-1 & Table 3-2)

Data Konstanta Cp Solid

Persamaan yang digunakan :

$Cp = A + B \times T + C \times T^2 \quad \rightarrow$ kJoule/Kmol.K

Komponen	A	B	C
NaOH	51,234	1,3E-02	2,3E-05
Katalis Pd/C	20,384	1,4E-02	-3,5E-06

(Yaws : Table 4-2)

Data Konstanta Tekanan Uap Murni

Persamaan yang digunakan :

$\log_{10} P = A + B / T + C \times \log_{10}(T) + D \times T + E \times T^2 \quad \rightarrow$ mmHg

Komponen	A	B	C	D	E
Stirena Oksida	55,5798	-4,5E+03	-1,7E+01	6,4E-03	6,6E-13
Metanol	45,6171	-3,2E+03	-1,4E+01	6,6E-03	-1,1E-13
NaOH	-48,2774	-1,9E+03	1,7E+01	3,0E-11	-8,8E-07
PEA	-9,2064	-3,1E+03	9,5E+00	-1,9E-02	9,3E-06
Air	29,8605	-3,2E+03	-7,3E+00	2,4E-09	1,8E-06
Hidrogen	3,4132	-4,1E+01	1,1E+00	-6,7E-10	1,5E-04

(Yaws : Table 7-1 & Table 7-2)

Data Konstanta Entalpi Penguapan

Persamaan yang digunakan :

$H_{Vap} = A (1 - T/T_c)^n \quad \rightarrow$ kJoule/mol

Komponen	A	T_c	n	T_{boil}
Stirena Oksida	64,60	701,00	0,334	475,15
Metanol	52,72	512,58	0,377	337,85
NaOH	281,54	2820,00	0,38	1663,15
PEA	69,91	684,00	0,249	492,05
Air	52,05	647,13	0,321	373,15
Hidrogen	0,66	33,18	0,38	20,39

(Yaws : Table 5-1 & Table 5-2)

Data Entalpi Pembentukan

Persamaan yang digunakan :

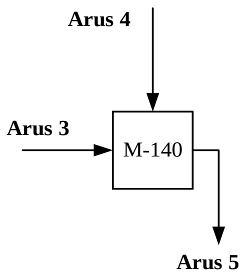
$H_f = A + B \times T + C \times T^2 \quad \rightarrow$ kJoule/mol.K

Komponen	A	B	C	ΔHf(298 K)
Stirena Oksida	-57,361	-1,1E-01	4,8E-05	-86,6
Hidrogen	0	0	0	0
PEA	-91,986	-1,1E-01	5,5E-05	-121

(Yaws : Table 12-1 & Table 12-2)

A. Perhitungan Neraca Panas

1. Neraca Panas di sekitar Tangki Pelarutan (M-140)



Keterangan :

Arus 3 = Laju NaOH padat dari Silo (F-130)
Arus 4 = Laju air proses
Arus 5 = Laju produk keluaran Tangki Pelarutan (M-140)

A. Entalpi Bahan Masuk

Ketentuan :

1. Suhu Bahan Masuk	=	30	°C	=	303,15	K
2. Suhu Reference	=	25	°C	=	298,15	K

Arus 3

Perhitungan Cp NaOH :

Cp = A + B × T + C × T^2
= 51,234 + 3,9676 + 2,1467
= 57,3483 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Na_2CO_3 :

Cp = 28,9 Cal/mol.K
= 0,000121 Kj/Kmol.K

(Perry 7th edt : Table 2-151)

Arus 4

Perhitungan Cp Air :

Cp = A + B × T + C × T^2 + D × T^3
= 92,0530 + -12,1118 + -19,3936 + 14,8962
= 75,4438 Kj/Kmol.K

Maka entalpi Total untuk bahan masuk yaitu :

Nomor Arus	Senyawa	Mol Kmol/Jam	Cp Kj/Kmol.K	ΔT K	Q Kj/Jam
Arus 3	NaOH	0,9894	57,3483	5,0	283,7095
	Na_2CO_3	0,0076	0,0001	5,0	0,000005
Arus 4	H_2O	1,8460	75,4438	5,0	696,3326
Total					980,0422

B. Panas Pelarutan NaOH

Diketahui :

1. ΔHs = -44,51 Kj/kmol

(Yaws : Table 6-2)

2. $\dot{m}$ NaOH = 39,5742 Kg/Jam
3. $\dot{n}$ NaOH = 0,9894 Kmol/Jam

Maka panas pelarutan NaOH Total yaitu :

ΔHs = -44,51 × 0,9894
= 44,0393 Kj/Jam

C. Entalpi Bahan Keluar

Ketentuan :

1. Suhu Bahan Keluar = 29,5 °C = 302,69 K
2. Suhu Reference = 25 °C = 298,15 K

Arus 5

Perhitungan Cp NaOH :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 87,6390 + -0,1464 + -0,4162 + 0,0329
= 87,1093 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Na_2CO_3 :

Cp = 28,9 Cal/mol.K
= 0,000121 Kj/Kmol.K

(Perry 7th edt : Table 2-151)

Perhitungan Cp Air :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 92,053 + -1,2E+01 + -19,3351 + 14,8288
= 75,4532 Kj/Kmol.K

Maka entalpi Total untuk bahan keluar yaitu :

Nomor Arus	Senyawa	Mol Kmol/Jam	Cp Kj/Kmol.K	ΔT K	Q Kj/Jam
Arus 5	NaOH	0,9894	87,1093	4,5	391,4620
	Na_2CO_3	0,0076	0,00012	4,5	0,000004
	H_2O	1,8460	75,4532	4,5	632,6199
Total					1024,0820

D. Neraca Panas Total

Neraca panas :

$$Q_{Input} = Q_{Output}$$

$$\Delta H_{Input} + \Delta H_{Solution} = \Delta H_{Output}$$

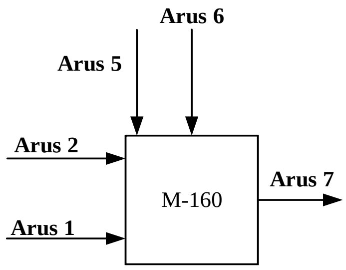
$$980,04 + 44,04 = 1024,08$$

$$1024,08 = 1024,08$$

Neraca Panas Tangki Pelarutan (M-140)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Arus 3		**Arus 5**	
$NaOH_{(s)}$	283,7095 kJ/Jam	NaOH	391,462 kJ/Jam
Na_2CO_3	0,0000046 kJ/Jam	H_2O	632,6199 kJ/Jam
		Na_2CO_3	0,0000042 kJ/Jam
Arus 4			
H_2O	696,3326 kJ/Jam		
$\Delta H_{Solution}$			
$NaOH_{(s)}$	44,0393 kJ/Jam		
Total	1.024,082 kJ/Jam	**Total**	1.024,082 kJ/Jam

2. Neraca Panas di sekitar Tangki Pencampuran (M-160)



Keterangan :

Arus 1 = Laju Stirena Oksida dari Tangki (F-110)

Arus 2 = Laju Matanol dari Tangki (F-120)

Arus 5 = Laju produk keluaran Tangki Pelarutan (M-140)
Arus 6 = Laju Katalis Pd/C 1%
Arus 7 = Laju produk keluaran Tangki Pencampuran (M-150)

A. Entalpi Bahan Masuk

Ketentuan :

1. Suhu Bahan Masuk = 30 °C = 303,15 K
2. Suhu Reference = 25 °C = 298,15 K
3. Suhu digunakan pada Arus 1, Arus 2, dan Arus 6

Arus 1

Perhitungan Cp Stirena Oksida :

$Cp = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3$

$= 30{,}9110 + 344{,}1662 + -242{,}6617 + 68{,}9912$

$= 201{,}4066$ Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Air :

$Cp = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3$

$= 92{,}0530 + -12{,}1118 + -19{,}3936 + 14{,}8962$

$= 75{,}4438$ Kj/Kmol.K

Arus 2

Perhitungan Cp Metanol :

$Cp = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3$

$= 40{,}1520 + 94{,}1159 + -94{,}5742 + 40{,}6692$

$= 80{,}3630$ Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Air :

$Cp = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3$

$= 92{,}0530 + -12{,}1118 + -19{,}3936 + 14{,}8962$

$= 75{,}4438$ Kj/Kmol.K

Arus 6

Perhitungan Cp Pd/C :

$Cp = A + B \times T + C \times T^2$

$= 20{,}3840 + 4{,}2411 + -0{,}3242$

$= 24{,}3009$ Kj/Kmol.K

Arus 5

Diketahui :

1. Suhu Bahan Masuk = 29,5 °C = 302,69 K
2. Suhu Reference = 25 °C = 298,15 K

Perhitungan Cp NaOH :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 87,6390 + -0,1464 + -0,4162 + 0,0329
= 87,1093 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Na_2CO_3 :

Cp = 28,9 Cal/mol.K
= 0,000121 Kj/Kmol.K

(Perry 7th edt : Table 2-151)

Perhitungan Cp Air :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 92,0530 + -12,0935 + -19,3351 + 14,8288
= 75,4532 Kj/Kmol.K

Maka entalpi Total untuk bahan masuk yaitu :

Nomor Arus	Senyawa	Mol Kmol/Jam	Cp Kj/Kmol.K	ΔT K	Q Kj/Jam
Arus 1	SO	12,6681	201,4066	5,00	12757,1824
	H_2O	1,7243	75,4438	5,00	650,4206
Arus 2	Metanol	902,5523	80,3630	5,00	362658,98
	H_2O	1,6069	75,4438	5,00	606,1477
Arus 5	NaOH	0,9894	87,1093	4,54	391,4620
	Na_2CO_3	0,0076	0,000121	4,54	0,0000042
	H_2O	1,8460	75,4532	5,00	696,4198
Arus 6	Pd/C	0,2145	24,3009	5,00	26,0674
Total					377786,6778

B. Entalpi Bahan Keluar

Arus 7

Karena proses berlangsung secara isothermal, maka :

Q_{Input} = Q_{Output}

Q_{Output} = 377786,68 kJ/Jam

C. Neraca Panas Total

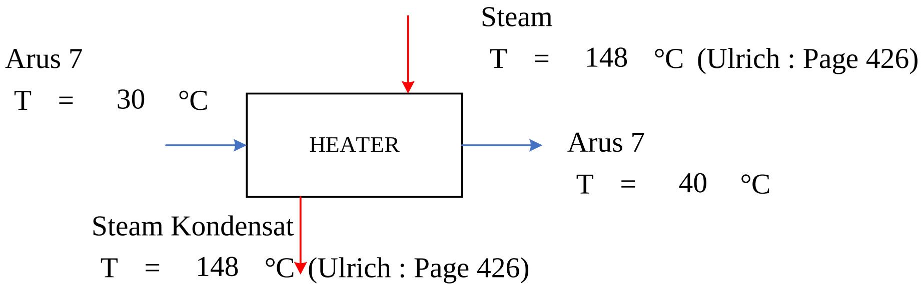
Q_{Input} = Q_{Output}

377786,678 = 377786,678

Neraca Panas Tangki Pencampuran (M-150)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Arus 1		**Arus 7**	
C_8H_8O	12.757,1824 kJ/Jam	C_8H_8O	12.757,1824 kJ/Jam
H_2O	650,4206 kJ/Jam	CH_3OH	362.658,9779 kJ/Jam
		NaOH	391,462 kJ/Jam
Arus 2		Na_2CO_3	0,0 kJ/Jam
CH_3OH	362.658,9779 kJ/Jam	Katalis	26,0674 kJ/Jam
H_2O	606,1477 kJ/Jam	H_2O	1.952,9881 kJ/Jam
Arus 5			
NaOH	391,462 kJ/Jam		
H_2O	696,4198 kJ/Jam		
Na_2CO_3	0,000004 kJ/Jam		
Arus 6			
Katalis	26,0674 Kg/Jam		
Total	377.786,6778 kJ/Jam	**Total**	377.786,6778 kJ/Jam

3. Neraca Panas di sekitar Heater 1 (E-152)



Keterangan :

Arus 7 = Laju produk keluaran Tangki Pencampuran (M-150)

A. Entalpi Bahan Masuk

Ketentuan :

1. Suhu Bahan Masuk = 30 °C = 303,15 K

2. Suhu Reference = 25 °C = 298,15 K

Arus 7

Perhitungan Cp Stirena Oksida :

Cp = A + B × T + C × T^2 + D × T^3
= 30,9110 + 344,1662 + -242,6617 + 68,9912
= 201,4066 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Metanol :

Cp = A + B × T + C × T^2 + D × T^3
= 40,1520 + 94,1159 + -94,5742 + 40,6692
= 80,3630 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp NaOH :

Cp = A + B × T + C × T^2 + D × T^3
= 87,6390 + -0,1466 + -0,4174 + 0,0330
= 87,1080 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Pd/C :

Cp = A + B × T + C × T^2
= 20,3840 + 4,2411 + -0,3242
= 24,3009 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Air :

Cp = A + B × T + C × T^2 + D × T^3
= 92,0530 + -12,1118 + -19,3936 + 14,8962
= 75,4438 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Na_2CO_3 :

Cp = 28,9 Cal/mol.K
= 0,000121 Kj/Kmol.K

(Perry 7th edt : Table 2-151)

Maka entalpi Total untuk bahan masuk yaitu :

Nomor Arus	Senyawa	Mol Kmol/Jam	Cp Kj/Kmol.K	ΔT K	Q Kj/Jam
Arus 7	SO	12,6681	201,4066	5	12757,1824
	Metanol	902,5523	80,3630	5	362658,9779
	NaOH	0,9894	87,1080	5	430,9345
	Pd/C	0,2145	24,3009	5	26,0674
	H_2O	5,1771	75,4438	5	1952,9010

	Na_2CO_3	0,0076	0,000121	5	0,0000046
Total					377826,0631

B. Entalpi Bahan Keluar

Ketentuan :

1. Suhu Bahan Keluar = 40 °C = 313,15 K
2. Suhu Reference = 25 °C = 298,15 K

Arus 7

Perhitungan Cp Stirena Oksida :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 30,9110 + 3,6E+02 + -258,9351 + 76,0463
= 203,5413 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Metanol :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 40,1520 + 97,2205 + -100,9166 + 44,8281
= 81,2841 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp NaOH :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 87,6390 + -0,1515 + -0,4454 + 0,0364
= 87,0785 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Pd/C :

Cp = A + B × T + C × T²
= 20,3840 + 4,3810 + -0,3459
= 24,4190 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Air :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 92,0530 + -12,5113 + -20,6942 + 16,4195
= 75,2670 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Na_2CO_3 :

Cp = 28,9 Cal/mol.K
= 0,000120998 Kj/Kmol.K

Maka entalpi Total untuk bahan keluar yaitu :

Nomor Arus	Senyawa	Mol Kmol/Jam	Cp Kj/Kmol.K	ΔT K	Q Kj/Jam
Arus 7	SO	12,6681	203,5413	15	38677,1894
	Metanol	902,5523	81,2841	15	1100447,63
	NaOH	0,9894	87,0785	15	1292,3663
	Pd/C	0,2145	24,4190	15	78,5825
	H_2O	5,1771	75,2670	15	5844,9727
	Na_2CO_3	0,0076	0,000121	15	0,0000138
Total					1146340,74

C. Q Supply dan Q Loss

Q_{Loss} Maks = 10%

(Ulrich : Page 432)

Asumsi Q_{loss} = 5% Q_{Supply}

Neraca energi total :

$$Q_{Input} = Q_{Output}$$
$$\Delta H_{Input} + Q_{Supply} = \Delta H_{Output} + Q_{loss}$$
$$377826{,}0631 + Q_{Supply} = 1146340{,}74 + 5\%\ Q_{Supply}$$
$$Q_{Supply} = 808962{,}822 \text{ Kj/Jam}$$
$$Q_{loss} = 40448{,}141 \text{ Kj/Jam}$$

$$\Delta H_{Input} + Q_{Supply} = \Delta H_{Output} + Q_{loss}$$
$$377826{,}0631 + 808962{,}822 = 1146340{,}744 + 40448{,}141$$
$$1186788{,}885 = 1186788{,}885$$

D. Kebutuhan Steam

Digunakan steam sebagai pemanas dengan spesifikasi :

1. Jenis Pemanas = Saturated Steam
2. Tekanan = 4,5 bar = 4,442 atm
3. Suhu = 148 °C

(Ulrich : Page 426)

λ_{Steam} = 2.119,5 kJ/Kg

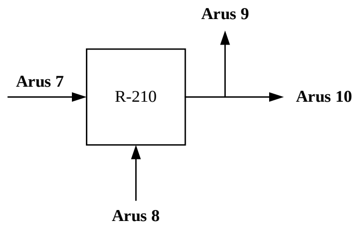
(Smith-Van Ness 8th edt : Table E.1)

$$M_{Steam} = \frac{Q_{Supply}}{\lambda_{Steam}} = \frac{808.962{,}82 \text{ kJ/Jam}}{2.119{,}5 \text{ kJ/Kg}} = 381{,}6763 \text{ Kg/Jam}$$

Neraca Panas Heater 1 (E-152)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Arus 7 (T = 30 °C)		**Arus 7 (T = 40 °C)**	
C_8H_8O	12.757,1824 kJ/Jam	C_8H_8O	38.677,1894 kJ/Jam
CH_3OH	362.658,9779 kJ/Jam	CH_3OH	1.100.447,633 kJ/Jam
NaOH	430,9345 kJ/Jam	NaOH	1.292,3663 kJ/Jam
Na_2CO_3	0,0000046 kJ/Jam	Na_2CO_3	0,0000138 kJ/Jam
Katalis	26,0674 kJ/Jam	Katalis	78,5825 kJ/Jam
H_2O	1.952,901 kJ/Jam	H_2O	5.844,9727 kJ/Jam
$\mathbf{Q_{Supply}}$	808.962,8219 kJ/Jam	$\mathbf{Q_{loss}}$	40.448,1411 kJ/Jam
Total	1.186.788,885 kJ/Jam	**Total**	1.186.788,885 kJ/Jam

4. Neraca Panas di sekitar Reaktor (R-210)



Keterangan :

Arus 7 = Laju produk keluaran Tangki Pencampuran (M-150)
Arus 8 = Laju Gas Hidrogen masuk Reaktor
Arus 9 = Laju katalis keluar (spent catalyst)
Arus 10 = Laju produk keluaran Reaktor (R-210)

A. Entalpi Bahan Masuk

Ketentuan :

1. Suhu Bahan Masuk = 40 °C = 313,15 K
2. Suhu Reference = 25 °C = 298,15 K

Arus 7

Perhitungan Cp Stirena Oksida :

$Cp = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3$

$= 30{,}9110 + 3{,}6E{+}02 + -258{,}9351 + 76{,}0463$

$= 203{,}5413$ Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Metanol :

$Cp = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3$

= 40,1520 + 97,2205 + -100,9166 + 44,8281
= 81,2841 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp NaOH :
Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 87,6390 + -0,1515 + -0,4454 + 0,0364
= 87,0785 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Pd/C :
Cp = A + B × T + C × T²
= 20,3840 + 4,3810 + -0,3459
= 24,4190 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Air :
Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 92,0530 + -12,5113 + -20,6942 + 16,4195
= 75,2670 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Na_2CO_3 :
Cp = 28,9 Cal/mol.K
= 0,000120998 Kj/Kmol.K

Arus 8
Perhitungan Cp Hidrogen :
Cp = A + B × T + C × T² + D × T³ + E × T⁴
= 25,3990 + 6,3187 + -3,7802 + 0,9790 + -0,0842
= 28,8323 Kj/Kmol.K

Maka entalpi Total untuk bahan masuk yaitu :

Nomor Arus	Senyawa	Mol Kmol/Jam	Cp Kj/Kmol.K	ΔT K	Q Kj/Jam
Arus 7	SO	12,6681	203,5413	15	38677,1894
	Metanol	902,5523	81,2841	15	1100447,63
	NaOH	0,9894	87,0785	15	1292,3663
	Pd/C	0,2145	24,4190	15	78,5825
	H_2O	5,1771	75,2670	15	5844,9727
	Na_2CO_3	0,0076	0,000121	15	0,0000138
Arus 8	Hidrogen	15,1865	28,8323	15	6567,9204
Total					1152908,66

B. Panas Pembentukan Phenyl Ethyl Alcohol

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor :

C_8H_8O	+	H_2	$\rightarrow$	$C_8H_{10}O$
(Stirena Oksida)		(Hidrogen)		(Phenyl Ethyl Alcohol)

Panas reaksi dihitung dengan data ΔHf pada T = 313,15 K sebagai berikut :

ΔH_f Stirena Oksida :

H_f = A + B × T + C × T²
= -57,3610 + -35,3233 + 4,7523
= -87,9320 Kj/mol.K
= -87931,99 Kj/Kmol.K

ΔH_f Hidrogen

H_f = 0 Kj/Kmol.K

ΔH_f Phenyl Ethyl Alcohol

H_f = A + B × T + C × T²
= -91,9860 + -35,7617 + 5,4111
= -122,3366 Kj/mol.K
= -122336,62 Kj/Kmol.K

$\Delta H_{Reaction} = \sum(n \times \Delta H_f)_{Produk} - \sum(n \times \Delta H_f)_{Reaktan}$

$\Delta H_{Reaction}$ = (12,66 Kmol/Jam × -122.336,62 kJ/Kmol.K) -
((15,19 Kmol/Jam × 0,00 kJ/Kmol.K) +
(12,67 Kmol/Jam × -87.931,99 kJ/Kmol.K))

$\Delta H_{Reaction}$ = -434.290,9707 kJ/Jam (Karena reaksi bersifat eksoterm, maka perlu ditambahkan jaket pendingin)

C. Entalpi Bahan Keluar

Ketentuan :

1. Suhu Bahan Keluar = 40 °C = 313,15 K
2. Suhu Reference = 25 °C = 298,15 K

Arus 9

Perhitungan Cp Pd/C :

Cp = A + B × T + C × T²
= 20,3840 + 4,3810 + -0,3459
= 24,4190 Kj/Kmol.K

Arus 10

Perhitungan Cp Stirena Oksida :

$Cp = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3$

$= 30,9110 + 3,6E+02 + -258,9351 + 76,0463$

$= 203,5413$ Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Metanol :

$Cp = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3$

$= 40,1520 + 97,2205 + -100,9166 + 44,8281$

$= 81,2841$ Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp NaOH :

$Cp = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3$

$= 87,6390 + -0,1515 + -0,4454 + 0,0364$

$= 87,0785$ Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Air :

$Cp = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3$

$= 92,0530 + -12,5113 + -20,6942 + 16,4195$

$= 75,2670$ Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Na_2CO_3 :

$Cp = 28,9$ Cal/mol.K

$= 0,000120998$ Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Hidrogen :

$Cp = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3 + E \times T^4$

$= 25,3990 + 6,3187 + -3,7802 + 0,9790 + -0,0842$

$= 28,8323$ Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Phenyl Ethyl Alcohol :

$Cp = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3$

$= 80,5950 + 321,1666 + -247,0205 + 80,6802$

$= 235,4213$ Kj/Kmol.K

Maka entalpi Total untuk bahan keluar yaitu :

Nomor Arus	Senyawa	Mol Kmol/Jam	Cp Kj/Kmol.K	ΔT K	Q Kj/Jam
Arus 9	Pd/C	0,2145	24,4190	15	78,5825
	SO	0,0127	203,5413	15	38,6772

Arus 10	Metanol	902,5523	81,2841	15	1100447,63
	NaOH	0,9894	87,0785	15	1292,3663
	H_2O	5,1771	75,2670	15	5844,9727
	Na_2CO_3	0,0076	0,000121	15	0,000014
	Hidrogen	2,5311	28,8323	15	1094,6534
	PEA	12,6554	235,4213	15	44690,3310
Total					1153487,22

D. Q Serap dan Q Lepas

Q_{Serap} Maks = 10%

(Ulrich : Page 432)

Asumsi Q_{Serap} = 5% Q_{Lepas}

Neraca energi total :

$$Q_{Input} = Q_{Output}$$

$$\Delta H_{Input} + Q_{Serap} = \Delta H_{Output} + Q_{Lepas} + \Delta H_f$$

$$1152908{,}66 + 5\%\ Q_{Lepas} = 1153487{,}22 + Q_{Lepas} + -434290{,}97$$

$$Q_{Lepas} = 456539{,}388 \text{ Kj/Jam}$$

$$Q_{Serap} = 22826{,}969 \text{ Kj/Jam}$$

$$\Delta H_{Input} + Q_{Serap} = \Delta H_{Output} + Q_{Lepas} + \Delta H_f$$

$$1152908{,}66 + 22826{,}969 = 1153487{,}22 + 456539{,}388 + -434290{,}97$$

$$1175735{,}6337 = 1175735{,}6337$$

E. Kebutuhan Air Pendingin

Digunakan air sebagai pendingin dengan spesifikasi :

1. $T_{Cooling\ Supply}$ = 30 °C = 303,15 K
2. $T_{Cooling\ Return}$ = 39 °C = 312,15 K
3. Cp_{Air} = 75,4438 Kj/Kmol.K

$$Q_{Supply} = M_{Cooling} \times Cp_{Air} \times \Delta T$$

$$M_{Cooling} = \frac{Q_{Supply}}{Cp_{Air} \times \Delta T}$$

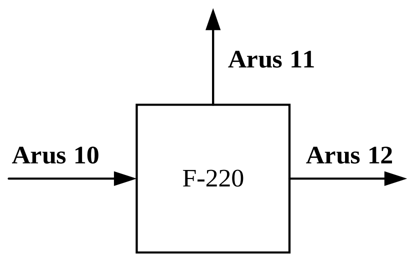
$$M_{Cooling} = \frac{456539{,}388}{75{,}4438 \times 9{,}00}$$

$$M_{Cooling} = 672{,}3761 \text{ Kg/Jam}$$

Neraca Panas Reaktor (R-210)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Arus 7		**Arus 9**	
C_8H_8O	38.677,1894 kJ/Jam	Katalis	78,5825 kJ/Jam
CH_3OH	1.100.447,633 kJ/Jam		
NaOH	1.292,3663 kJ/Jam	**Arus 10**	
Na_2CO_3	0,000014 kJ/Jam	C_8H_8O	38,6772 kJ/Jam
Katalis	78,5825 kJ/Jam	CH_3OH	1.100.447,633 kJ/Jam
H_2O	5.844,9727 kJ/Jam	NaOH	1.292,3663 kJ/Jam
		Na_2CO_3	0,000014 kJ/Jam
Arus 8		H_2O	5.844,9727 kJ/Jam
H_2	6.567,9204 kJ/Jam	H_2	1.094,6534 kJ/Jam
		$C_8H_{10}O$	44.690,331 kJ/Jam
$\mathbf{Q_{Serap}}$	22.826,9694 kJ/Jam		
		$\mathbf{\Delta H_{Reaction}}$	
		$C_8H_{10}O$	-434.290,9707 kJ/Jam
		$\mathbf{Q_{Lepas}}$	456.539,3883 kJ/Jam
Total	1.175.735,6337 kJ/Jam	**Total**	1.175.735,6337 kJ/Jam

5. Neraca Panas di sekitar Flash Drum (F-220)



Keterangan :

Arus 10 = Laju produk keluaran Reaktor (R-210)
Arus 11 = Laju keluaran Gas Hidrogen sisa reaksi
Arus 12 = Laju produk keluaran Flash Drum (F-220)

A. Entalpi Bahan Masuk

Ketentuan :

1. Suhu Bahan Masuk = 40 °C = 313,15 K
2. Suhu Reference = 25 °C = 298,15 K

Arus 10

Perhitungan Cp Stirena Oksida :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 30,9110 + 3,6E+02 + -258,9351 + 76,0463
= 203,5413 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Metanol :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 40,1520 + 97,2205 + -100,9166 + 44,8281
= 81,2841 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp NaOH :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 87,6390 + -0,1515 + -0,4454 + 0,0364
= 87,0785 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Air :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 92,0530 + -12,5113 + -20,6942 + 16,4195
= 75,2670 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Na_2CO_3 :

Cp = 28,9 Cal/mol.K
= 0,000120998 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Hidrogen :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³ + E × T⁴
= 25,3990 + 6,3187 + -3,7802 + 0,9790 + -0,0842
= 28,8323 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Phenyl Ethyl Alcohol :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 80,5950 + 321,1666 + -247,0205 + 80,6802
= 235,4213 Kj/Kmol.K

Maka entalpi Total untuk bahan masuk yaitu :

Nomor Arus	Senyawa	Mol Kmol/Jam	Cp Kj/Kmol.K	ΔT K	Q Kj/Jam
	SO	0,0127	203,5413	15	38,6772
	Metanol	902,5523	81,2841	15	1100447,63

Arus 10	NaOH	0,9894	87,0785	15	1292,3663
	H_2O	5,1771	75,2670	15	5844,9727
	Na_2CO_3	0,0076	0,000121	15	0,000014
	Hidrogen	2,5311	28,8323	15	1094,6534
	PEA	12,6554	235,4213	15	44690,3310
Total					1153408,63

B. Entalpi Bahan Keluar

Ketentuan :

1. Suhu Bahan Keluar = 30 °C = 303,15 K
2. Suhu Reference = 25 °C = 298,15 K

Arus 10

Perhitungan Cp Stirena Oksida :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 30,9110 + 3,4E+02 + -242,6617 + 68,9912
= 201,4066 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Metanol :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 40,1520 + 94,1159 + -94,5742 + 40,6692
= 80,3630 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp NaOH :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 87,6390 + -0,1466 + -0,4174 + 0,0330
= 87,1080 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Air :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 92,0530 + -12,1118 + -19,3936 + 14,8962
= 75,4438 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Na_2CO_3 :

Cp = 28,9 Cal/mol.K
= 0,000120998 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Hidrogen :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³ + E × T⁴
= 25,3990 + 6,1170 + -3,5427 + 0,8882 + -0,0740

= 28,7875 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Phenyl Ethyl Alcohol :

Cp = A + B × T + C × T^2 + D × T^3

= 80,5950 + 310,9106 + -231,4959 + 73,1952

= 233,2049 Kj/Kmol.K

Maka entalpi Total untuk bahan keluar yaitu :

Nomor Arus	Senyawa	Mol Kmol/Jam	Cp Kj/Kmol.K	ΔT K	Q Kj/Jam
Arus 11	Hidrogen	2,5311	28,7875	5	364,3178
Arus 12	SO	0,0127	201,4066	5	12,7572
	Metanol	902,5523	80,3630	5	362658,98
	NaOH	0,9894	87,1080	5	430,9345
	H_2O	5,1771	75,4438	5	1952,9010
	Na_2CO_3	0,0076	0,000121	5	0,000005
	PEA	12,6554	233,2049	5	14756,5278
Total					380176,42

C. Neraca Panas Total

Neraca panas :

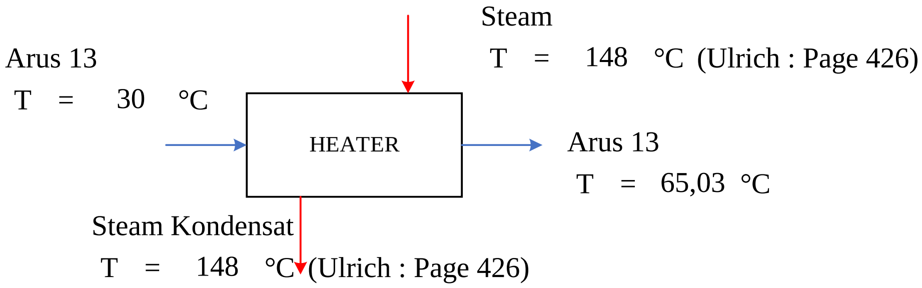
$$Q_{Input} = Q_{Output}$$
$$\Delta H_{Input} = \Delta H_{Output} + Q_{loss}$$
$$1153408,63 = 380176,42 + 773232,22$$
$$1153408,63 = 1153408,63$$

Neraca Panas Flash Drum (F-220)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Arus 10		**Arus 11**	
C_8H_8O	38,6772 kJ/Jam	H_2	364,3178 kJ/Jam
CH_3OH	1.100.447,633 kJ/Jam		
NaOH	1.292,3663 kJ/Jam	**Arus 12**	
Na_2CO_3	0,000014 kJ/Jam	C_8H_8O	12,7572 kJ/Jam
H_2O	5.844,9727 kJ/Jam	CH_3OH	362.658,9779 kJ/Jam
H_2	1.094,6534 kJ/Jam	NaOH	430,9345 kJ/Jam
$C_8H_{10}O$	44.690,331 kJ/Jam	Na_2CO_3	0,000005 kJ/Jam
		H_2O	1.952,901 kJ/Jam
		$C_8H_{10}O$	14.756,5278 kJ/Jam

		Q_{loss}	773.232,2175 kJ/Jam
Total	1.153.408,6336 kJ/Jam	**Total**	1.153.408,6336 kJ/Jam

6. Neraca Panas di sekitar Heater 2 (E-232)



Keterangan :

Arus 13 = Laju produk keluaran Tangki Penampung Sementara (F-230)

A. Entalpi Bahan Masuk

Ketentuan :

1. Suhu Bahan Masuk = 30 °C = 303,15 K
2. Suhu Reference = 25 °C = 298,15 K

Arus 13

Perhitungan Cp Stirena Oksida :

$Cp = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3$

$= 30,9110 + 3,4E+02 + -242,6617 + 68,9912$

$= 201,4066$ Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Metanol Liquid :

$Cp = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3$

$= 40,1520 + 94,1159 + -94,5742 + 40,6692$

$= 80,3630$ Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp NaOH :

$Cp = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3$

$= 87,6390 + -0,1466 + -0,4174 + 0,0330$

$= 87,1080$ Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Air :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³

= 92,0530 + -12,1118 + -19,3936 + 14,8962

= 75,4438 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Na_2CO_3 :

Cp = 28,9 Cal/mol.K

= 0,000121 Kj/Kmol.K

(Perry 7th edt : Table 2-151)

Perhitungan Cp Phenyl Ethyl Alcohol :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³

= 80,5950 + 310,9106 + -231,4959 + 73,1952

= 233,2049 Kj/Kmol.K

Maka entalpi Total untuk bahan masuk yaitu :

Nomor Arus	Senyawa	Mol Kmol/Jam	Cp Kj/Kmol.K	ΔT K	Q Kj/Jam
Arus 13	SO	0,0127	201,4066	5	12,76
	Metanol	902,5523	80,3630	5	362658,98
	NaOH	0,9894	87,1080	5	430,93
	H_2O	5,1771	75,4438	5	1952,90
	Na_2CO_3	0,0076	0,000121	5	0,0000046
	PEA	12,6554	233,204898	5	14756,53
Total					379812,098

B. Entalpi Bahan Keluar

Ketentuan :

1. Suhu Bahan Keluar = 65,03 °C = 338,18 K
2. Suhu Reference = 25 °C = 298,15 K

Arus 13

Perhitungan Cp Stirena Oksida :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³

= 30,9110 + 3,8E+02 + -301,9876 + 95,7801

= 208,6424 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Metanol Uap :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³ + E × T⁴

= 40,0460 + -12,9480 + 28,0532 + -8,3848 + 0,7836

= 47,5500 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp NaOH :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 87,6390 + -0,1636 + -0,5195 + 0,0459
= 87,0018 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Air :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³ + E × T⁴
= 92,0530 + -13,5114 + -24,1350 + 20,6803 + 0,0000
= 75,0869 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Na_2CO_3 :

Cp = 28,9 Cal/mol.K
= 0,000121 Kj/Kmol.K

(Perry 7th edt : Table 2-151)

Perhitungan Cp Phenyl Ethyl Alcohol :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 80,5950 + 346,8402 + -288,0919 + 101,6165
= 240,9598 Kj/Kmol.K

Maka entalpi Total untuk bahan keluar yaitu :

Nomor Arus	Senyawa	Mol Kmol/Jam	Cp Kj/Kmol.K	ΔT K	Q Kj/Jam
Arus 13	SO	0,0127	208,6424	40,0	105,81
	Metanol	902,5523	47,5500	40,0	1718061,22
	NaOH	0,9894	87,0018	40,0	3446,09
	H_2O	5,1771	75,0869	40,0	15562,04
	Na_2CO_3	0,0076	0,000121	40,0	0,0000369
	PEA	12,6554	240,959768	40,0	122077,80
Total					1859252,960

C. Q Supply dan Q Loss

Q_{Loss} Maks = 10%

(Ulrich : Page 432)

Asumsi Q_{loss} = 5% Q_{Supply}

Neraca energi total :

Q_{Input} = Q_{Output}
ΔH_{Input} + Q_{Supply} = ΔH_{Output} + Q_{loss}
379812,10 + Q_{Supply} = 1859252,96 + 5% Q_{Supply}
Q_{Supply} = 1557306,17 Kj/Jam

Q_{loss} = 77865,308 Kj/Jam

	ΔH_{Input}	+	Q_{Supply}	=	ΔH_{Output} +	Q_{loss}
379812,10	+	1557306,17	=	1859252,96	+	77865,31
		1937118,27	=	1937118,27		

D. Kebutuhan Steam

Digunakan steam sebagai pemanas dengan spesifikasi :

1. Jenis Pemanas = Saturated Steam
2. Tekanan = 4,5 bar = 4,442 atm
3. Suhu = 148 °C

(Ulrich : Page 426)

λ_{Steam} = 2.119,5 kJ/Kg

(Smith-Van Ness 8th edt : Table E.1)

$$M_{Steam} = \frac{Q_{Supply}}{\lambda_{Steam}}$$

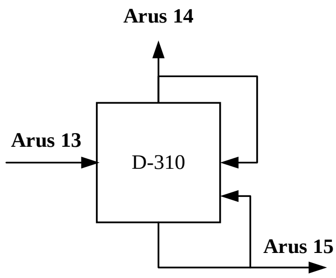
$$= \frac{1.557.306,17 \text{ kJ/Jam}}{2.119,5 \text{ kJ/Kg}}$$

= 734,752 Kg/Jam

Neraca Panas Heater 2 (E-232)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Arus 13 (T = 30 °C)		**Arus 13 (T = 65 °C)**	
C_8H_8O	12,7572 kJ/Jam	C_8H_8O	105,8106 kJ/Jam
CH_3OH	362.658,9779 kJ/Jam	CH_3OH	1.718.061,2211 kJ/Jam
NaOH	430,9345 kJ/Jam	NaOH	3.446,0948 kJ/Jam
H_2O	1.952,901 kJ/Jam	H_2O	15.562,0367 kJ/Jam
Na_2CO_3	0,0000046 kJ/Jam	Na_2CO_3	0,0000369 kJ/Jam
$C_8H_{10}O$	14.756,5278 kJ/Jam	$C_8H_{10}O$	122.077,7964 kJ/Jam
Q_{Supply}	1.557.306,1699 kJ/Jam	**Q_{loss}**	77.865,3085 kJ/Jam
Total	1.937.118,268 kJ/Jam	**Total**	1.937.118,268 kJ/Jam

7. Neraca Panas di sekitar Menara Distilasi 1 (D-310)



Keterangan :

Arus 13 = Laju produk keluaran Tangki Penampung Sementara (F-230)
Arus 14 = Laju produk overhead Menara Distilasi 1 (D-310)
Arus 15 = Laju produk bottom Menara Distilasi 1 (D-310)

1. Kondisi Operasi Kolom Distilasi

Ketentuan :

1. Tekanan Operasi = 1,0 atm = 760,0 mmHg

Persamaan tekanan uap murni komponen i :

$$\log_{10} P_i = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + D\,T + E\,T^2$$

(Yaws : eq 7-1)

Persamaan Konstanta kesetimbangan komponen i :

$$K_i = \frac{P_i}{P_t}$$

Trial y_i digunakan persamaan :

$$\sum y_i = \sum K_i x_i = 1$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 11.7-5)

Trial x_i digunakan persamaan :

$$\sum x_i = \sum \frac{y_i}{K_i} = 1$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 11.7-7)

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_{i\ \text{Heavy Key}}}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 11.7-4)

Keterangan :

K_i = Konstanta kesetimbangan komponen i
P_i = Tekanan uap murni komponen i (mmHg)
P_t = Tekanan operasi kolom (mmHg)

A. Komposisi Awal

Komposisi feed, distilat, dan bottom :

Komp	Feed		Distilat		Bottom	
	Kmol	x_f	Kmol	y_d	Kmol	x_w
CH_3OH	902,55	0,97955	893,53	0,998	9,03	0,3435
H_2O	5,18	0,00562	1,59	0,002	3,59	0,1365
NaOH	0,99	0,00107	0,00	0	0,99	0,0377
Na_2CO_3	0,01	0,00001	0,00	0	0,01	0,0003
C_8H_8O	0,01	0,00001	0,00	0	0,01	0,0005
$C_8H_{10}O$	12,66	0,01374	0,00	0	12,66	0,4816
Total	921,39	1	895,1176	1	26,27694	1

B. Suhu Feed

Bubble point :

Trial T = 338,1828 K = 65,03 °C

Komp	x_f	P_i	K_i	α_i	$\alpha_i\ x_d$	y_i
CH_3OH	0,9796	774,753	1,0194	4,1203	4,0361	0,998565
H_2O	0,0056	188,032	0,2474	1,0000	0,0056	0,00139
NaOH	0,0011	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0
Na_2CO_3	0,00001	0,000	0,0000	0,0000	0,0000	0
C_8H_8O	0,00001	5,015	0,0066	0,0267	0,0000	9,07E-08
$C_8H_{10}O$	0,0137	1,503	0,0020	0,0080	0,0001	2,72E-05
Total	1,000				4,042	1,000

C. Suhu Distilat

Dew point :

Trial T = 337,8341 K = 64,68 °C

Komp	y_d	P_i	K_i	α_i	y_d / α_i	x_i
CH_3OH	0,998	764,211	1,0055	4,1281	0,2418	0,9927
H_2O	0,002	185,122	0,2436	1,0000	0,0018	0,0073
NaOH	0,000	1,000	0,0013	0,0054	0,0000	0
Na_2CO_3	0,000	1,000	0,0013	0,0054	0,0000	0
C_8H_8O	0,000	4,920	0,0065	0,0266	0,0000	0
$C_8H_{10}O$	0,000	1,471	0,0019	0,0079	0,0000	0
Total	1,000				0,244	1,000

Bubble point :

Trial T = 337,7225 K = 64,57 °C

Komp	x_d	P_i	K_i	α_i	$\alpha_i\ x_d$	y_i
CH_3OH	0,998	760,862	1,0011	4,1307	4,1233	0,9994

H_2O	0,002	184,199	0,2424	1,0000	0,0018	0,0004
NaOH	0,000	1,000	0,0013	0,0054	0,0000	0,0000
Na_2CO_3	0,000	1,000	0,0013	0,0054	0,0000	0,0000
C_8H_8O	0,000	4,890	0,0064	0,0266	0,0000	0,0000
$C_8H_{10}O$	0,000	1,461	0,0019	0,0079	0,0000	0,0000
Total	1,000				4,125	1,000

D. Suhu Bottom

Dew point :

Trial T = 380,6353 K = 107,49 °C

Komp	y_w	P_i	K_i	α_i	y_w / α_i	x_i
CH_3OH	0,343	3331,1	4,3831	3,3782	0,0082	0,0784
H_2O	0,136	986,1	1,2975	1,0000	0,0096	0,1052
NaOH	0,038	0,000	0,0000	0,0000	0,0291	0,0000
Na_2CO_3	0,0003	0,000	0,0000	0,0000	0,0291	0,0000
C_8H_8O	0,0005	37,366	0,0492	0,0379	0,0007	0,0098
$C_8H_{10}O$	0,482	14,954	0,0197	0,0152	0,0445	0,8066
Total	1,000				0,121	1,000

Bubble point :

Trial T = 364,261 K = 91,11 °C

Komp	x_w	P_i	K_i	α_i	$\alpha_i\ x_w$	y_i
CH_3OH	0,343	1985,43	2,6124	3,6207	1,2436	0,8973
H_2O	0,136	548,35	0,7215	1,0000	0,1365	0,0985
NaOH	0,038	1,000	0,0013	0,0018	0,0001	0,0000
Na_2CO_3	0,0003	1,000	0,0013	0,0018	0,0000	0,0000
C_8H_8O	0,000	18,400	0,0242	0,0336	0,0000	0,0000
$C_8H_{10}O$	0,482	6,628	0,0087	0,0121	0,0058	0,0042
Total	1,000				1,386	1,000

2. Laju Mol Aliran Uap dan Liquid

Ketentuan :

1. Reflux Operasi = 0,164667

A. Aliran Uap Masuk Kondensor (V_m)

Persamaan yang digunakan :

$V_m = (R_{operasi} + 1) \times D$

Komp	Kmol	y_d	V_m	$V_m \times y_d$
CH_3OH	893,53	0,998		1040,661

H_2O	1,59	0,002	1042,514	1,853
NaOH	0,00	0,000		0,000
Na_2CO_3	0,00	0,000		0,000
C_8H_8O	0,00	0,000		0,000
$C_8H_{10}O$	0,00	0,000		0,000
Total	895,12	1		1042,514

B. Aliran Liquid Keluar Kondensor yang di Reflux (L_n)

Persamaan yang digunakan :

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

$$L_n = R_{operasi} \times D$$

Komp	Kmol	y_d	L_n	$L_n \times y_d$
CH_3OH	893,53	0,998	147,396	147,134
H_2O	1,59	0,002		0,262
NaOH	0,00	0,000		0,000
Na_2CO_3	0,00	0,000		0,000
C_8H_8O	0,00	0,000		0,000
$C_8H_{10}O$	0,00	0,000		0,000
Total	895,12	1		147,3964

C. Aliran Liquid Masuk Reboiler (L_m)

Persamaan yang digunakan :

$$L_m = L_n + q \times F$$

Komp	Kmol	x_f	L_m	$L_m \times x_f$
CH_3OH	902,55	0,980	1068,791	1046,935
H_2O	5,18	0,006		6,005
NaOH	0,99	0,001		1,148
Na_2CO_3	0,01	0,000		0,009
C_8H_8O	0,01	0,000		0,015
$C_8H_{10}O$	12,66	0,014		14,680
Total	921,39	1		1068,791

D. Aliran Uap Keluar Reboiler (V_n)

Persamaan yang digunakan :

$$V_n = V_m + (1 - q)\ F$$

Komp	Kmol	x_f	V_n	$V_n \times x_f$
CH_3OH	902,55	0,980	1042,514	1021,195
H_2O	5,18	0,006		5,858
NaOH	0,99	0,001		1,119
Na_2CO_3	0,01	0,000		0,009
C_8H_8O	0,01	0,000		0,014
$C_8H_{10}O$	12,66	0,014		14,319
Total	921,39	1		1042,514

3. Perhitungan Neraca Panas

A. Panas yang Dibawa Uap Masuk Kondensor (ΔH_v)

Persamaan yang digunakan :

$$H_{Vap} = A\,(1 - T/T_c)^n$$

(Yaws : Page 109)

T pada dew point Distilat = 337,8341 K = 64,68 °C

Komp	Kmol	H_{Vap} (kJ/Kmol)	ΔH_v (Kj/Jam)
CH_3OH	1040,66	35140,46	36569311,61
H_2O	1,85	41070,27	76093,86
NaOH	0,00	268210,01	0
Na_2CO_3	0,00	0,00	0
C_8H_8O	0,00	51860,63	0
$C_8H_{10}O$	0,00	59002,92	0
Total	1042,51		36645405,47

B. Panas yang Dibawa Liquid Sebagai Reflux (ΔH_L)

Ketentuan :

1. T pada bubble point Distilat = 337,7225 K = 64,57 °C
2. T Reference = 298,15 K = 25 °C

Komp	Mol Kmol/Jam	Cp Kj/Kmol.K	ΔT K	Q Kj/Jam
CH_3OH	147,13	83,8565	39,6	488252,3179
H_2O	0,26	75,0866	39,6	778,3640
NaOH	0,00	87,0033	39,6	0,0000
Na_2CO_3	0,00	0,0001	39,6	0,0000
C_8H_8O	0,00	208,5507	39,6	0,0000
$C_8H_{10}O$	0,00	240,8570	39,6	0,0000
Total	147,40			489030,68

C. Panas Feed Masuk ke Kolom Distilasi (ΔH_f)

Ketentuan :

1. T bubble feed masuk = 338,1828 K = 65,03 °C

Komp	Q Kj/Jam
CH_3OH	1718061,2211
H_2O	15562,0367
NaOH	3446,0948
Na_2CO_3	0,00004
C_8H_8O	105,8106
$C_8H_{10}O$	122077,7964
Total	1859252,9596

D. Panas Liquid Keluar Kondensor (ΔH_d)

Ketentuan :

1. T pada bubble point Distilat = 337,7225 K = 64,57 °C
2. T Reference = 298,15 K = 25 °C

Komp	Mol Kmol/Jam	Cp Kj/Kmol.K	ΔT K	Q Kj/Jam
CH_3OH	893,53	83,8565	39,6	2965087,63
H_2O	1,59	75,0866	39,6	4726,8950
NaOH	0,00	87,0033	39,6	0,0000
Na_2CO_3	0,00	0,0001	39,6	0,0000
C_8H_8O	0,00	208,5507	39,6	0,0000
$C_8H_{10}O$	0,00	240,8570	39,6	0,0000
Total	895,12			2969814,53

E. Panas Liquid Keluar Reboiler (ΔH_b)

Ketentuan :

1. T pada bubble point Bottom = 364,261 K = 91,11 °C
2. T Reference = 298,15 K = 25 °C

Komp	Mol Kmol/Jam	Cp Kj/Kmol.K	ΔT K	Q Kj/Jam
CH_3OH	9,03	49,2229	66,1	29370,62
H_2O	3,59	75,3418	66,1	17863,0062
NaOH	0,99	49,7804	66,1	3256,2307
Na_2CO_3	0,01	0,0001	66,1	0,0001

C_8H_8O	0,01	213,7892	66,1	179,0485
$C_8H_{10}O$	12,66	246,9285	66,1	206595,8338
Total	26,28	[redacted]		257264,74

4. Kondensor

A. Beban Kondensor (Q_c)

$Q_c = \Delta H_v - (\Delta H_L + \Delta H_d)$

$Q_c = 36645405,47 - (489030,68 + 2969814,53)$

$Q_c =$ 33.186.560,262 kJ/Jam

B. Kebutuhan Air Pendingin

Digunakan air sebagai pendingin dengan spesifikasi :

1. $T_{Cooling\ Supply}$ = 30 °C = 303,15 K
2. $T_{Cooling\ Return}$ = 50 °C = 323,15 K
3. Cp_{Air} = 75,4438 Kj/Kmol.K

$$Q_{Supply} = M_{Cooling} \times Cp_{Air} \times \Delta T$$

$$M_{Cooling} = \frac{Q_{Supply}}{Cp_{Air} \times \Delta T}$$

$$M_{Cooling} = \frac{33186560,262}{75,4438 \times 20,00}$$

$M_{Cooling} =$ 21.994,23 Kg/Jam

5. Reboiler

A. Beban Reboiler (Q_s)

Q_{Loss} Maks = 10%

(Ulrich : Page 432)

Asumsi Q_{loss} = 5% Q_{Supply}

Neraca energi total :

$$Q_{Input} = Q_{Output}$$

$$\Delta H_f + Q_{Supply} = \Delta H_b + \Delta H_d + Q_c + Q_{loss}$$

$$1859252,96 + Q_{Supply} = 36413639,53 + 5\% \; Q_{Supply}$$

Q_{Supply} = 36373038,50 Kj/Jam

Q_{loss} = 1818651,925 Kj/Jam

$$\Delta H_{Input} + Q_{Supply} = \Delta H_{Output} + Q_{loss}$$

$$1859252,96 + 36373038,50 = 36413639,53 + 1818651,92$$

$$38232291,46 = 38232291,46$$

B. Kebutuhan Steam

Digunakan steam sebagai pemanas dengan spesifikasi :

1. Jenis Pemanas = Saturated Steam
2. Tekanan = 4,5 bar = 4,442 atm
3. Suhu = 148 °C

(Ulrich : Page 426)

λ_{Steam} = 2.119,5 kJ/Kg

(Smith-Van Ness 8th edt : Table E.1)

$$M_{Steam} = \frac{Q_{Supply}}{\lambda_{Steam}}$$

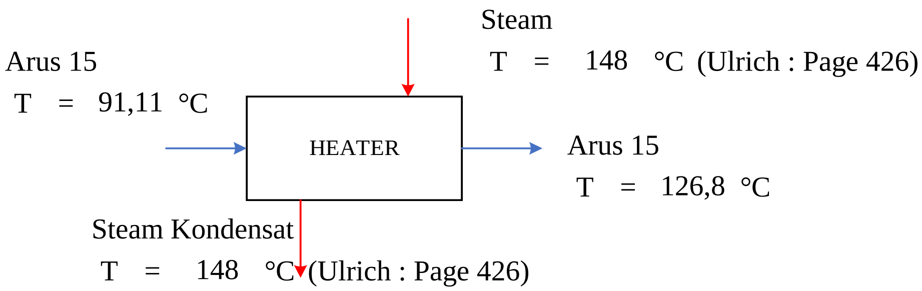
$$= \frac{36.373.038,5 \text{ kJ/Jam}}{2.119,5 \text{ kJ/Kg}}$$

$$= 17.161,1411 \text{ Kg/Jam}$$

Neraca Panas Menara Distilasi 1 (D-310)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
ΔH_f		**ΔH_d**	
CH_3OH	1.718.061,22 kJ/Jam	CH_3OH	2.965.087,632 kJ/Jam
H_2O	15.562,04 kJ/Jam	H_2O	4.726,895 kJ/Jam
NaOH	3.446,09 kJ/Jam		
Na_2CO_3	0,00004 kJ/Jam	**ΔH_b**	
C_8H_8O	105,81 kJ/Jam	CH_3OH	29.370,625 kJ/Jam
$C_8H_{10}O$	122.077,8 kJ/Jam	H_2O	17.863,006 kJ/Jam
		NaOH	3.256,231 kJ/Jam
Q_{Supply}	36.373.038,5 kJ/Jam	Na_2CO_3	0,00006 kJ/Jam
		C_8H_8O	179,048 kJ/Jam
		$C_8H_{10}O$	206.595,834 kJ/Jam
		Q_c	33.186.560,262 kJ/Jam
		Q_{loss}	1.818.651,925 kJ/Jam
Total	38.232.291,458 kJ/Jam	**Total**	38.232.291,4583 kJ/Jam

8. Neraca Panas di sekitar Heater 3 (E-313)



Keterangan :

Arus 15 = Laju produk bottom Menara Distilasi 1 (D-310)

A. Entalpi Bahan Masuk

Ketentuan :

1. Suhu Bahan Masuk = 91,11 °C = 364,26 K
2. Suhu Reference = 25 °C = 298,15 K

Arus 15

Perhitungan Cp Stirena Oksida :

$Cp = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3$

$= 30{,}9110 + 4{,}1E{+}02 + -350{,}3576 + 119{,}6903$

$= 213{,}7892$ Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Metanol Uap :

$Cp = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3 + E \times T^4$

$= 40{,}0460 + -13{,}9465 + 32{,}5466 + -10{,}4780 + 1{,}0547$

$= 49{,}2229$ Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp NaOH Liquid :

$Cp = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3$

$= 87{,}6390 + -0{,}1762 + -0{,}6027 + 0{,}0573$

$= 86{,}9175$ Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Air Liquid :

$Cp = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3$

$= 92{,}0530 + -14{,}5533 + -28{,}0007 + 25{,}8428$

$= 75{,}3418$ Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Na_2CO_3 :

Cp = 28,9 Cal/mol.K

= 0,000121 Kj/Kmol.K

(Perry 7th edt : Table 2-151)

Perhitungan Cp Phenyl Ethyl Alcohol :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³

= 80,5950 + 373,5861 + -334,2363 + 126,9836

= 246,9285 Kj/Kmol.K

Maka entalpi Total untuk bahan masuk yaitu :

Nomor Arus	Senyawa	Mol Kmol/Jam	Cp Kj/Kmol.K	ΔT K	Q Kj/Jam
Arus 15	SO	0,0127	213,7892	66	179,05
	Metanol	9,0255	49,2229	66	29370,62
	NaOH	0,9894	86,9175	66	5685,44
	H_2O	3,5863	75,3418	66	17863,01
	Na_2CO_3	0,0076	0,000121	66	0,0000610
	PEA	12,6554	246,928478	66	206595,83
Total					259693,954

B. Entalpi Bahan Keluar

Ketentuan :

1. Suhu Bahan Keluar = 126,81 °C = 399,96 K
2. Suhu Reference = 25,00 °C = 298,15 K

Arus 15

Perhitungan Cp Stirena Oksida :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³

= 30,9110 + 4,5E+02 + -422,4021 + 158,4458

= 221,0328 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Metanol Uap :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³ + E × T⁴

= 40,0460 + -15,3134 + 39,2392 + -13,8707 + 1,5331

= 51,6342 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp NaOH Uap :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³ + E × T⁴

= 22,2460 + 56,9308 + -38,8152 + 11,5514 + -1,2290

= 50,6839 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Air Uap :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³ + E × T⁴

= 33,9330 + -3,3671 + 4,7841 + -1,1405 + 0,0945

= 34,3040 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Na_2CO_3 :

Cp = 28,9 Cal/mol.K

= 0,000121 Kj/Kmol.K

(Perry 7th edt : Table 2-151)

Perhitungan Cp Phenyl Ethyl Alcohol :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³

= 80,5950 + 410,2022 + -402,9657 + 168,1007

= 255,9322 Kj/Kmol.K

Maka entalpi Total untuk bahan keluar yaitu :

Nomor Arus	Senyawa	Mol Kmol/Jam	Cp Kj/Kmol.K	ΔT K	Q Kj/Jam
Arus 15	SO	0,0127	221,0328	101,8	285,08
	Metanol	9,0255	51,6342	101,8	47447,49
	NaOH	0,9894	50,6839	101,8	5105,72
	H_2O	3,5863	34,3040	101,8	12525,44
	Na_2CO_3	0,0076	0,000121	101,8	0,0000939
	PEA	12,6554	255,932188	101,8	329765,47
Total					395129,199

C. Q Supply dan Q Loss

Q_{Loss} Maks = 10%

(Ulrich : Page 432)

Asumsi Q_{loss} = 5% Q_{Supply}

Neraca energi total :

Q_{Input} = Q_{Output}

ΔH_{Input} + Q_{Supply} = ΔH_{Output} + Q_{loss}

259693,95 + Q_{Supply} = 395129,20 + 5% Q_{Supply}

Q_{Supply} = 142563,42 Kj/Jam

Q_{loss} = 7128,171 Kj/Jam

ΔH_{Input} + Q_{Supply} = ΔH_{Output} + Q_{loss}

259693,95 + 142563,42 = 395129,20 + 7128,17

402257,37 = 402257,37

D. Kebutuhan Steam

Digunakan steam sebagai pemanas dengan spesifikasi :

1. Jenis Pemanas = Saturated Steam
2. Tekanan = 4,5 bar = 4,442 atm
3. Suhu = 148 °C

(Ulrich : Page 426)

λ_{Steam} = 2.119,5 kJ/Kg

(Smith-Van Ness 8th edt : Table E.1)

$$M_{Steam} = \frac{Q_{Supply}}{\lambda_{Steam}}$$

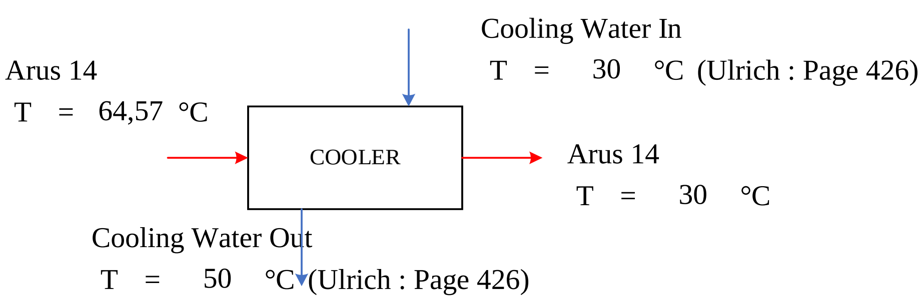
$$= \frac{142.563,42 \text{ kJ/Jam}}{2.119,5 \text{ kJ/Kg}}$$

$$= 67,263 \text{ Kg/Jam}$$

Neraca Panas Heater 3 (E-313)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Arus 15 (T = 91,1 °C)		**Arus 15 (T = 126,8 °C)**	
C_8H_8O	179,0485 kJ/Jam	C_8H_8O	285,0831 kJ/Jam
CH_3OH	29.370,625 kJ/Jam	CH_3OH	47.447,4903 kJ/Jam
NaOH	5.685,4403 kJ/Jam	NaOH	5.105,7165 kJ/Jam
H_2O	17.863,0062 kJ/Jam	H_2O	12.525,4439 kJ/Jam
Na_2CO_3	0,000061 kJ/Jam	Na_2CO_3	0,0000939 kJ/Jam
$C_8H_{10}O$	206.595,8338 kJ/Jam	$C_8H_{10}O$	329.765,4656 kJ/Jam
$\mathbf{Q_{Supply}}$	142.563,4165 kJ/Jam	$\mathbf{Q_{loss}}$	7.128,1708 kJ/Jam
Total	402.257,37 kJ/Jam	**Total**	402.257,37 kJ/Jam

9. Neraca Panas di sekitar Cooler 1 (E-317)



Keterangan :

Arus 14 = Laju produk overhead Menara Distilasi 1 (D-310)

A. Entalpi Bahan Masuk

Ketentuan :

1. Suhu Bahan Masuk = 64,57 °C = 337,72 K
2. Suhu Reference = 25 °C = 298,15 K

Arus 14

Perhitungan Cp Metanol :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 40,1520 + 104,8493 + -117,3755 + 56,2307
= 83,8565 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Air :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 92,0530 + -13,4930 + -24,0693 + 20,5960
= 75,0866 Kj/Kmol.K

Maka entalpi Total untuk bahan masuk yaitu :

Nomor Arus	Senyawa	Mol Kmol/Jam	Cp Kj/Kmol.K	ΔT K	Q Kj/Jam
Arus 14	Metanol	893,5268	83,8565	39,6	2965087,63
	H_2O	1,5908	75,0866	39,6	4726,89
Total					2969814,527

B. Entalpi Bahan Keluar

Ketentuan :

1. Suhu Bahan Keluar = 30,00 °C = 303,15 K
2. Suhu Reference = 25,00 °C = 298,15 K

Arus 14

Perhitungan Cp Metanol :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 40,1520 + 94,1159 + -94,5742 + 40,6692
= 80,3630 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Air :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 92,053 + -1,2E+01 + -1,9E+01 + 14,8962
= 75,4438 Kj/Kmol.K

Maka entalpi Total untuk bahan keluar yaitu :

Nomor Arus	Senyawa	Mol Kmol/Jam	Cp Kj/Kmol.K	ΔT K	Q Kj/Jam
Arus 14	Metanol	893,5268	80,3630	5,0	359032,39
	H_2O	1,5908	75,4438	5,0	600,09
Total					359632,474

C. Q Serap dan Q Lepas

Q_{Serap} Maks = 10%

(Ulrich : Page 432)

Asumsi Q_{Serap} = 5% Q_{Lepas}

Neraca energi total :

$$Q_{Input} = Q_{Output}$$
$$\Delta H_{Input} + Q_{Serap} = \Delta H_{Output} + Q_{Lepas}$$
$$2969814{,}53 + 5\%\ Q_{Lepas} = 359632{,}47 + Q_{Lepas}$$
$$Q_{Lepas} = 2747560{,}06 \text{ Kj/Jam}$$
$$Q_{Serap} = 137378{,}003 \text{ Kj/Jam}$$

$$\Delta H_{Input} + Q_{Serap} = \Delta H_{Output} + Q_{Lepas}$$
$$2969814{,}53 + 137378{,}00 = 359632{,}47 + 2747560{,}06$$
$$3107192{,}53 = 3107192{,}53$$

D. Kebutuhan Air Pendingin

Digunakan air sebagai pendingin dengan spesifikasi :

1. $T_{Cooling\ Supply}$ = 30 °C = 303,15 K
2. $T_{Cooling\ Return}$ = 50 °C = 323,15 K
3. Cp_{Air} = 75,4438 Kj/Kmol.K

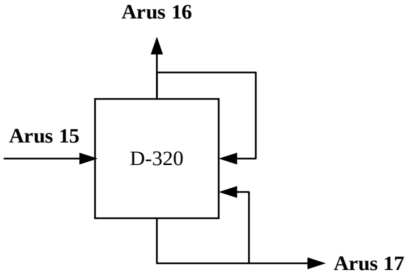
$$Q_{Serap} = M_{Cooling} \times Cp_{Air} \times \Delta T$$
$$M_{Cooling} = \frac{Q_{Supply}}{Cp_{Air} \times \Delta T}$$
$$M_{Cooling} = \frac{2747560{,}055}{75{,}4438 \times 20{,}00}$$
$$M_{Cooling} = 1.820{,}9321 \text{ Kg/Jam}$$

Neraca Panas Cooler 1 (E-317)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Arus 14 (T = 64,6 °C)		**Arus 14 (T = 30 °C)**	
CH_3OH	2.965.087,6319 kJ/Jam	CH_3OH	359.032,3881 kJ/Jam

H_2O	4.726,895 kJ/Jam	H_2O	600,0863 kJ/Jam
Q_{Serap}	137.378,0028 kJ/Jam	**Q_{Lepas}**	2.747.560,0553 kJ/Jam
Total	3.107.192,53 kJ/Jam	**Total**	3.107.192,53 kJ/Jam

10. Neraca Panas di sekitar Menara Distilasi 2 (D-320)



Keterangan :

Arus 15 = Laju produk bottom Menara Distilasi 1 (D-310)
Arus 16 = Laju produk overhead Menara Distilasi 2 (D-320)
Arus 17 = Laju produk bottom Menara Distilasi 2 (D-320)

1. Kondisi Operasi Kolom Distilasi

Ketentuan :

1. Tekanan Operasi = 1,0 atm = 760,0 mmHg

Persamaan tekanan uap murni komponen i :

$$\log_{10} P_i = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + D\,T + E\,T^2$$

(Yaws : eq 7-1)

Persamaan Konstanta kesetimbangan komponen i :

$$K_i = \frac{P_i}{P_t}$$

Trial y_i digunakan persamaan :

$$\sum y_i = \sum K_i x_i = 1$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 11.7-5)

Trial x_i digunakan persamaan :

$$\sum x_i = \sum \frac{y_i}{K_i} = 1$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 11.7-7)

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_{i\ Heavy\ Key}}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 11.7-4)

Keterangan :

K_i = Konstanta kesetimbangan komponen i

P_i = Tekanan uap murni komponen i (mmHg)

P_t = Tekanan operasi kolom (mmHg)

A. Komposisi Awal

Komposisi feed, distilat, dan bottom :

Komp	Feed		Distilat		Bottom	
	Kmol	x_f	Kmol	y_d	Kmol	x_w
CH_3OH	9,03	0,34348	9,03	0,668	0,0000	0,0000
H_2O	3,59	0,13648	3,23	0,239	0,3586	0,0281
NaOH	0,99	0,03765	0,99	0	0,0000	0,0000
Na_2CO_3	0,01	0,00029	0,01	0	0,0000	0,0000
C_8H_8O	0,01	0,00048	0,01	0	0,0025	0,0002
$C_8H_{10}O$	12,66	0,48162	0,25	0	12,40	0,9717
Total	26,28	1	13,51347	1	12,76347	1

B. Suhu Feed

Bubble point :

Trial T = 399,9631 K = 126,81 °C

Komp	x_f	P_i	K_i	α_i	$\alpha_i\ x_d$	y_i
CH_3OH	0,34348	5779,660	7,6048	73,2118	25,1466	0,6342
H_2O	0,13648	1837,756	2,4181	23,2791	3,1771	0,3300
NaOH	0,03765	266,8606	0,3511	3,3804	0,1273	0,0132
Na_2CO_3	0,00029	38,7508	0,0510	0,4909	0,0001	0,0000
C_8H_8O	0,00048	78,944	0,1039	1,0000	0,0005	0,0001
$C_8H_{10}O$	0,48162	35,432	0,0466	0,4488	0,2162	0,0225
Total	1,000				28,668	1,000

C. Suhu Distilat

Dew point :

Trial T = 394,3857 K = 121,24 °C

Komp	y_d	P_i	K_i	α_i	y_d / α_i	x_i
CH_3OH	0,668	4959,868	6,5261	77,2691	0,0086	0,3009
H_2O	0,239	1546,536	2,0349	24,0933	0,0099	0,1174
NaOH	0,073	224,5725	0,2955	3,4986	0,0209	0,0496
Na_2CO_3	0,001	32,6102	0,0429	0,5080	0,0011	0,0131

C_8H_8O	0,001	64,190	0,0845	1,0000	0,0007	0,0089
$C_8H_{10}O$	0,019	27,901	0,0367	0,4347	0,0431	0,5102
Total	1,000				0,084	1,000

Bubble point :

Trial T = 390,9631 K = 117,81 °C

Komp	x_d	P_i	K_i	α_i	$\alpha_i\ x_d$	y_i
CH_3OH	0,668	4504,878	5,9275	79,9597	53,4043	0,5439
H_2O	0,239	1387,316	1,8254	24,6243	5,8814	0,4360
NaOH	0,073	201,4521	0,2651	3,5757	0,2618	0,0194
Na_2CO_3	0,001	29,2529	0,0385	0,5192	0,0003	0,0000
C_8H_8O	0,001	56,339	0,0741	1,0000	0,0007	0,0001
$C_8H_{10}O$	0,019	24,002	0,0316	0,4260	0,0080	0,0006
Total	1,000				59,557	1,000

D. Suhu Bottom

Dew point :

Trial T = 491,0364 K = 217,89 °C

Komp	y_w	P_i	K_i	α_i	y_w / α_i	x_i
CH_3OH	0,000	42140,93	55,4486	39,0215	0,0000	0,0000
H_2O	0,028	16676,73	21,9431	15,4423	0,0018	0,0013
NaOH	0,000	0,000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na_2CO_3	0,0000	0,000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C_8H_8O	0,0002	1079,941	1,4210	1,0000	0,0002	0,0001
$C_8H_{10}O$	0,972	739,458	0,9730	0,6847	1,4191	0,9987
Total	1,000				1,421	1,000

Bubble point :

Trial T = 472,8372 K = 199,69 °C

Komp	x_w	P_i	K_i	α_i	$\alpha_i\ x_w$	y_i
CH_3OH	0,000	30131,77	39,6471	42,9003	0,0000	0,0000
H_2O	0,028	11563,56	15,2152	16,4637	0,4626	0,4275
NaOH	0,000	0,000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na_2CO_3	0,0000	0,000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C_8H_8O	0,000	702,367	0,9242	1,0000	0,0002	0,0002
$C_8H_{10}O$	0,972	447,832	0,5893	0,6376	0,6196	0,5726
Total	1,000				1,082	1,000

2. Laju Mol Aliran Uap dan Liquid

Ketentuan :

1. Reflux Operasi = 0,302871

A. Aliran Uap Masuk Kondensor (V_m)

Persamaan yang digunakan :

$V_m = (R_{operasi} + 1) \times D$

Komp	Kmol	y_d	V_m	$V_m \times y_d$
CH_3OH	9,03	0,668	17,606	11,759
H_2O	3,23	0,239		4,205
NaOH	0,99	0,073		1,289
Na_2CO_3	0,01	0,001		0,010
C_8H_8O	0,01	0,001		0,013
$C_8H_{10}O$	0,25	0,019		0,330
Total	13,51	1		17,6063

B. Aliran Liquid Keluar Kondensor yang di Reflux (L_n)

Persamaan yang digunakan :

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

$L_n = R_{operasi} \times D$

Komp	Kmol	y_d	L_n	$L_n \times y_d$
CH_3OH	9,03	0,668	4,093	2,734
H_2O	3,23	0,239		0,978
NaOH	0,99	0,073		0,300
Na_2CO_3	0,01	0,001		0,002
C_8H_8O	0,01	0,001		0,003
$C_8H_{10}O$	0,25	0,019		0,077
Total	13,51	1		4,092831

C. Aliran Liquid Masuk Reboiler (L_m)

Persamaan yang digunakan :

$L_m = L_n + q \times F$

Komp	Kmol	x_f	L_m	$L_m \times x_f$
CH_3OH	9,03	0,343	30,370	10,431
H_2O	3,59	0,136		4,145
NaOH	0,99	0,038		1,144

Na_2CO_3	0,01	0,000	30,370	0,009
C_8H_8O	0,01	0,000		0,015
$C_8H_{10}O$	12,66	0,482		14,627
Total	26,28	1		30,36977

D. Aliran Uap Keluar Reboiler (V_n)

Persamaan yang digunakan :

$V_n = V_m + (1 - q) F$

Komp	Kmol	x_f	V_n	$V_n \times x_f$
CH_3OH	9,03	0,343	17,606	6,047
H_2O	3,59	0,136		2,403
NaOH	0,99	0,038		0,663
Na_2CO_3	0,01	0,000		0,005
C_8H_8O	0,01	0,000		0,008
$C_8H_{10}O$	12,66	0,482		8,479
Total	26,28	1		17,6063

3. Perhitungan Neraca Panas

A. Panas yang Dibawa Uap Masuk Kondensor (ΔH_v)

Persamaan yang digunakan :

$H_{Vap} = A (1 - T/T_c)^n$

(Yaws : Page 109)

T pada dew point Distilat = 394,3857 K = 121,24 °C

Komp	Kmol	H_{Vap} (kJ/Kmol)	ΔH_v (Kj/Jam)
CH_3OH	11,76	30324,17	356584,5527
H_2O	4,21	38492,69	161870,17
NaOH	1,29	265871,35	342733,0971
Na_2CO_3	0,01	0,00	0
C_8H_8O	0,01	49009,98	647,1229899
$C_8H_{10}O$	0,33	56439,72	18611,98259
Total	17,61		880446,9297

B. Panas yang Dibawa Liquid Sebagai Reflux (ΔH_L)

Ketentuan :

1. T pada bubble point Distilat = 390,9631 K = 117,81 °C
2. T Reference = 298,15 K = 25 °C

Komp	Mol Kmol/Jam	Cp Kj/Kmol.K	ΔT K	Q Kj/Jam
CH_3OH	2,73	51,0147	92,8	12942,9824
H_2O	0,98	34,2339	92,8	3106,0633
NaOH	0,30	50,4746	92,8	1403,8549
Na_2CO_3	0,00	0,0001	92,8	0,0000
C_8H_8O	0,00	219,1539	92,8	62,4333
$C_8H_{10}O$	0,08	253,5385	92,8	1803,9179
Total	4,09	[redacted]		19319,25

C. Panas Feed Masuk ke Kolom Distilasi (ΔH_f)

Ketentuan :

1. T bubble feed masuk = 399,9631 K = 126,81 °C

Komp	Q Kj/Jam
CH_3OH	47447,4903
H_2O	12525,4439
NaOH	5105,7165
Na_2CO_3	0,00009
C_8H_8O	285,0831
$C_8H_{10}O$	329765,4656
Total	395129,1995

D. Panas Liquid Keluar Kondensor (ΔH_d)

Ketentuan :

1. T pada bubble point Distilat = 390,9631 K = 117,81 °C
2. T Reference = 298,15 K = 25 °C

Komp	Mol Kmol/Jam	Cp Kj/Kmol.K	ΔT K	Q Kj/Jam
CH_3OH	9,03	51,0147	92,8	42734,38
H_2O	3,23	34,2339	92,8	10255,4165
NaOH	0,99	50,4746	92,8	4635,1653
Na_2CO_3	0,01	0,0001	92,8	0,0001
C_8H_8O	0,01	219,1539	92,8	206,1387
$C_8H_{10}O$	0,25	253,5385	92,8	5956,0696
Total	13,51	[redacted]		63787,17

E. Panas Liquid Keluar Reboiler (ΔH_b)

Ketentuan :

1. T pada bubble point Bottom = 472,8372 K = 199,69 °C
2. T Reference = 298,15 K = 25 °C

Komp	Mol Kmol/Jam	Cp Kj/Kmol.K	ΔT K	Q Kj/Jam
CH_3OH	0,00	56,8599	174,7	0,00
H_2O	0,36	34,9389	174,7	2188,8429
NaOH	0,00	51,9865	174,7	0,0000
Na_2CO_3	0,00	0,0001	174,7	0,0000
C_8H_8O	0,00	239,1648	174,7	105,8521
$C_8H_{10}O$	12,40	280,0953	174,7	606833,2110
Total	12,76	[redacted]		609127,91

4. Kondensor

A. Beban Kondensor (Q_c)

$Q_c = \Delta H_v - (\Delta H_L + \Delta H_d)$

$Q_c = 880446{,}9297 - (19319{,}25 + 63787{,}17)$

$Q_c =$ 797.340,512 kJ/Jam

B. Kebutuhan Air Pendingin

Digunakan air sebagai pendingin dengan spesifikasi :

1. $T_{Cooling\ Supply}$ = 30 °C = 303,15 K
2. $T_{Cooling\ Return}$ = 50 °C = 323,15 K
3. Cp_{Air} = 75,4438 Kj/Kmol.K

$$Q_{Supply} = M_{Cooling} \times Cp_{Air} \times \Delta T$$

$$M_{Cooling} = \frac{Q_{Supply}}{Cp_{Air} \times \Delta T}$$

$$M_{Cooling} = \frac{797340{,}512}{75{,}4438 \times 20{,}00}$$

$M_{Cooling} =$ 528,43 Kg/Jam

5. Reboiler

A. Beban Reboiler (Q_s)

Q_{Loss} Maks = 10%

(Ulrich : Page 432)

Asumsi Q_{loss} = 5% Q_{Supply}

Neraca energi total :

$$Q_{Input} = Q_{Output}$$

$$\Delta H_f + Q_{Supply} = \Delta H_b + \Delta H_d + Q_c + Q_{loss}$$

$$395129,20 + Q_{Supply} = 1470255,58 + 5\% \; Q_{Supply}$$

$$Q_{Supply} = 1131711,98 \text{ Kj/Jam}$$

$$Q_{loss} = 56585,599 \text{ Kj/Jam}$$

$$\Delta H_{Input} + Q_{Supply} = \Delta H_{Output} + Q_{loss}$$

$$395129,20 + 1131711,98 = 1470255,58 + 56585,60$$

$$1526841,18 = 1526841,18$$

B. Kebutuhan Steam

Digunakan steam sebagai pemanas dengan spesifikasi :

1. Jenis Pemanas = Saturated Steam
2. Tekanan = 33 bar = 32,58 atm
3. Suhu = 239 °C

(Ulrich : Page 426)

λ_{Steam} = 1.769,4 kJ/Kg (Interpolasi suhu 238°C dan 240°C)

(Smith-Van Ness 8th edt : Table E.1)

$$M_{Steam} = \frac{Q_{Supply}}{\lambda_{Steam}}$$

$$= \frac{1.131.711,98 \text{ kJ/Jam}}{1.769,4 \text{ kJ/Kg}}$$

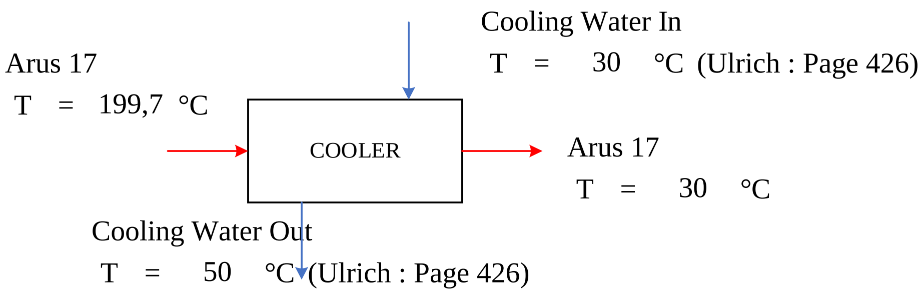
$$= 639,6021 \text{ Kg/Jam}$$

Neraca Panas Menara Distilasi 2 (D-320)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
ΔH_f		**ΔH_d**	
CH_3OH	47.447,49 kJ/Jam	CH_3OH	42.734,376 kJ/Jam
H_2O	12.525,44 kJ/Jam	H_2O	10.255,416 kJ/Jam
NaOH	5.105,72 kJ/Jam	NaOH	4.635,165 kJ/Jam
Na_2CO_3	0,00009 kJ/Jam	Na_2CO_3	0,0 kJ/Jam
C_8H_8O	285,08 kJ/Jam	C_8H_8O	206,139 kJ/Jam
$C_8H_{10}O$	329.765,47 kJ/Jam	$C_8H_{10}O$	5.956,07 kJ/Jam
Q_{Supply}	1.131.711,98 kJ/Jam	**ΔH_b**	
		CH_3OH	0,0 kJ/Jam
		H_2O	2.188,843 kJ/Jam
		NaOH	0,0 kJ/Jam
		Na_2CO_3	0,0 kJ/Jam

		C_8H_8O	105,852 kJ/Jam
		$C_8H_{10}O$	606.833,211 kJ/Jam
		Q_c	797.340,512 kJ/Jam
		Q_{loss}	56.585,599 kJ/Jam
Total	1.526.841,183 kJ/Jam	**Total**	1.526.841,183 kJ/Jam

11. Neraca Panas di sekitar Cooler 2 (E-323)



Keterangan :

Arus 17 = Laju produk bottom Menara Distilasi 2 (D-320)

A. Entalpi Bahan Masuk

Ketentuan :

1. Suhu Bahan Masuk = 199,69 °C = 472,84 K
2. Suhu Reference = 25 °C = 298,15 K

Arus 17

Perhitungan Cp Stirena Oksida :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³ + E × T⁴

= -44,3840 + 3,0E+02 + -86,3983 + 9,6998 + -0,1471

= 177,4191 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Air :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³ + E × T⁴

= 33,9330 + -3,9806 + 6,6862 + -1,8844 + 0,1846

= 34,9389 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Phenyl Ethyl Alcohol :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 80,5950 + 484,9418 + -563,1854 + 277,7439
= 280,0953 Kj/Kmol.K

Maka entalpi Total untuk bahan masuk yaitu :

Nomor Arus	Senyawa	Mol Kmol/Jam	Cp Kj/Kmol.K	ΔT K	Q Kj/Jam
Arus 17	SO	0,0025	177,4191	175	78,52
	H_2O	0,3586	34,9389	175	2188,84
	PEA	12,4023	280,095275	175	606833,21
Total					609100,578

B. Entalpi Bahan Keluar

Ketentuan :

1. Suhu Bahan Keluar = 30,00 °C = 303,15 K
2. Suhu Reference = 25,00 °C = 298,15 K

Arus 17

Perhitungan Cp Stirena Oksida :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 30,9110 + 3,4E+02 + -242,6617 + 68,9912
= 201,4066 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Air :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 92,053 + -1,2E+01 + -1,9E+01 + 14,8962
= 75,4438 Kj/Kmol.K

Perhitungan Cp Phenyl Ethyl Alcohol :

Cp = A + B × T + C × T² + D × T³
= 80,5950 + 310,9106 + -231,4959 + 73,1952
= 233,2049 Kj/Kmol.K

Maka entalpi Total untuk bahan keluar yaitu :

Nomor Arus	Senyawa	Mol Kmol/Jam	Cp Kj/Kmol.K	ΔT K	Q Kj/Jam
Arus 17	SO	0,0025	201,4066	5,0	2,55
	H_2O	0,3586	75,4438	5,0	135,28
	PEA	12,4023	233,204898	5,0	14461,40
Total					14599,230

C. Q Serap dan Q Lepas

Q_{Serap} Maks = 10%

(Ulrich : Page 432)

Asumsi Q_{Serap} = 5% Q_{Lepas}

Neraca energi total :

$$Q_{Input} = Q_{Output}$$
$$\Delta H_{Input} + Q_{Serap} = \Delta H_{Output} + Q_{Lepas}$$
$$609100,58 + 5\% \; Q_{Lepas} = 14599,23 + Q_{Lepas}$$
$$Q_{Lepas} = 625790,89 \text{ Kj/Jam}$$
$$Q_{Serap} = 31289,545 \text{ Kj/Jam}$$

$$\Delta H_{Input} + Q_{Serap} = \Delta H_{Output} + Q_{Lepas}$$
$$609100,58 + 31289,54 = 14599,23 + 625790,89$$
$$640390,12 = 640390,12$$

D. Kebutuhan Air Pendingin

Digunakan air sebagai pendingin dengan spesifikasi :

1. $T_{Cooling\ Supply}$ = 30 °C = 303,15 K
2. $T_{Cooling\ Return}$ = 50 °C = 323,15 K
3. Cp_{Air} = 75,4438 Kj/Kmol.K

$$Q_{Serap} = M_{Cooling} \times Cp_{Air} \times \Delta T$$
$$M_{Cooling} = \frac{Q_{Supply}}{Cp_{Air} \times \Delta T}$$
$$M_{Cooling} = \frac{625790,892}{75,4438 \times 20,00}$$
$$M_{Cooling} = 414,7399 \text{ Kg/Jam}$$

Neraca Panas Cooler 2 (E-323)

Komponen	Masuk	Komponen	Keluar
Arus 17 (T = 199,7 °C)		**Arus 17 (T = 30 °C)**	
C_8H_8O	78,524 kJ/Jam	C_8H_8O	2,5514 kJ/Jam
H_2O	2.188,8429 kJ/Jam	H_2O	135,2815 kJ/Jam
$C_8H_{10}O$	606.833,211 kJ/Jam	$C_8H_{10}O$	14.461,3972 kJ/Jam
$\mathbf{Q_{Serap}}$	31.289,5446 kJ/Jam	$\mathbf{Q_{Lepas}}$	625.790,8924 kJ/Jam
Total	640.390,122 kJ/Jam	**Total**	640.390,122 kJ/Jam

APPENDIX C
PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

1. Tangki Penyimpanan Stirena Oksida (F-110)

Fungsi	:	Menampung Bahan Baku Stirena Oksida
Tipe Tangki	:	Silinder tegak dengan tutup bawah datar
Tipe Head	:	Torispherical
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah	:	2 buah
Dasar Pemilihan	:	Umum digunakan untuk menyimpan bahan dengan fase cair

Ketentuan :
1. Produk disimpan pada fase cair
2. Tekanan Operasi = 1 atm
3. Suhu Operasi = 30 °C
4. Waktu Tinggal = 20 Hari

A. Densitas Campuran

Konversi Satuan :

1 kg/L = 62,43 lb/cuft

Komponen	Fraksi Berat	Massa (kg)	ρ (kg/L)
Stirena Oksida	0,98	1522,08	1,054
Air	0,02	31,06	0,9982
Total	1,00	1553,15	

Perhitungan :

$$\rho \text{ Input} = \frac{1}{\Sigma \dfrac{\text{Fraksi Berat}}{\rho \text{ komponen}}}$$

$$\rho \text{ Input} = \frac{1}{\dfrac{0{,}98}{1{,}05} + \dfrac{0{,}02}{0{,}998}}$$

$$\rho \text{ Input} = 1{,}05 \text{ kg/L} \times \frac{62{,}43 \text{ lb/cuft}}{1 \text{ kg/L}}$$

$$\rho \text{ Input} = 65{,}73 \text{ lb/cuft}$$

B. Rate Volumetrik

Konversi Satuan :

1 kg = 2,2046 lb

Perhitungan :

$$\dot{v}\ \text{Input} = \frac{(\dot{m}\ C_8H_8O + \dot{m}\ H_2O)}{\rho\ \text{Input}}$$

$$\dot{v}\ \text{Input} = \frac{(1.522{,}0833\ \text{Kg/Jam} + 31{,}0629\ \text{Kg/Jam})}{65{,}73\ \text{lb/cuft}} \times \frac{2{,}2046\ \text{lb}}{1\ \text{kg}}$$

$$\dot{v}\ \text{Input} = 52{,}10\ \text{cuft/Jam}$$

C. Volume dan Dimensi Tangki

Ketentuan :

1. Asumsi volume bahan dalam Tangki = 80%
2. Rasio H/D = < 2

(Ulrich : Table 4-27)

3. Pemilihan Rasio H/D = 0,80
4. Waktu Tinggal = 20 Hari
5. Jumlah tangki = 2 buah

Konversi Satuan :

1 ft = 12 in
1 ft = 0,3048 m

Perhitungan :

$$\text{Volume Bahan} = \dot{v}\ \text{Input} \times \text{Waktu Tinggal}$$

$$\text{Volume Bahan} = 52{,}10\ \text{cuft/Jam} \times 20\ \text{Hari} \times 24\ \text{Jam}$$

$$\text{Volume Bahan} = 25.006{,}464\ \text{cuft}$$

$$\text{Volume Tangki} = \frac{\text{Volume Bahan}}{\%\ \text{Bahan dalam Tangki} \times \text{Jumlah Tangki}}$$

$$\text{Volume Tangki} = \frac{25.006{,}464\ \text{cuft}}{80\% \times 2}$$

$$\text{Volume Tangki} = 15.629{,}040\ \text{cuft}$$

$$\text{Volume Tangki} = 1/4 \times \pi \times D^2 \times H$$

Substitusi nilai H = 0,8 D

$$\text{Volume Tangki} = 1/4 \times 3{,}14 \times D^2 \times 0{,}80\ D$$

$$15.629{,}040\ \text{cuft} = 0{,}6283 \times D^3$$

$$D^3 = 24.874{,}389\ \text{cuft}$$

$$D = 29{,}1911\ \text{ft} = 350{,}29\ \text{in} = 8{,}8975\ \text{m}$$

$$H = 23{,}3529\ \text{ft} = 280{,}23\ \text{in} = 7{,}1180\ \text{m}$$

Digunakan ukuran tangki standar sebagai berikut :

D = 30 ft = 360 in = 9,1440 m

H = 24 ft = 288 in = 7,3152 m

Volume Tangki = 16.964,600 cuft = 480,3840 m^3

(Brownell & Young 2nd edt : Appx E Item 1)

D. Tebal Minimum Shell

Ketentuan :

1. Faktor korosi (C) = 1/16 in - 1/8 in
2. Pemilihan (C) = 1/8 in

(Srie Muljani : Perencanaan Bejana Bertekanan)

3. Jenis pengelasan = Double Welded Butt-Joint
4. Faktor pengelasan (E) = 80%

(Brownell & Young 2nd edt : Table 13.2)

5. Bahan Konstruksi = Carbon Steel SA-283 Grade C
6. Stress allowable (*f*) = 12.650 psi

(Brownell & Young 2nd edt : Table 13.1)

Menghitung nilai *p* :

$$p = \rho \frac{\times (H - 1)}{144}$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 3.17)

Keterangan :

ρ = Densitas (lb/cuft)

p = Tekanan dalam tangki (psi or lb/in²)

H = Tinggi cairan dalam tangki (ft)

Nilai ketinggian cairan dalam tangki dapat dicari dengan rumus volume silinder, dimana diameter tangki yang digunakan = 30 ft, sehingga :

Volume Cairan = 1/4 × π × D² × H_{Cairan}

12.503,232 cuft = 1/4 × 3,14 × (30 ft)² × H_{Cairan}

H_{Cairan} = 17,688 ft

Dari persamaan 3.17 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai *p* , yaitu :

$$p = 65{,}73 \text{ lb/cuft} \frac{\times (17{,}688 \text{ ft} - 1)}{144}$$

p = 7,6171 psi

Menghitung *p* design :

$P_{Operasi}$ = 1 atm = 14,7 psia

$P_{Hidrostatis}$ = 7,6171 psi

P_{Design} = P_{Inside} - $P_{Outside}$ + $P_{Hidrostatis}$

P_{Design} = 14,7 psia - 14,7 psia + 7,6171 psia

P_{Design} = 7,6171 psia → Faktor keamanan 10% = 8,3788 psia

Menghitung tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk *cylindrical tank* :

$$t_{min} = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0,6 \times p} + C$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 13.1)

Keterangan :

t_{min} = Tebal shell minimum (in)
p = Tekanan dalam tangki (psi)
r_i = Jari-jari bagian dalam tangki (in)
C = Faktor korosi (in)
E = Faktor pengelasan
f = Stress allowable (psi)

Dari persamaan 13.1 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai t_{min}, yaitu :

$$t_{min} = \frac{8,3788 \text{ psi} \times 180 \text{ in}}{12.650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,6 \times 8,3788 \text{ psi}} + 1/8 \text{ in}$$

t_{min} = 0,2741 in = 4/16 in

E. Tebal Shell Bottom, Tangki dan Jumlah Course

Digunakan course dengan lebar = 72 in (6 ft) dengan tipe Butt-welded courses. Untuk ukuran tangki dengan :

D = 30 ft ; H = 24 ft

Course yang dibutuhkan sebanyak 4 buah dengan ketebalan :

Course 1 & 2 = 3/8 in
Course 3 & 4 = 5/16 in

Tebal shell memenuhi karena $t_{min} \leq t_{design}$

4/16 in ≤ 3/8 in
4/16 in ≤ 5/16 in

Karena tangki flat bottom, maka tebal shell bottom = tebal Course 1, sehingga :

t_{bottom} = 3/8 in

F. Panjang Plate Course

Tangki menggunakan 10 plate dengan weld allowance 5/32 in .

Sehingga panjang masing-masing plate yaitu :

$$L_{Plate} = \frac{\pi \times d - \text{weld length}}{12 \times n}$$

(Brownell & Young 2nd edt : Page 55)

Keterangan :

L_{Plate} = Panjang tiap plate (ft)

d = Diameter dalam tangki + tebal shell (in)

n = Jumlah plate

weld length = n × weld allowance

Dari persamaan Brownell page 55, dapat dihitung nilai L_{Plate} yaitu :

1. Course 1 & 2

$$L_{Plate} = \frac{3{,}14 \times (360 \text{ in} + 3/8 \text{ in}) - 10 \times 5/32 \text{ in}}{12 \times 10}$$

L_{Plate} = 9,4216 ft

2. Course 3 & 4

$$L_{Plate} = \frac{3{,}14 \times (360 \text{ in} + 5/16 \text{ in}) - 10 \times 5/32 \text{ in}}{12 \times 10}$$

L_{Plate} = 9,4199 ft

G. Tebal dan Tinggi Head

Ketentuan :

1. Tipe Head = Torispherical
2. Tekanan operasi = 1 atm = 14,7 psia
3. P_{Design} = 8,38 psia
4. Bahan Konstruksi = Carbon Steel SA-283 Grade C

Asumsi tebal head :

Tebal shell minimum = 4/16 in

Asumsi tebal head (t_h) = 7/16 in

Menghitung outside diameter :

OD = ID + 2 t_h

OD = 360 in + 2 × 0,438 in

OD = 360,88 in

OD = r_c = 360,88 in

Menghitung $P_{allowable}$:

$$\frac{rc}{100 \times t_h} = \frac{360{,}88 \text{ in}}{100 \times 0{,}44 \text{ in}} = 8{,}25$$

$$P_{allowable} = \frac{B \times t_h}{r_c}$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 8.33)

Dari Figure 8.8 Brownell & Young, diperoleh nilai B dengan plot nilai rc/100×t_h, yaitu :

B = 8000

(Brownell & Young 2nd edt : Figure 8.8)

Maka :

$$P_{allowable} = \frac{8000 \times 7/16 \text{ in}}{360{,}88 \text{ in}}$$

$P_{allowable}$ = 9,70 psia

$P_{allowable} \geq P_{Design}$

9,70 psia ≥ 8,4 psia

Karena $P_{allowable} > P_{design}$, sehingga asumsi ketebalan dapat digunakan

Berdasarkan Brownell & Young Table 5.6, dipilih ukuran standart yaitu :

t_h = 7/16 in

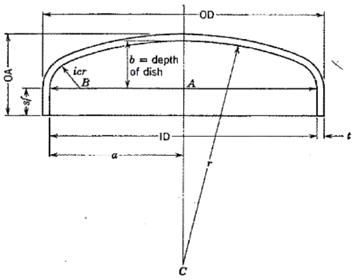
icr = 1 1/8 in

(Brownell & Young 2nd edt : Table 5.6)

sf = 3 in

(Brownell & Young 2nd edt : Table 5.8)

Menghitung tinggi head :



(Brownell & Young 2nd edt : Figure 5.8)

$$a = \frac{ID}{2}$$

$b = r_c - AC$

$BC = r_c - icr$

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

$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

$H_{Head} = t_h + b + sf$

(Brownell & Young 2nd edt : Page 87)

Dari persamaan diatas dicari nilai b untuk dapat menentukan tinggi head :

$AB = \frac{360 \text{ in}}{2} - 1{,}125 \text{ in} = 178{,}88 \text{ in}$

$BC = 360{,}88 \text{ in} - 1{,}125 \text{ in} = 359{,}75 \text{ in}$

$AC = \sqrt{359{,}75 \text{ in}^2 - 178{,}88 \text{ in}^2} = 312{,}13 \text{ in}$

$b = 360{,}88 \text{ in} - 312{,}13 \text{ in} = 48{,}75 \text{ in}$

$H_{Head} = 0{,}44 \text{ in} + 48{,}75 \text{ in} + 3{,}00 \text{ in} = 52{,}18 \text{ in} = 4{,}35 \text{ ft}$

H. Tinggi Total Tangki

$H_{Total} = H_{Tangki} + H_{Head} + t_{bottom}$

$H_{Total} = 24 \text{ ft} + 4{,}35 \text{ ft} + 0{,}031 \text{ ft}$

$H_{Total} = 28{,}38 \text{ ft}$

Spesifikasi Tangki Penyimpanan Stirena Oksida (F-110)

Fungsi	Menampung Bahan Baku Stirena Oksida
Tipe Tangki	Silinder tegak dengan tutup bawah datar
Tipe Head	Torispherical
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah Tangki	2 buah
Kondisi Operasi	P = 1 atm T = 30 °C
Waktu Tinggal	20 Hari
Dimensi Tangki	Diameter Tangki = 30 ft Tinggi Tangki = 24 ft Volume Tangki = 16.964,6 cuft = 480,4 m³
Course 1 & 2	Panjang Plate = 9,422 ft Lebar Plate = 6 ft Tebal Shell = 3/8 in
Course 3 & 4	Panjang Plate = 9,420 ft Lebar Plate = 6 ft Tebal Shell = 5/16 in
Dimensi Head	Tebal Head = 7/16 in Tinggi Head = 4,35 ft
Dimensi Bottom	Tebal Bottom = 3/8 in
Tinggi Total	28,38 ft

2. Pompa 1 (L-111)

Fungsi : Mengalirkan Stirena Oksida dari tangki menuju mixer (M-150)
Tipe Pompa : Centrifugal Pump
Bahan Konstruksi : Commercial Steel

Jumlah Pompa : 2 buah
Dasar Pemilihan : Sesuai untuk liquid dengan viskositas <10 cP

Diketahui :

1. ρ Arus 1 = 65,73 lb/cuft
2. $\rho_{\text{reference}}$ (air) = 62,43 lb/cuft
3. $\dot{v}$ Arus 1 = 52,10 cuft/Jam
   = 0,0145 cuft/s
4. $sg_{\text{reference}}$ (air) = 1
5. $\mu_{\text{reference}}$ (air) = 0,00085 lb/ft.s
6. $P_{\text{Hidrostatis}}$ = 0,518 atm
7. Konstanta Gravitasi Bumi (gc) = 32,174 lbm.ft/lbf .s^2
8. Percepatan Gravitasi Bumi (g) = 32,174 ft/s^2

A. Asumsi Aliran Turbulen

D_i optimum untuk aliran turbulen, Nre > 2100 digunakan persamaan :

$$D_{i\,Opt} = 3{,}9 \times q_f^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$$

(Timmerhaus 4th edt : eq 15 Page 496)

Keterangan :

$D_{i\,Opt}$ = Diameter optimum pipa bagian dalam (in)
q_f = Laju alir fluida (cuft/s)
ρ = Densitas fluida (lb/cuft)

Dari persamaan 15 Timmerhaus dapat dihitung untuk nilai $D_{i\,Opt}$, yaitu :

$$D_{i\,Opt} = 3{,}9 \times (0{,}0145 \text{ cuft/s})^{0{,}45} \times (65{,}73 \text{ lb/cuft})^{0{,}13}$$

$$D_{i\,Opt} = 1{,}00 \text{ in}$$

Digunakan pipa standart dengan ukuran sebagai berikut :

Ukuran Pipa = 1,00 in
Schedule = 80
OD = 1,315 in
ID = 0,957 in = 0,080 ft = 0,024 m
A = 0,00499 ft^2

(McCabe 5th edt : Appx 5 Page 1086)

B. Kecepatan Aliran Linear

$$v = \frac{\text{Rate volumetrik } (\dot{v})}{A}$$

Keterangan :

v = Kecepatan linear (ft/s)
A = Luas area pipa (ft^2)

$\dot{v}$ = Kecepatan volumetrik (cuft/s)

Maka dapat dihitung untuk kecepatan linearnya yaitu :

$$v = \frac{0{,}0145 \text{ cuft/s}}{0{,}00499 \text{ ft}^2}$$

$$v = 2{,}900 \text{ ft/s}$$

C. Specific Gravity Bahan

$$sg_{bahan} = \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho_{reference} \text{ (air)}} \times sg_{reference}$$

Keterangan :

ρ = Densitas (lb/cuft)

Maka dapat dihitung untuk specific gravitynya yaitu :

$$sg_{bahan} = \frac{65{,}73 \text{ lb/cuft}}{62{,}43 \text{ lb/cuft}} \times 1$$

$$sg_{bahan} = 1{,}0528$$

D. Viskositas Bahan

$$\mu_{bahan} = \frac{sg_{bahan}}{sg_{reference} \text{ (air)}} \times \mu_{reference} \text{ (air)}$$

Keterangan :

μ = Viskositas (lb/ft.s)

sg = Specific Gravity

Maka dapat dihitung untuk viskositasnya yaitu :

$$\mu_{bahan} = \frac{1{,}0528}{1} \times 0{,}00085 \text{ lb/ft.s}$$

$$\mu_{bahan} = 0{,}00089 \text{ lb/ft.s}$$

E. Bilangan Reynold

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

Keterangan :

Nre = Bilangan Reynold

ID = Diameter dalam pipa (ft)

v = Kecepatan linear (ft/s)

ρ = Densitas (lb/cuft)
μ = Viskositas (lb/ft.s)

Maka dapat dihitung untuk bilangan reynold yaitu :

$$Nre = \frac{0{,}080 \text{ ft} \times 2{,}90 \text{ ft/s} \times 65{,}73 \text{ lb/cuft}}{0{,}00089 \text{ lb/ft.s}}$$

Nre = 16986,85959 $\geq$ 2.100 (Asumsi turbulen benar)

F. Pemilihan Jenis Bahan Pipa

Dipilih pipa dengan jenis : Commercial steel

Maka dapat diketahui :

f = 0,007

ε = 0,000046 m = 0,00015 ft

(Geankoplis 3rd edt : Figure 2.10-3)

$$\varepsilon/ID = \frac{0{,}000046 \text{ m}}{0{,}024308 \text{ m}} = 0{,}0019$$

α = 1 (Aliran Turbulen)

(Timmerhaus 4th edt : Page 485)

G. Menghitung Friksi

Panjang pipa lurus :

1. Tangki menuju elbow pertama = 8 ft
2. Tangki menuju alat selanjutnya = 40 ft
3. Tinggi alat selanjutnya = 29 ft
4. Jarak aman tinggi tangki selanjutnya dengan pipa = 1 ft

Maka total panjang pipa lurus yaitu :

$L_{Pipa\ Lurus}$ = 78 ft

Panjang ekuivalen suction (L) dihitung menggunakan rumus :

$$L = n \times \frac{L}{D} \times ID$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Keterangan :

L = Panjang ekuivalen suction (ft)
n = Jumlah elbow/valve
L/D = Perbandingan antara panjang ekuivalen dengan diameter pipa
ID = Diameter dalam pipa (ft)

Sehingga dapat dihitung panjang ekuivalen dengan nilai L/D yang dapat dilihat pada Geankoplis Table 2.10-1, yaitu :

1. 5 Elbow 90°

L_{Elbow} = 5 × 35 × 0,08 ft

L_{Elbow} = 13,96 ft

2. 1 Gate Valve

L_{Valve} = 1 × 9 × 0,08 ft

L_{Valve} = 0,72 ft

Total Panjang Pipa

L = $L_{Pipa\ Lurus}$ + L_{Elbow} + L_{Valve}

L = 78 ft + 14,0 ft + 0,7 ft

L = 92,7 ft

Friksi yang terjadi yaitu :

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$f_1 = \frac{2 \times \mu \times v_1^2 \times Le}{gc \times ID}$$

v = Kecepatan linear (ft/s)

Le = Total Panjang Pipa (ft)

ID = Diameter dalam pipa (ft)

gc = Konstanta gravitasi bumi (lbm.ft/lbf .s²)

Maka nilai f_1 yaitu :

$$f_1 = \frac{2 \times 0{,}00089 \text{ lb/ft.s} \times (2{,}900 \text{ ft/s})^2 \times 93 \text{ ft}}{32{,}174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2 \times 0{,}08 \text{ ft}}$$

f_1 = 0,5437 ft.lbf/lbm

2. Friksi karena Elbow 90°

$$f_2 = Kf \times \frac{v_1^2}{2}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.10-17)

Keterangan :

f = Friction loss (ft.lbf/lbm)

Kf = Faktor loss karena fitting/valve

v = Kecepatan linear (ft/s)

Diketahui nilai Kf untuk Elbow 90° = 0,75

(Geankoplis 3rd edt : Table 2.10-1)

Maka nilai f_2 yaitu :

$$f_2 = 0{,}75 \times \frac{(2{,}900 \text{ ft/s})^2}{2}$$

$$f_2 = 3{,}1539 \text{ ft.lbf/lbm}$$

3. Friksi karena Gate Valve

$$f_3 = Kf \times \frac{v_1^2}{2}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.10-17)

Keterangan :

f = Friction loss (ft.lbf/lbm)
Kf = Faktor loss karena fitting/valve
v = Kecepatan linear (ft/s)

Diketahui nilai Kf untuk Gate Valve = 0,17

(Geankoplis 3rd edt : Table 2.10-1)

Maka nilai f_3 yaitu :

$$f_3 = 0{,}17 \times \frac{(2{,}900 \text{ ft/s})^2}{2}$$

$$f_3 = 0{,}7149 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Total Friksi :

$$\Sigma f = f_1 + f_2 + f_3$$

$$\Sigma f = 0{,}5437 \text{ ft.lbf/lbm} + 3{,}1539 \text{ ft.lbf/lbm} + 0{,}7149 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\Sigma f = 4{,}4124 \text{ ft.lbf/lbm}$$

H. Persamaan Bernoulli

$$-Wf = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Sigma f$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.7-10)

Keterangan :

Wf = Total dynamic head (ft.lbf/lbm)
ΔP = Perbedaan tekanan (lbf/ft^2)
ΔZ = Perbedaan ketinggian (ft)
ρ = Densitas fluida (lbm/ft^3)
α = Konstanta jenis aliran
Σf = Total friction loss (ft.lbf/lbm)

Menghitung perbedaan tekanan :

P_1 = 1 atm = 2.116,220 lbf/ft^2

P_2 = $P_{Hidrostatis}$ + 1 atm

P_2 = 1,518 atm = 3.213,085 lbf/ft²

$\Delta P = |P_2 - P_1|$
ΔP = 3.213,085 lbf/ft² - 2.116,220 lbf/ft²
ΔP = 1.096,865 lbf/ft²

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{1.096,865 \text{ lbf/ft}^2}{65,73 \text{ lbm/cuft}} = 16,6885 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung perbedaan ketinggian :
Z_1 = 30 ft (Ketinggian Tangki Pencampuran (M-150))
Z_2 = 0 ft

$\Delta Z = |Z_2 - Z_1|$
ΔZ = 0 ft - 30 ft
ΔZ = 30 ft

$$\Delta Z \frac{g}{gc} = 30 \text{ ft} \times \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2} = 30 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung perbedaan kecepatan linear :
v_1 = Kecepatan sebelum melewati pompa
v_2 = Kecepatan setelah melewati pompa

$\Delta v = |v_2 - v_1|$
Δv = 2,90 ft/s - 0 ft/s
Δv = 2,90 ft/s
Δv^2 = 8,41 ft²/s²

$$\frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc} = \frac{8 \text{ ft}^2/\text{s}^2}{2 \times 1 \times 32,174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2} = 0,13 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung energi yang dibutuhkan menggunakan persamaan bernoulli :
-Wf = 16,6885 ft.lbf/lbm + 30,0000 ft.lbf/lbm + 0,1307 ft.lbf/lbm
+ 4,4124 ft.lbf/lbm
-Wf = 51,2317 ft.lbf/lbm

I. Power Pompa

Diketahui :

1. sg_{bahan} = 1,0528

2. Rate Volumetrik ($\dot{v}$) = 52,10 cuft/Jam = 6,4951 gpm

Menghitung power pompa :

$$hp = \frac{-Wf \times \dot{v} \times sg}{3960}$$

(Perry 7th edt : eq 10-15 Page 10-23)

$$hp = \frac{51{,}2317 \text{ ft.lbf/lbm} \times 6{,}4951 \text{ gpm} \times 1{,}0528}{3960}$$

hp = 0,0885 Hp

Efisiensi pompa = 45%

(Timmerhaus 4th edt : Figure 14-37 Page 520)

$$Bhp = \frac{hp}{\eta \text{ pompa}}$$

$$Bhp = \frac{0{,}0885 \text{ Hp}}{45\%}$$

Bhp = 0,1966 Hp

Menghitung power motor :

Efisiensi motor = 80%

(Timmerhaus 4th edt : Figure 14-38 Page 521)

$$\text{Power motor} = \frac{Bhp}{\eta \text{ motor}}$$

$$\text{Power motor} = \frac{0{,}1966 \text{ Hp}}{80\%}$$

Power motor = 0,2457 Hp

Digunakan power = 1,0 Hp

Spesifikasi Pompa 1 (L-111)

Fungsi	Mengalirkan Stirena Oksida dari tangki menuju mixer (M-150)
Tipe Pompa	Centrifugal Pump
Bahan Konstruksi	Commercial Steel
Jumlah	2 buah
Kapasitas	1.553,1462 Kg/Jam
Rate Volumetrik	52,10 cuft/Jam
Spesifikasi Pipa	Ukuran Pipa = 1 in, sch 80 Panjang Pipa = 92,7 ft
Total Dynamic Head	51,2317 ft.lbf/lbm

Efisiensi Motor	80%
Power Motor	1,0 Hp

3. Tangki Penyimpanan Metanol (F-120)

Fungsi	:	Menampung Bahan Baku Metanol
Tipe Tangki	:	Silinder tegak dengan tutup bawah datar
Tipe Head	:	Torispherical
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah	:	3 buah
Dasar Pemilihan	:	Umum digunakan untuk menyimpan bahan dengan fase cair

Ketentuan :

1. Produk disimpan pada fase cair
2. Tekanan Operasi = 1 atm
3. Suhu Operasi = 30 °C
4. Waktu Tinggal = 10 Hari

A. Densitas Campuran

Komponen	Fraksi Berat	Massa (kg)	ρ (kg/L)
Metanol	0,999	28919,58	0,792
Air	0,001	28,95	0,9982
Total	1,00	28948,53	

Perhitungan :

$$\rho \text{ Input} = \frac{1}{\dfrac{1,00}{0,79} + \dfrac{0,00}{0,998}}$$

$$\rho \text{ Input} = 0,79 \text{ kg/L} \times \frac{62,43 \text{ lb/cuft}}{1 \text{ kg/L}}$$

$$\rho \text{ Input} = 49,45 \text{ lb/cuft}$$

B. Rate Volumetrik

Perhitungan :

$$\dot{v} \text{ Input} = \frac{(\ 28.919,5818 \text{ Kg/Jam} + 28,9485 \text{ Kg/Jam}\ )}{49,45 \text{ lb/cuft}} \times \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}}$$

$$\dot{v} \text{ Input} = 1.290,52 \text{ cuft/Jam}$$

C. Volume dan Dimensi Tangki

Ketentuan :

1. Asumsi volume bahan dalam Tangki = 80%
2. Rasio H/D = < 2

(Ulrich : Table 4-27)

3. Pemilihan Rasio H/D = 0,50
4. Waktu Tinggal = 10 Hari
5. Jumlah tangki = 3 buah

Perhitungan :

Volume Bahan = 1.290,52 cuft/Jam × 10 Hari × 24 Jam

Volume Bahan = 309.725,647 cuft

$$\text{Volume Tangki} = \frac{309.725,65 \text{ cuft}}{80\% \times 3}$$

Volume Tangki = 129.052,35 cuft

Volume Tangki = 1/4 × π × D² × H

Substitusi nilai H = 0,5 D

Volume Tangki = 1/4 × 3,14 × D² × 0,50 D

129.052,35 cuft = 0,3927 × D³

D³ = 328.629,118 cuft

D = 69,0084 ft = 828,10 in = 21,0338 m

H = 34,5042 ft = 414,05 in = 10,5169 m

Digunakan ukuran tangki standar sebagai berikut :

D = 70 ft = 840 in = 21,3360 m

H = 36 ft = 432 in = 10,9728 m

Volume Tangki = 138.544,236 cuft = 3.923,14 m³

(Brownell & Young 2nd edt : Appx E Item 1)

D. Tebal Minimum Shell

Ketentuan :

1. Faktor korosi (C) = 1/16 in - 1/8 in
2. Pemilihan (C) = 1/8 in

(Srie Muljani : Perencanaan Bejana Bertekanan)

3. Jenis pengelasan = Double Welded Butt-Joint
4. Faktor pengelasan (E) = 80%

(Brownell & Young 2nd edt : Table 13.2)

5. Bahan Konstruksi = Carbon Steel SA-283 Grade C
6. Stress allowable (*f*) = 12.650 psi

(Brownell & Young 2nd edt : Table 13.1)

Menghitung nilai *p* :

$$p = \frac{\rho \times (H - 1)}{144}$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 3.17)

Nilai ketinggian cairan dalam tangki dapat dicari dengan rumus volume silinder, dimana diameter tangki yang digunakan = 70 ft, sehingga :

$$\text{Volume Cairan} = 1/4 \times \pi \times D^2 \times H_{Cairan}$$

$$103.241{,}882 \text{ cuft} = 1/4 \times 3{,}14 \times (70 \text{ ft})^2 \times H_{Cairan}$$

$$H_{Cairan} = 26{,}83 \text{ ft}$$

Dari persamaan 3.17 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai *p* , yaitu :

$$p = \frac{49{,}45 \text{ lb/cuft} \times (26{,}8269 \text{ ft} - 1)}{144}$$

$$p = 8{,}8696 \text{ psi}$$

Menghitung *p* design :

$$P_{Operasi} = 1 \text{ atm} = 14{,}7 \text{ psia}$$

$$P_{Hidrostatis} = 8{,}8696 \text{ psi}$$

$$P_{Design} = P_{Inside} - P_{Outside} + P_{Hidrostatis}$$

$$P_{Design} = 14{,}7 \text{ psia} - 14{,}7 \text{ psia} + 8{,}8696 \text{ psia}$$

$$P_{Design} = 8{,}8696 \text{ psia} \rightarrow \text{Faktor keamanan } 10\% = 9{,}7565 \text{ psia}$$

Menghitung tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk *cylindrical tank* :

$$t_{min} = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0{,}6 \times p} + C$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 13.1)

Dari persamaan 13.1 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai t_{min}, yaitu :

$$t_{min} = \frac{9{,}7565 \text{ psi} \times 420 \text{ in}}{12.650 \text{ psi} \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 9{,}7565 \text{ psi}} + 1/8 \text{ in}$$

$$t_{min} = 0{,}5302 \text{ in} = 8/16 \text{ in}$$

E. Tebal Shell Bottom, Tangki dan Jumlah Course

Digunakan course dengan lebar = 72 in (6 ft) dengan tipe Butt-welded courses. Untuk ukuran tangki dengan :

D = 70 ft ; H = 36 ft

Course yang dibutuhkan sebanyak 6 buah dengan ketebalan :

Course 1, 2, 3 = 5/8 in

Course 4, 5, 6 = 9/16 in

Tebal shell memenuhi karena $t_{min} \leq t_{design}$

$$8/16 \text{ in} \leq \frac{5}{8} \text{ in}$$

9/16 in

Karena tangki flat bottom, maka tebal shell bottom = tebal Course 1, sehingga :

t_{bottom} = 5/8 in

F. Panjang Plate Course

Tangki menggunakan 10 plate dengan weld allowance 5/32 in .

Sehingga panjang masing-masing plate yaitu :

$$L_{Plate} = \frac{\pi \times d - \text{weld length}}{12 \times n}$$

(Brownell & Young 2nd edt : Page 55)

Dari persamaan Brownell page 55, dapat dihitung nilai L_{Plate} yaitu :

1. Course 1, 2, 3

$$L_{Plate} = \frac{3{,}14 \times (840 \text{ in} + 5/8 \text{ in}) - 10 \times 5/32 \text{ in}}{12 \times 10}$$

L_{Plate} = 21,9945 ft

2. Course 4, 5, 6

$$L_{Plate} = \frac{3{,}14 \times (840 \text{ in} + 9/16 \text{ in}) - 10 \times 5/32 \text{ in}}{12 \times 10}$$

L_{Plate} = 21,9929 ft

G. Tebal dan Tinggi Head

Ketentuan :

1. Tipe Head = Torispherical
2. Tekanan operasi = 1 atm = 14,7 psia
3. P_{Design} = 9,76 psia
4. Bahan Konstruksi = Carbon Steel SA-283 Grade C

Asumsi tebal head :

Tebal shell minimum = 8/16 in

Asumsi tebal head (t_h) = 7/8 in

Menghitung outside diameter :

OD = ID + 2 t_h

OD = 840 in + 2 × 0,875 in

OD = 841,75 in

OD = r_c = 841,75 in

Menghitung $P_{allowable}$:

$$\frac{rc}{100 \times t_h} = \frac{841{,}75 \text{ in}}{100 \times 0{,}88 \text{ in}} = 9{,}62$$

$$P_{allowable} = \frac{B \times t_h}{r_c}$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 8.33)

Dari Figure 8.8 Brownell & Young, diperoleh nilai B dengan plot nilai rc/100×t_h, yaitu :

B = 14000

(Brownell & Young 2nd edt : Figure 8.8)

Maka :

$$P_{allowable} = \frac{14000 \times 7/8 \text{ in}}{841{,}75 \text{ in}}$$

$P_{allowable}$ = 14,55 psia

$P_{allowable} \geq P_{Design}$

14,6 psia $\geq$ 9,8 psia

Karena $P_{allowable} > P_{design}$, sehingga asumsi ketebalan dapat digunakan

Berdasarkan Brownell & Young Table 5.6, dipilih ukuran standart yaitu :

t_h = 7/8 in

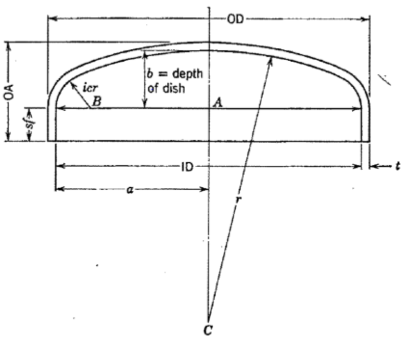
icr = 2 5/8 in

(Brownell & Young 2nd edt : Table 5.6)

sf = 3 in

(Brownell & Young 2nd edt : Table 5.8)

Menghitung tinggi head :



(Brownell & Young 2nd edt : Figure 5.8)

$$a = \frac{ID}{2}$$

$b = r_c - AC$

$BC = r_c - icr$

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

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$H_{Head} = t_h + b + sf$$

(Brownell & Young 2nd edt : Page 87)

Dari persamaan diatas dicari nilai b untuk dapat menentukan tinggi head :

$$AB = \frac{840 \text{ in}}{2} - 2{,}625 \text{ in} = 417{,}38 \text{ in}$$

$$BC = 841{,}75 \text{ in} - 2{,}625 \text{ in} = 839{,}13 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{839{,}13 \text{ in}^2 - 417{,}38 \text{ in}^2} = 727{,}96 \text{ in}$$

$$b = 841{,}75 \text{ in} - 727{,}96 \text{ in} = 113{,}79 \text{ in}$$

$$H_{Head} = 0{,}88 \text{ in} + 113{,}79 \text{ in} + 3{,}00 \text{ in} = 117{,}66 \text{ in} = 9{,}81 \text{ ft}$$

H. Tinggi Total Tangki

$$H_{Total} = H_{Tangki} + H_{Head} + t_{bottom}$$

$$H_{Total} = 36 \text{ ft} + 9{,}81 \text{ ft} + 0{,}052 \text{ ft}$$

$$H_{Total} = 45{,}86 \text{ ft}$$

Spesifikasi Tangki Penyimpanan Metanol (F-120)

Fungsi	Menampung Bahan Baku Metanol
Tipe Tangki	Silinder tegak dengan tutup bawah datar
Tipe Head	Torispherical
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah Tangki	3 buah
Kondisi Operasi	P = 1 atm T = 30 °C
Waktu Tinggal	10 Hari
Dimensi Tangki	Diameter Tangki = 70 ft Tinggi Tangki = 36 ft Volume Tangki = 138.544,2 cuft = 3.923,1 m³
Course 1, 2, 3	Panjang Plate = 21,994 ft Lebar Plate = 6 ft Tebal Shell = 5/8 in
Course 4, 5, 6	Panjang Plate = 21,993 ft Lebar Plate = 6 ft Tebal Shell = 9/16 in
Dimensi Head	Tebal Head = 9,81 ft Tinggi Head = 7/8 in
Dimensi Bottom	Tebal Bottom = 5/8 in
Tinggi Total	45,86 ft

4. Pompa 2 (L-121)

Fungsi	:	Mengalirkan Metanol dari tangki menuju mixer (M-150)
Tipe Pompa	:	Centrifugal Pump
Bahan Konstruksi	:	Commercial Steel
Jumlah Pompa	:	2 buah
Dasar Pemilihan	:	Sesuai untuk liquid dengan viskositas <10 cP

Diketahui :

1. ρ Arus 2 = 49,45 lb/cuft
2. $\rho_{reference}$ (air) = 62,43 lb/cuft
3. $\dot{v}$ Arus 2 = 1.290,52 cuft/Jam
   = 0,3585 cuft/s
4. $sg_{reference}$ (air) = 1
5. $\mu_{reference}$ (air) = 0,00085 lb/ft.s
6. $P_{Hidrostatis}$ = 0,604 atm
7. Konstanta Gravitasi Bumi (gc) = 32,174 lbm.ft/lbf .s²
8. Percepatan Gravitasi Bumi (g) = 32,174 ft/s²

A. Asumsi Aliran Turbulen

D_i optimum untuk aliran turbulen, Nre > 2100 digunakan persamaan :

$$D_{i\ Opt} = 3{,}9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

(Timmerhaus 4th edt : eq 15 Page 496)

Dari persamaan 15 Timmerhaus dapat dihitung untuk nilai $D_{i\ Opt}$, yaitu :

$$D_{i\ Opt} = 3{,}9 \times (0{,}3585\ \text{cuft/s})^{0,45} \times (49{,}45\ \text{lb/cuft})^{0,13}$$

$$D_{i\ Opt} = 4{,}08\ \text{in}$$

Digunakan pipa standart dengan ukuran sebagai berikut :

Ukuran Pipa	=	4,00 in				
Schedule	=	40				
OD	=	4,500 in				
ID	=	4,026 in	=	0,336 ft	=	0,102 m
A	=	0,0884 ft²				

(McCabe 5th edt : Appx 5 Page 1086)

B. Kecepatan Aliran Linear

$$v = \frac{\text{Rate volumetrik } (\dot{v})}{A}$$

Maka dapat dihitung untuk kecepatan linearnya yaitu :

$$v = \frac{0{,}3585\ \text{cuft/s}}{0{,}0884\ \text{ft}^2}$$

$v = 4{,}055$ ft/s

C. Specific Gravity Bahan

$$sg_{bahan} = \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho_{reference} \text{ (air)}} \times sg_{reference}$$

Maka dapat dihitung untuk specific gravitynya yaitu :

$$sg_{bahan} = \frac{49{,}45 \text{ lb/cuft}}{62{,}43 \text{ lb/cuft}} \times 1$$

$$sg_{bahan} = 0{,}7921$$

D. Viskositas Bahan

$$\mu_{bahan} = \frac{sg_{bahan}}{sg_{reference} \text{ (air)}} \times \mu_{reference} \text{ (air)}$$

Maka dapat dihitung untuk viskositasnya yaitu :

$$\mu_{bahan} = \frac{0{,}7921}{1} \times 0{,}00085 \text{ lb/ft.s}$$

$$\mu_{bahan} = 0{,}00067 \text{ lb/ft.s}$$

E. Bilangan Reynold

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

Maka dapat dihitung untuk bilangan reynold yaitu :

$$Nre = \frac{0{,}336 \text{ ft} \times 4{,}06 \text{ ft/s} \times 49{,}45 \text{ lb/cuft}}{0{,}00067 \text{ lb/ft.s}}$$

$$Nre = 99925{,}9062 \geq 2.100 \text{ (Asumsi turbulen benar)}$$

F. Pemilihan Jenis Bahan Pipa

Dipilih pipa dengan jenis : Commercial steel

Maka dapat diketahui :

$f = 0{,}0045$

$\varepsilon = 0{,}000046 \text{ m} = 0{,}00015 \text{ ft}$

(Geankoplis 3rd edt : Figure 2.10-3)

$$\varepsilon/ID = \frac{0{,}000046 \text{ m}}{0{,}102260 \text{ m}} = 0{,}0004$$

$\alpha = 1$ (Aliran Turbulen)

(Timmerhaus 4th edt : Page 485)

G. Menghitung Friksi

Panjang pipa lurus :

1. Tangki menuju elbow pertama = 8 ft
2. Tangki menuju alat selanjutnya = 50 ft
3. Tinggi alat selanjutnya = 29 ft
4. Jarak aman tinggi tangki selanjutnya dengan pipa = 1 ft

Maka total panjang pipa lurus yaitu :

$L_{Pipa\ Lurus} = 88$ ft

Panjang ekuivalen suction (L) dihitung menggunakan rumus :

$$L = n \times \frac{L}{D} \times ID$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Sehingga dapat dihitung panjang ekuivalen dengan nilai L/D yang dapat dilihat pada Geankoplis Table 2.10-1, yaitu :

1. 5 Elbow 90°

$L_{Elbow} = 5 \times 35 \times 0{,}34$ ft

$L_{Elbow} = 58{,}71$ ft

2. 1 Gate Valve

$L_{Valve} = 1 \times 9 \times 0{,}34$ ft

$L_{Valve} = 3{,}02$ ft

Total Panjang Pipa

$L = L_{Pipa\ Lurus} + L_{Elbow} + L_{Valve}$

$L = 88 \text{ ft} + 59 \text{ ft} + 3 \text{ ft}$

$L = 149{,}7$ ft

Friksi yang terjadi yaitu :

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$f_1 = \frac{2 \times \mu \times v_1^2 \times Le}{gc \times ID}$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Maka nilai f_1 yaitu :

$$f_1 = \frac{2 \times 0{,}00067 \text{ lb/ft.s} \times (4{,}055 \text{ ft/s})^2 \times 150 \text{ ft}}{32{,}174 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2 \times 0{,}34 \text{ ft}}$$

$f_1 = 0{,}3072$ ft.lbf/lbm

2. Friksi karena Elbow 90°

$$f_2 = Kf \times \frac{v_1^2}{2}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.10-17)

Diketahui nilai Kf untuk Elbow 90° = 0,75

(Geankoplis 3rd edt : Table 2.10-1)

Maka nilai f_2 yaitu :

$$f_2 = 0,75 \frac{\times (\ 4,055 \text{ ft/s}\ )^2}{2}$$

f_2 = 6,1667 ft.lbf/lbm

3. Friksi karena Gate Valve

$$f_3 = Kf \times \frac{v_1^2}{2}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.10-17)

Diketahui nilai Kf untuk Gate Valve = 0,17

(Geankoplis 3rd edt : Table 2.10-1)

Maka nilai f_3 yaitu :

$$f_3 = 0,17 \frac{\times (\ 4,055 \text{ ft/s}\ )^2}{2}$$

f_3 = 1,3978 ft.lbf/lbm

Total Friksi :

$\Sigma f = f_1 + f_2 + f_3$

Σf = 0,3072 ft.lbf/lbm + 6,1667 ft.lbf/lbm + 1,3978 ft.lbf/lbm

Σf = 7,8717 ft.lbf/lbm

H. Persamaan Bernoulli

$$-Wf = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Sigma f$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.7-10)

Menghitung perbedaan tekanan :

P_1 = 1 atm = 2.116,220 lbf/ft²

P_2 = $P_{Hidrostatis}$ + 1 atm

P_2 = 1,604 atm = 3.393,447 lbf/ft²

$\Delta P = |P_2 - P_1|$

ΔP = 3.393,447 lbf/ft² - 2.116,220 lbf/ft²

ΔP = 1.277,227 lbf/ft²

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{1.277,227 \text{ lbf/ft}^2}{49,45 \text{ lbm/cuft}} = 25,8270 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung perbedaan ketinggian :

Z_1 = 30 ft (Ketinggian Tangki Pencampuran (M-150))

Z_2 = 0 ft

$\Delta Z = |Z_2 - Z_1|$

ΔZ = 0 ft - 30 ft

ΔZ = 30 ft

$$\Delta Z\frac{g}{gc} = 30 \text{ ft} \times \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2} = 30 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung perbedaan kecepatan linear :

$\Delta v = |v_2 - v_1|$

Δv = 4,06 ft/s - 0 ft/s

Δv = 4,06 ft/s

Δv^2 = 16,44 ft²/s²

$$\frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc} = \frac{16 \text{ ft}^2/\text{s}^2}{2 \times 1 \times 32,174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2} = 0,26 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung energi yang dibutuhkan menggunakan persamaan bernoulli :

-Wf = 25,8270 ft.lbf/lbm + 30,0000 ft.lbf/lbm + 0,2556 ft.lbf/lbm + 7,8717 ft.lbf/lbm

-Wf = 63,9542 ft.lbf/lbm

I. Power Pompa

Diketahui :

1. sg $_{bahan}$ = 0,7921
2. Rate Volumetrik ($\dot{v}$) = 1.290,52 cuft/Jam = 160,8931 gpm

Menghitung power pompa :

$$hp = \frac{-Wf \times \dot{v} \times sg}{3960}$$

(Perry 7th edt : eq 10-15 Page 10-23)

$$hp = \frac{63,9542 \text{ ft.lbf/lbm} \times 160,8931 \text{ gpm} \times 0,7921}{3960}$$

hp = 2,0583 Hp

Efisiensi pompa = 45%

(Timmerhaus 4th edt : Figure 14-37 Page 520)

$$Bhp = \frac{hp}{\eta \ pompa}$$

$$Bhp = \frac{2{,}0583 \ Hp}{45\%}$$

Bhp = 4,5740 Hp

Menghitung power motor :

Efisiensi motor = 80%

(Timmerhaus 4th edt : Figure 14-38 Page 521)

$$Power\ motor = \frac{Bhp}{\eta \ motor}$$

$$Power\ motor = \frac{4{,}5740 \ Hp}{80\%}$$

Power motor = 5,7176 Hp

Digunakan power = 6,0 Hp

Spesifikasi Pompa 2 (L-121)

Fungsi	Mengalirkan Metanol dari tangki menuju mixer (M-150)
Tipe Pompa	Centrifugal Pump
Bahan Konstruksi	Commercial Steel
Jumlah	2 buah
Kapasitas	28.948,53 Kg/Jam
Rate Volumetrik	1.290,52 cuft/Jam
Spesifikasi Pipa	Ukuran Pipa = 4 in, sch 40 Panjang Pipa = 149,7 ft
Total Dynamic Head	63,9542 ft.lbf/lbm
Efisiensi Motor	80%
Power Motor	6,0 Hp

5. Silo Penyimpanan Natrium Hidroksida (F-130)

Fungsi : Menampung Bahan Baku Stirena Oksida
Tipe Silo : Silinder tegak dengan tutup atas flat plate
Tipe Bottom : Conical
Bahan Konstruksi : Low-alloy Steels SA-203 Grade B
Jumlah : 1 buah

Dasar Pemilihan : Cocok untuk menyimpan padatan dengan bahan konstruksi yang tahan korosi

Ketentuan :

1. Produk disimpan pada fase padat
2. Tekanan Operasi = 1 atm
3. Suhu Operasi = 30 °C
4. Waktu Tinggal = 10 Hari

1. Perencanaan Tangki

A. Densitas Campuran

Komponen	Fraksi Berat	Massa (kg)	ρ (kg/L)
NaOH	0,98	39,57	2,13
Na_2CO_3	0,02	0,81	2,533
Total	1,00	40,38	

Perhitungan :

$$\rho \text{ Input} = \frac{1}{\frac{0,98}{2,13} + \frac{0,02}{2,533}}$$

$$\rho \text{ Input} = 2,14 \text{ kg/L} \times \frac{62,43 \text{ lb/cuft}}{1 \text{ kg/L}}$$

$$\rho \text{ Input} = 133,40 \text{ lb/cuft}$$

B. Rate Volumetrik

Perhitungan :

$$\dot{v} \text{ Input} = \frac{(39,5742 \text{ Kg/Jam} + 0,8076 \text{ Kg/Jam})}{133,40 \text{ lb/cuft}} \times \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}}$$

$$\dot{v} \text{ Input} = 0,67 \text{ cuft/Jam}$$

C. Volume dan Dimensi Tangki

Ketentuan :

1. Asumsi volume bahan dalam Tangki = 80%
2. Rasio H/D = 2 - 5

(Ulrich : Table 4-27)

3. Pemilihan Rasio H/D = 2,00
4. Waktu Tinggal = 10 Hari
5. Jumlah tangki = 1 buah

Perhitungan :

Volume Bahan = 0,67 cuft/Jam × 10 Hari × 24 Jam

Volume Bahan = 160,172 cuft

$$\text{Volume Tangki} = \frac{160{,}172 \text{ cuft}}{80\% \times 1}$$

Volume Tangki = 200,215 cuft

Volume Tangki = 1/4 × π × D² × H

Substitusi nilai H = 2 D

Volume Tangki = 1/4 × 3,14 × D² × 2,00 D

200,215 cuft = 1,5708 × D³

D³ = 127,461 cuft

D = 6,0 ft = 72,00 in = 1,8288 m

H = 12,0 ft = 144,00 in = 3,6576 m

Sehingga :

Volume Design = 339,292 cuft

D. Tebal Minimum Shell

Ketentuan :

1. Faktor korosi (C) = 1/16 in - 1/8 in
2. Pemilihan (C) = 1/8 in

(Srie Muljani : Perencanaan Bejana Bertekanan)

3. Jenis pengelasan = Double Welded Butt-Joint
4. Faktor pengelasan (E) = 80%

(Brownell & Young 2nd edt : Table 13.2)

5. Bahan Konstruksi = Low-alloy Steels SA-203 Grade B
6. Stress allowable *(f)* = 17.500 psi

(Brownell & Young 2nd edt : Table 13.1)

Menghitung nilai *p* :

$$p = \frac{\rho \times (H - 1)}{144}$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 3.17)

Nilai ketinggian bahan dalam tangki dapat dicari dengan rumus volume silinder, dimana diameter tangki yang digunakan = 6 ft, sehingga :

Volume Cairan = 1/4 × π × D² × H_{Bahan}

160,172 cuft = 1/4 × 3,14 × (6 ft)² × H_{Bahan}

H_{Bahan} = 5,6649 ft

Dari persamaan 3.17 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai *p* , yaitu :

$$p = 133{,}40 \text{ lb/cuft} \times \frac{(5{,}6649 \text{ ft} - 1)}{144}$$

p = 4,3214 psi

Menghitung p design :

$P_{Operasi}$ = 1 atm = 14,7 psia

$P_{BeratBahan}$ = 4,3214 psi

P_{Design} = P_{Inside} - $P_{Outside}$ + $P_{BeratBahan}$

P_{Design} = 14,7 psia - 14,7 psia + 4,3214 psia

P_{Design} = 4,3214 psia → Faktor keamanan 10% = 4,7536 psia

Menghitung tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk *cylindrical tank* :

$$t_{min} = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0{,}6 \times p} + C$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 13.1)

Dari persamaan 13.1 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai t_{min}, yaitu :

$$t_{min} = \frac{4{,}7536 \text{ psi} \times 36 \text{ in}}{17.500 \text{ psi} \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 4{,}7536 \text{ psi}} + 1/8 \text{ in}$$

t_{min} = 0,1372 in = 2/16 in

Dipilih tebal shell yaitu :

t_{shell} = 3/16 in

Karena tutup atas merupakan flat plate, maka :

t_{head} = t_{shell} = 3/16 in

E. Tebal dan Tinggi Bottom

Ketentuan :

1. Tipe Bottom = Conical
2. Tekanan operasi = 1 atm = 14,7 psia
3. P_{Design} = 4,75 psia
4. Bahan Konstruksi = Low-alloy Steels SA-203 Grade B
   f_s = 17.500 psi
5. Jenis pengelasan = Double Welded Butt-Joint
   E = 80%

(Brownell & Young 2nd edt : Table 13.1)

6. Sudut α pada head = 30°
   Cos α = 0,87

(Hesse : Page 88)

Menghitung θ (Sudut head dengan garis horizontal) :

Besarnya sudut pada conical head dapat dicari dari persamaan :

$$t_k = \frac{p \times r_i}{\cos\alpha \times (f \times E - 0{,}6 \times p)} + C$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 6.154)

Keterangan :

- t_k = Tebal cone (in)
- p = Tekanan dalam tangki (psi)
- r_i = Jari-jari bagian dalam tangki (in)
- α = Sudut antara head dengan garis horizontal
- f = Stress allowable (psi)
- E = Faktor pengelasan
- C = Faktor korosi (in)

Dari persamaan 6.154 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai θ, yaitu :

$$t_k = \frac{4{,}8 \text{ psi} \times 36 \text{ in}}{0{,}87 \times (17.500 \text{ psi} \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 4{,}8 \text{ psi})} + 1/8 \text{ in}$$

t_k = 0,1391 in = 2/16 in

Maka digunakan tebal bottom yaitu :

t_k = 3/16 in

Dari gambar diatas, tinggi conical dapat dihitung dengan persamaan :

$$h = \frac{\tan\alpha\,(D - m)}{2}$$

(Hesse : eq 4-17 Page 92)

Keterangan :

- h = Tinggi conical (ft)
- D = Diameter tangki (ft)
- m = Flat spot diameter (ft) → 1 ft

(Hesse : Page 85)

Maka tinggi conical yaitu :

$$H_{Bottom} = \frac{\tan(30°) \times (6{,}0 \text{ ft} - 1 \text{ ft})}{2}$$

H_{Bottom} = 1,443 ft = 0,440 m

F. Tinggi Total Tangki

$H_{Total} = H_{Tangki} + H_{Bottom} + t_{Head}$

H_{Total} = 12 ft + 1,44 ft + 0,016 ft

H_{Total} = 13,46 ft

2. Perencanaan Penyangga

A. Berat Beban Total

Ketentuan :

1. ID = 6,00 ft
2. OD = 6,03 ft
3. t_s = 0,02 ft
4. t_h = 0,02 ft
5. t_k = 0,02 ft
6. H_{Tangki} = 12,00 ft
7. H_{Bottom} = 1,44 ft
8. $\rho_{steel\text{-}Nikel}$ = 537,00 lb/cuft

(Foust 2nd edt : Appx D Page 740)

Berat shell :

$$w_{shell} = \frac{1}{4}\ \pi\ (OD^2 - ID^2) \times H_{Tangki} \times \rho_{steel}$$

$$w_{shell} = 1.902,8571 \text{ lb}$$

Berat tutup atas :

Karena tutup atas berbentuk flat plate, maka :

$$w_{head} = \frac{1}{4}\ \pi \times ID^2 \times t_h \times \rho_{steel}$$

$$w_{head} = 237,2393 \text{ lb}$$

Berat tutup bawah :

Karena tutup bawah berbentuk conical, maka :

$$w_{bottom} = \frac{1}{12}\ \pi\ (OD^2 - ID^2) \times H_{Bottom} \times \rho_{steel}$$

$$w_{bottom} = 76,2927 \text{ lb}$$

Berat produk :

$$w_{bahan} = 21.366,37 \text{ lb}$$

Berat total tangki

$$w_{total} = w_{shell} + w_{head} + w_{bottom} + w_{bahan}$$

$$w_{total} = 23.582,76 \text{ lb}$$

B. Leg Planning

Berat perancangan dibuat lebih besar 10% (Faktor safety), sehinggga :

$$w_{total\ design} = 25.941,03 \text{ lb}$$

Kaki penyangga dilas di tengah-tengah ketinggian (40% dari tinggi total bejana). Digunakan tipe kaki (leg) tipe I-Beam, dengan pondasi cor/beton. Karena kaki dilas pada 40% ketinggian tangki, maka ketinggian kaki :

H_{leg} = 40% × H_{Tangki}

H_{leg} = 40% × 13,46 ft

H_{leg} = 5,38 ft = 1,641 m ≈ 2,0 m = 6,56 ft

Digunakan beams ukuran 5 in B 15 dengan spesifikasi sebagai berikut :

Kedalaman beam	=	5,0 in
Lebar flange	=	3,284 in
Web thickness	=	0,494 in
Avg flange thickness	=	0,326 in
Area of section (A)	=	4,29 in^2
Berat/ft	=	14,75 lb

(Brownell & Young 2nd edt : Appx G Item 2)

Peletakan dengan beban ekstrensik (Axis 1-1) :

I = 15,00 in^4

S = 6,00 in^3

r = 1,87 in

Peletakan tanpa beban ekstrensik (Axis 2-2) :

I = 1,70 in^4

S = 1,00 in^3

r = 0,630 in

(Brownell & Young 2nd edt : Appx G Item 2)

Beban kompresi total maksimum tiap leg (P) :

$$\text{Beban tiap penyangga} = \frac{w_{total\ design}}{\text{Jumlah Penyangga}}$$

Asumsi jumlah penyangga → 4

Sehingga :

$$\text{Beban tiap penyangga} = \frac{25.941{,}03\ \text{lb}}{4}$$

Beban tiap penyangga = 6.485,26 lb

Pengecekan terhadap peletakan sumbu Axis 1-1 dan Axis 2-2

$$F_{Allowable} = \frac{P}{A}$$

$$F_{Allowable} = \frac{6.485{,}26\ \text{lb}}{4{,}29\ \text{in}^2}$$

$F_{Allowable}$ = 1.511,715 psi

Cek Axis 1-1 :

$$\frac{H_{leg}}{r} = \frac{78,740 \text{ in}}{1,870 \text{ in}} = 42,1070$$

Karena L/r < 120, maka digunakan rumus sebagai berikut :

F_{check} = 17.000 psi - 0,485 × $(L/r)^2$

F_{check} = 17.000 psi - 0,485 × 1773,0025

F_{check} = 16.140,09 psi

Design dapat digunakan karena $F_{allowable} < F_{check}$

Cek Axis 2-2 :

$$\frac{H_{leg}}{r} = \frac{78,740 \text{ in}}{0,630 \text{ in}} = 124,9844$$

Karena L/r < 120, maka digunakan rumus sebagai berikut :

$$F_{check} = \frac{18000}{1 + \frac{L^2}{18000 \times r^2}}$$

$$F_{check} = \frac{18000}{1 + \frac{6.200,01 \text{ in}^2}{18000 \times 0,40 \text{ in}^2}}$$

F_{check} = 9.636,81 psi

Design dapat digunakan karena $F_{allowable} < F_{check}$

C. Lug Planning

Masing-masing penyangga memiliki 4 baut (bolt) dengan beban maksimum tiap baut yaitu :

$$P_{bolt} = \frac{P}{n_b} = \frac{6.485,26 \text{ lb}}{4} = 1.621,31 \text{ lb}$$

Luas lubang baut :

$$A_{bolt} = \frac{P_{bolt}}{f_{bolt}}$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 2.2)

Dengan f_{bolt} = stress maks yang dapat ditahan setiap baut, yaitu :

f_{bolt} = 12.000 psi

Sehingga :

$$A_{bolt} = \frac{1.621,31 \text{ lb}}{12.000 \text{ psi}} = 0,14 \text{ in}^2$$

Digunakan baut standart dengan diameter = 0,5 in

Spesifikasi Silo Penyimpanan Natrium Hidroksida (F-130)

Fungsi	Menampung Bahan Baku Stirena Oksida
Tipe Tangki	Silinder tegak dengan tutup atas flat plate
Tipe Bottom	Conical
Bahan Konstruksi	Low-alloy Steels SA-203 Grade B
Jumlah Tangki	1 buah
Kondisi Operasi	P = 1 atm T = 30 °C
Waktu Tinggal	10 Hari
Dimensi Tangki	Diameter Tangki = 6 ft Tinggi Tangki = 12 ft Volume Tangki = 339,3 cuft = 9,6 m^3 Tebal Shell = 3/16 in
Dimensi Head	Tebal Head = 3/16 in
Dimensi Bottom	Tebal Bottom = 3/16 in Tinggi Bottom = 1,44 ft
Tinggi Total	13,46 ft
Penyangga	Tipe Penyangga = I-Beam Ukuran 5 in Tinggi Penyangga = 6,56 ft Jumlah Penyangga = 4 buah Kedalaman Beam = 5,0 in Lebar Flange = 3,284 in Web Thickness = 0,494 in Avg flange thickness = 0,326 in Area of Section (A) = 4,29 in^2 Berat/ft = 14,75 lb
Baut	Jumlah Baut = 4 buah Luas Lubang Baut = 0,14 in^2 Diameter Baut = 1 in

6. Screw Conveyor 1 (J-131)

Fungsi : Mengalirkan NaOH dari silo menuju tangki pelarutan (M-140)
Tipe : Plain Spouts of Chutes
Jumlah Conveyor : 1 buah
Klasifikasi Bahan : C26LN (Granular, free-flowing, nonabrasive, hygroscopic, highly corrosive)

(Perry 7^{th} edt : Table 21-6 Page 21-8)

Dasar Pemilihan : Digunakan untuk mengatur laju alir bahan dan cocok untuk bahan padat

Ketentuan :

1. Tekanan Operasi = 1 atm
2. Suhu Operasi = 30 °C
3. Densitas NaOH = 133,40 lb/cuft
4. Rate Massa = 40,3818 Kg/Jam = 0,0445 Ton/Jam
5. Rate Volumetrik NaOH = 0,67 cuft/Jam
6. Sudut Screw Conveyor = 30°

Dipilih spesifikasi *screw conveyor* sesuai literatur perry table 21-6 sebagai berikut :

Kapasitas maksimal = 5,0 Ton/Jam Atau 200,0 cuft/Jam
Diameter corong = 9,0 in
Diameter screw = 6,0 in
Diameter pipa = 10,0 in
Diameter poros = 2,0 in
Kecepatan putaran = 40
Panjang conveyor = 15,0 ft
Power motor = 0,43 Hp

(Perry 7th edt : Table 21-6 Page 21-8)

Spesifikasi Screw Conveyor 1 (J-131)

Fungsi	Mengalirkan NaOH dari silo menuju tangki pelarutan (M-140)
Tipe	Plain Spouts of Chutes
Jumlah Conveyor	1 buah
Kondisi Operasi	P = 1 atm T = 30 °C
Dimensi Screw Conveyor	Sudut Conveyor = 30° Kapasitas maksimal = 5,0 Ton/Jam = 200,0 cuft/Jam Diameter corong = 9,0 in Diameter screw = 6,0 in Diameter pipa = 10,0 in Diameter poros = 2,0 in Kecepatan putaran = 40,0 in Panjang conveyor = 15,0 ft Power motor = 0,43 Hp

7. Tangki Pelarutan (M-140)

Fungsi : Melarutkan NaOH
Tipe Tangki : Silinder tegak dengan tutup bawah torispherical

Tipe Tutup : Torispherical
Bahan Konstruksi : Low-alloy Steels SA-203 Grade B
Jumlah : 1 buah
Dasar Pemilihan : Bentuk tangki yang umum digunakan dan bahan konstruksi cocok untuk bahan dengan korosifitas yang tinggi. Tidak dilengkapi pendingin karena kapasitasnya yang kecil

Ketentuan :

1. Produk dalam fase cair
2. Tekanan Operasi = 1 atm
3. Suhu Operasi = 30 °C
4. Waktu Tinggal = 3 Jam

1. Perencanaan Tangki

A. Densitas Campuran

Dari Silo Natrium Hidroksida (F-130) - Arus 3

Komponen	Fraksi Berat	Massa (kg)	ρ (kg/L)
NaOH	0,98	39,57	2,13
Na_2CO_3	0,02	0,81	2,533
Total	1,00	40,38	

Air Proses dari Utilitas - Arus 4

Komponen	Fraksi Berat	Massa (kg)	ρ (kg/L)
Air	1,00	33,26	0,9982
Total	1,00	33,26	

Produk Keluaran Tangki Pelarutan (M-140) - Arus 5

Komponen	Fraksi Berat	Massa (kg)	ρ (kg/L)
NaOH	0,54	39,57	2,13
Na_2CO_3	0,011	0,81	2,533
Air	0,45	33,26	0,9982
Total	1,00	73,64	

Perhitungan :

$$\rho \text{ Input} = \frac{1}{\frac{0,54}{2,13} + \frac{0,011}{2,533} + \frac{0,452}{0,998}}$$

$$\rho \text{ Input} = 1,41 \text{ gr/ml} \times \frac{62,43 \text{ lb/cuft}}{1,00 \text{ gr/ml}}$$

$$\rho \text{ Input} = 88,04 \text{ lb/cuft}$$

B. Rate Volumetrik

Perhitungan :

$$\dot{v}\ \text{Input} = \left(\frac{39{,}5742\ \text{Kg/Jam} + 0{,}8076\ \text{Kg/Jam}}{88{,}04\ \text{lb/cuft}} + \frac{33{,}2556\ \text{Kg/Jam}}{88{,}04\ \text{lb/cuft}} \right) \times \frac{2{,}2046\ \text{lb}}{1\ \text{kg}}$$

$\dot{v}$ Input = 1,8439 cuft/Jam

C. Volume dan Dimensi Tangki

Ketentuan :

1. Asumsi volume bahan dalam Tangki = 80%
2. Rasio H/D = <2

(Ulrich : Table 4-27)

3. Pemilihan Rasio H/D = 2,00
4. Waktu Tinggal = 3 Jam
5. Jumlah tangki = 1 buah

Perhitungan :

Volume Bahan = 1,844 cuft/Jam × 3,0 Jam

Volume Bahan = 5,532 cuft

$$\text{Volume Tangki} = \frac{5{,}532\ \text{cuft}}{80\% \times 1}$$

Volume Tangki = 6,915 cuft

Karena tutup bawah merupakan torispherical, maka volume tangki :

Volume Tangki = $V_{Silinder} + V_{Bottom}$

V_{Bottom} = 0,000049 D^3

(Brownell & Young 2nd edt : eq 5.11)

Volume Tangki = 1/4 × π × D^2 × H + 0,000049 D^3

Substitusi nilai H = 2 D

Volume Tangki = 1/4 × 3,14 × D^2 × 2,0 D + 0,000049 D^3

6,915 cuft = 1,5708 × D^3 + 0,000049 D^3

D^3 = 4,402 cuft

D = 1,7 ft = 20,40 in = 0,5182 m

H = 3,4 ft = 40,80 in = 1,0363 m

Sehingga :

Volume Design = 7,718 cuft

D. Tebal Minimum Shell

Ketentuan :

1. Faktor korosi (C) = 1/16 in - 1/8 in
2. Pemilihan (C) = 1/8 in

(Srie Muljani : Perencanaan Bejana Bertekanan)

3. Jenis pengelasan = Double Welded Butt-Joint
4. Faktor pengelasan (E) = 80%

(Brownell & Young 2nd edt : Table 13.2)

5. Bahan Konstruksi = Low-alloy Steels SA-203 Grade B
6. Stress allowable (*f*) = 17.500 psi

(Brownell & Young 2nd edt : Table 13.1)

Menghitung nilai *p* :

$$p = \frac{\rho \times (H - 1)}{144}$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 3.17)

Nilai ketinggian cairan dalam tangki dapat dicari dengan rumus volume silinder, dimana diameter tangki yang digunakan = 1,7 ft, sehingga :

$$\text{Volume Cairan} = 1/4 \times \pi \times D^2 \times H_{Cairan}$$

$$5{,}532 \text{ cuft} = 1/4 \times 3{,}14 \times (1{,}7 \text{ ft})^2 \times H_{Cairan}$$

$$H_{Cairan} = 2{,}4371 \text{ ft}$$

Dari persamaan 3.17 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai *p* , yaitu :

$$p = \frac{88{,}04 \text{ lb/cuft} \times (2{,}4371 \text{ ft} - 1)}{144}$$

$$p = 0{,}8786 \text{ psi}$$

Menghitung *p* design :

$P_{Operasi}$ = 1 atm = 14,7 psia

$P_{Hidrostatis}$ = 0,8786 psi

P_{Design} = P_{Inside} - $P_{Outside}$ + $P_{Hidrostatis}$

P_{Design} = 14,7 psia - 14,7 psia + 0,8786 psia

P_{Design} = 0,8786 psia → Faktor keamanan 10% = 0,9665 psia

Menghitung tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk *cylindrical tank* :

$$t_{min} = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0{,}6 \times p} + C$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 13.1)

Dari persamaan 13.1 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai t_{min}, yaitu :

$$t_{min} = \frac{0{,}9665 \text{ psi} \times 10{,}2 \text{ in}}{17.500 \text{ psi} \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 0{,}9665 \text{ psi}} + 1/8 \text{ in}$$

t_{min} = 0,1257 in = 2/16 in

Dipilih tebal shell yaitu :

t_{shell} = 3/16 in

E. Tebal dan Tinggi Head dan Bottom

Ketentuan :

1. Tipe Tutup = Torispherical
2. Tekanan operasi = 1 atm = 14,7 psia
3. P_{Design} = 0,97 psia
4. Bahan Konstruksi = Low-alloy Steels SA-203 Grade B

Asumsi tebal head :

Tebal shell minimum = 2/16 in

Asumsi tebal head (t_h) = 3/16 in

Menghitung outside diameter :

OD = ID + 2 t_h

OD = 20,4 in + 2 × 0,188 in

OD = 20,78 in

Karena OD < 240 in, maka nilai r_c dapat dilihat pada table 5.7 Brownell & Young, diperoleh :

r_c = 20,00 in

Menghitung $P_{allowable}$:

$$\frac{rc}{100 \times t_h} = \frac{20{,}00 \text{ in}}{100 \times 0{,}19 \text{ in}} = 1{,}07$$

$$P_{allowable} = \frac{B \times t_h}{r_c}$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 8.33)

Dari Figure 8.8 Brownell & Young, diperoleh nilai B dengan plot nilai rc/100×t_h, yaitu :

B = 1000

(Brownell & Young 2nd edt : Figure 8.8)

Maka :

$P_{allowable} = \dfrac{1000 \times 3/16 \text{ in}}{20,00 \text{ in}}$

$P_{allowable} = 9,38$ psia

$P_{allowable} \geq P_{Design}$

9,4 psia $\geq$ 0,97 psia

Karena $P_{allowable} > P_{design}$, sehingga asumsi ketebalan dapat digunakan

Berdasarkan Brownell & Young Table 5.6, dipilih ukuran standart yaitu :

t_h = 3/16 in

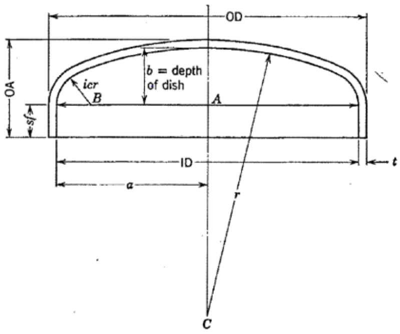
icr = 1 1/2 in

(Brownell & Young 2nd edt : Table 5.6)

sf = 9/16 in

(Brownell & Young 2nd edt : Table 5.8)

Menghitung tinggi head :



(Brownell & Young 2nd edt : Figure 5.8)

$a = \dfrac{ID}{2}$

$b = r_c - AC$

$BC = r_c - icr$

$AB = \dfrac{ID}{2} - icr$

$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

$H_{Head} = t_h + b + sf$

(Brownell & Young 2nd edt : Page 87)

Dari persamaan diatas dicari nilai b untuk dapat menentukan tinggi head :

$AB = \dfrac{20 \text{ in}}{2} - 1,500 \text{ in} = 8,70 \text{ in}$

BC = 20,00 in - 1,500 in = 18,50 in

$AC = \sqrt{18,50 \text{ in}^2 - 8,70 \text{ in}^2} = 16,33$ in

b = 20,00 in - 16,33 in = 3,67 in

H_{Head} = 0,19 in + 3,67 in + 0,56 in = 4,42 in = 0,37 ft

Digunakan dimensi, ketebalan shell yang sama untuk tutup atas dan bawah, sehingga :

$H_{Head} = H_{Bottom} = 0,37$ ft

$t_h = t_b = 3/16$ in

F. Tinggi Total Tangki

$H_{Total} = H_{Tangki} + H_{Head} + H_{Bottom}$

$H_{Total} = 3 \text{ ft} + 0,37 \text{ ft} + 0,37 \text{ ft}$

$H_{Total} = 4,14$ ft

2. Perencanaan Pengaduk

Ketentuan :

1. Jumlah Baffle = 4 buah
2. Jumlah Blade = Antara 4-16, umumnya 4 sampai 8
   Dipilih Blade = 4 blade

(Mc Cabe 5th edt : Page 243)

3. Tipe Pengaduk = Flat blade turbine

A. Dimensi Pengaduk

Diketahui :

H_{Cairan} = 2,4371 ft = 29,24 in = 0,7428 m

D_{Tangki} = 1,7 ft = 20,40 in = 0,5182 m

Ukuran pengaduk :

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \quad ; \quad \frac{H}{D_t} = 1 \quad ; \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \quad ; \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad ; \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

(Mc Cabe 5th edt : Page 243)

Tebal Pengaduk $= \frac{1}{10}$ J

(Perry 8th edt : Page 18-11)

Keterangan :

D_a = Diameter impeller (Pengaduk)

D_t = Diameter tangki

L = Panjang blade

W = Lebar blade

E = Jarak impeller (pengaduk) dari dasar tangki

J = Lebar baffle

Perhitungan :

$D_a = \frac{1}{3} D_t = 0{,}33 \times 1{,}7 \text{ ft} = 0{,}57 \text{ ft}$

$W = \frac{1}{5} D_a = 0{,}20 \times 0{,}57 \text{ ft} = 0{,}113 \text{ ft}$

$L = \frac{1}{4} D_a = 0{,}25 \times 0{,}57 \text{ ft} = 0{,}142 \text{ ft}$

$E = \frac{1}{3} D_t = 0{,}33 \times 1{,}70 \text{ ft} = 0{,}567 \text{ ft}$

$J = \frac{1}{12} D_t = 0{,}08 \times 1{,}70 \text{ ft} = 0{,}142 \text{ ft}$

Tebal Pengaduk $= \frac{1}{10} J = 0{,}10 \times 0{,}14 \text{ ft} = 0{,}014 \text{ ft}$

B. Jumlah Pengaduk

Jumlah Impeller $= \frac{H_{Cairan} \times sg}{D_{Tangki}}$

(Joshi : Page 415)

$sg = \frac{\rho_{bahan}}{\rho_{reference} \text{ (air)}}$

$sg = \frac{88{,}04 \text{ lb/cuft}}{62{,}43 \text{ lb/cuft}} = 1{,}41$

Maka jumlah impeller yang digunakan yaitu sebanyak :

Jumlah Impeller $= \frac{2{,}4371 \text{ ft} \times 1{,}41}{1{,}7 \text{ ft}}$

Jumlah Impeller $= 2{,}022 \approx 3$ buah

Jarak Impeller $= 1{,}5 \times D_a$

(Joshi : Page 415)

Jarak Impeller $= 1{,}5 \times 0{,}57$ ft

Jarak Impeller $= 0{,}85$ ft

C. Power Motor

Penentuan putaran pengaduk :

$V = \pi \times D_a \times N$

Keterangan :

V = Pheripheral speed (m/menit)
D_a = Diameter pengaduk (m)
N = Putaran pengaduk (rpm)

Ketentuan :

Dipilih Putaran Pengaduk = 400 rpm = 6,67 rps
Pheripheral speed = 200 - 250 m/menit

(Joshi : Page 415)

ρ Campuran = 88,04 lb/cuft
$sg_{reference}$ = 1
$\rho_{reference}$ (air) = 62,43 lb/cuft
$\mu_{reference}$ = 1,3 Cp = 0,00085 lb/ft.s

$V = \pi \times 0{,}1727 \text{ m} \times 400 \text{ rpm}$
$V = 217{,}05 \text{ m/min}$

Asumsi kecepatan putaran pengadukan dapat digunakan, karena nilai V diantara 200 - 250 m/min.

Menghitung bilangan reynold :

$$NRe = \frac{\rho \times D_a^2 \times N}{\mu}$$

(Perry 8th edt : eq 18-1)

Keterangan :

ρ = Densitas (lb/cuft)
D_a = Diameter pengaduk (ft)
N = Putaran pengaduk (rps)
μ = Viskositas (lb/ft.s)

Perhitungan :

$$\mu_{bahan} = \frac{sg_{bahan}}{sg_{reference} \text{ (air)}} \times \mu_{reference} \text{ (air)}$$

$$sg_{bahan} = \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho_{reference} \text{ (air)}} \times sg_{reference}$$

$$sg_{bahan} = \frac{88{,}04 \text{ lb/cuft}}{62{,}43 \text{ lb/cuft}} \times 1 = 1{,}4103$$

$$\mu_{bahan} = \frac{1,4103}{1} \times 0,00085 \text{ lb/ft.s} = 0,00120 \text{ lb/ft.s}$$

$$NRe = \frac{88,04 \text{ lb/cuft} \times (0,57 \text{ ft})^2 \times 6,67 \text{ rps}}{0,00120 \text{ lb/ft.s}}$$

$$NRe = 157231,11$$

Karena Nre > 10000, maka dibutuhkan baffle, dengan jumlah baffle sebanyak 4 buah

Menghitung power motor :

Untuk NRe > 10000, perhitungan power motor menggunakan persamaan berikut :

$$P = \frac{K_3}{gc} \times \rho \times (N)^3 \times (D_a)^5$$

(Ludwig vol 1 : eq 5-5)

Keterangan :

- P = Power motor (ft.lb/s)
- K_3 = Faktor mixer (turbin) → Table 5-1
- ρ = Densitas (lb/cuft)
- gc = Konstanta gravitasi ($lbm.ft/lbf.s^2$)
- N = Kecepatan putar impeller (rps)
- D_a = Diameter pengaduk (ft)

Nilai K_3 dari Ludwig Table 5-1 untuk Flat blade turbine dengan 4 blade yaitu :

K_3 = 4,5

Maka power motor :

$$P = \frac{4,5}{32,174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2} \times 88,04 \text{ lb/cuft} \times 296,3 \text{ rps}^3 \times 0,058 \text{ ft}^5$$

$$P = 213,2 \text{ ft.lb/s} = 0,388 \text{ hp} \quad (1 \text{ hp} = 550 \text{ ft.lb/s})$$

(Ludwig vol 1 : eq 5-6)

Perhitungan losses power pengaduk :

Gland losses (Kebocoran tenaga akibat poros dan bearing) = 10%

(Joshi : Page 424)

Gland losses 10% = 10% × 0,388 hp
= 0,0388 hp ≈ 0,5 hp (Paling rendah 0,5 hp)

Transmission system losses = 20%

(Joshi : Page 424)

Transmission system losses = 20% × 0,388 hp = 0,078 hp

Power input total = 0,388 hp + 0,500 hp + 0,078 hp

Power input total = 0,965 hp

Untuk 3 buah impeller, maka power input = 3 × 0,965 hp

= 2,895 hp

Efisiensi motor = 80%

Power motor = $\frac{0{,}965 \text{ hp}}{80\%}$ = 1,206 hp

Digunakan power motor = 2,0 hp

3. Perencanaan Penyangga

A. Berat Beban Total

Ketentuan :

1. ID = 1,70 ft
2. OD = 1,73 ft
3. t_s = 0,02 ft
4. t_h = 0,02 ft
5. t_b = 0,02 ft
6. H_{Tangki} = 4,14 ft
7. H_{Head} = 0,37 ft
8. H_{Bottom} = 0,37 ft
9. $\rho_{steel\text{-}Nikel}$ = 537,00 lb/cuft

(Foust 2nd edt : Appx D Page 740)

Berat shell :

$$w_{shell} = \frac{1}{4} \pi \ (OD^2 - ID^2) \times H_{Tangki} \times \rho_{steel}$$

w_{shell} = 187,1007 lb

Berat tutup atas :

Karena tutup atas berbentuk torispherical, maka :

w_{head} = 0,000049 D^3 × ρ_{steel}

w_{head} = 0,0456 lb

Berat tutup bawah :

Karena tutup bawah berbentuk torispherical, maka :

w_{bottom} = 0,000049 D^3 × ρ_{steel}

w_{bottom} = 0,0456 lb

Berat produk :

w_{bahan} = 487,03 lb

Berat total tangki

$W_{total} = W_{shell} + W_{head} + W_{bottom} + W_{bahan}$

W_{total} = 674,22 lb

B. Leg Planning

Berat perancangan dibuat lebih besar 10% (Faktor safety), sehinggga :

$W_{total\ design}$ = 741,64 lb

Kaki penyangga dilas di tengah-tengah ketinggian (40% dari tinggi total bejana). Digunakan tipe kaki (leg) tipe I-Beam, dengan pondasi cor/beton. Karena kaki dilas pada 40% ketinggian tangki, maka ketinggian kaki :

$H_{leg} = 40\% \times H_{Tangki}$

$H_{leg} = 40\% \times 4{,}14$ ft

H_{leg} = 1,65 ft = 0,504 m ≈ 1,0 m = 3,28 ft

Digunakan beams ukuran 3 in B 17 dengan spesifikasi sebagai berikut :

Kedalaman beam	=	3,0 in
Lebar flange	=	2,509 in
Web thickness	=	0,349 in
Avg flange thickness	=	0,260 in
Area of section (A)	=	2,17 in²
Berat/ft	=	7,50 lb

(Brownell & Young 2nd edt : Appx G Item 2)

Peletakan dengan beban ekstrensik (Axis 1-1) :

I = 2,90 in^4

S = 1,90 in^3

r = 1,15 in

Peletakan tanpa beban ekstrensik (Axis 2-2) :

I = 0,59 in^4

S = 0,47 in^3

r = 0,520 in

(Brownell & Young 2nd edt : Appx G Item 2)

Beban kompresi total maksimum tiap leg (P) :

$$\text{Beban tiap penyangga} = \frac{W_{total\ design}}{\text{Jumlah Penyangga}}$$

Asumsi jumlah penyangga → 4

Sehingga :

$$\text{Beban tiap penyangga} = \frac{741{,}64 \text{ lb}}{4}$$

Beban tiap penyangga = 185,41 lb

Pengecekan terhadap peletakan sumbu Axis 1-1 dan Axis 2-2

$$F_{Allowable} = \frac{P}{A}$$

$$F_{Allowable} = \frac{185{,}41 \text{ lb}}{2{,}17 \text{ in}^2}$$

$$F_{Allowable} = 85{,}443 \text{ psi}$$

Cek Axis 1-1 :

$$\frac{H_{leg}}{r} = \frac{39{,}370 \text{ in}}{1{,}150 \text{ in}} = 34{,}2349$$

Karena L/r < 120, maka digunakan rumus sebagai berikut :

$$F_{check} = 17.000 \text{ psi} - 0{,}485 \times (L/r)^2$$

$$F_{check} = 17.000 \text{ psi} - 0{,}485 \times 1172{,}0250$$

$$F_{check} = 16.431{,}57 \text{ psi}$$

Design dapat digunakan karena $F_{allowable} < F_{check}$

Cek Axis 2-2 :

$$\frac{H_{leg}}{r} = \frac{39{,}370 \text{ in}}{0{,}520 \text{ in}} = 75{,}7117$$

Karena L/r < 120, maka digunakan rumus sebagai berikut :

$$F_{check} = 17.000 \text{ psi} - 0{,}485 \times (L/r)^2$$

$$F_{check} = 17.000 \text{ psi} - 0{,}485 \times 5732{,}2600$$

$$F_{check} = 14.219{,}85 \text{ psi}$$

Design dapat digunakan karena $F_{allowable} < F_{check}$

C. Lug Planning

Masing-masing penyangga memiliki 4 baut (bolt) dengan beban maksimum tiap baut yaitu :

$$P_{bolt} = \frac{P}{n_b} = \frac{185{,}41 \text{ lb}}{4} = 46{,}35 \text{ lb}$$

Luas lubang baut :

$$A_{bolt} = \frac{P_{bolt}}{f_{bolt}}$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 2.2)

Dengan f_{bolt} = stress maks yang dapat ditahan setiap baut, yaitu :

$$f_{bolt} = 12.000 \text{ psi}$$

Sehingga :

$$A_{bolt} = \frac{46{,}35 \text{ lb}}{12.000 \text{ psi}} = 0{,}0039 \text{ in}^2$$

Digunakan baut standart dengan diameter = 0,5 in

Spesifikasi Tangki Pelarutan (M-140)

Fungsi	Melarutkan NaOH
Tipe Tangki	Silinder tegak dengan tutup bawah torispherical
Tipe Tutup	Torispherical
Bahan Konstruksi	Low-alloy Steels SA-203 Grade B
Jumlah Tangki	1 buah
Kondisi Operasi	P = 1 atm T = 30 °C
Waktu Tinggal	3 Jam
Dimensi Tangki	Diameter Tangki = 1,7 ft Tinggi Tangki = 3,4 ft Volume Tangki = 7,7 cuft = 0,22 m³ Tebal Shell = 3/16 in
Dimensi Head	Tebal Head = 3/16 in Tinggi Head = 0,37 ft
Dimensi Bottom	Tebal Bottom = 3/16 in Tinggi Bottom = 0,37 ft
Tinggi Total	4,14 ft
Sistem Pengaduk	Tipe Pengaduk = Flat blade turbine Jumlah Blade = 4 blade Jumlah Impeller = 3 buah Jumlah Baffle = 4 buah Diameter Impeller = 0,567 ft Jarak Impeller dari Dasar = 0,567 ft Jarak antar Impeller = 0,850 ft Panjang Blade = 0,142 ft Lebar Blade = 0,113 ft Lebar Baffle = 0,142 ft Power Motor = 2,0 hp
Penyangga	Tipe Penyangga = I-Beam Ukuran 3 in Tinggi Penyangga = 3,28 ft Jumlah Penyangga = 4 buah Kedalaman Beam = 3,0 in Lebar Flange = 2,509 in

	Web Thickness = 0,349 in Avg flange thickness = 0,260 in Area of Section (A) = 2,17 in^2 Berat/ft = 7,50 lb
Baut	Jumlah Baut = 4 buah Luas Lubang Baut = 0,004 in^2 Diameter Baut = 1 in

8. Pompa 3 (L-141)

Fungsi : Mengalirkan NaOH cair menuju mixer (M-150)
Tipe Pompa : Centrifugal Pump
Bahan Konstruksi : Commercial Steel
Jumlah Pompa : 1 buah
Dasar Pemilihan : Sesuai untuk liquid dengan viskositas <10 cP

Diketahui :

1. ρ Arus 5 = 88,04 lb/cuft
2. $\rho_{reference}$ (air) = 62,43 lb/cuft
3. $\dot{v}$ Arus 5 = 1,84 cuft/Jam
   = 0,0005 cuft/s
4. $sg_{reference}$ (air) = 1
5. $\mu_{reference}$ (air) = 0,00085 lb/ft.s
6. $P_{Hidrostatis}$ = 0,060 atm
7. Konstanta Gravitasi Bumi (gc) = 32,174 lbm.ft/lbf .s²
8. Percepatan Gravitasi Bumi (g) = 32,174 ft/s²

A. Asumsi Aliran Laminer

D_i optimum untuk aliran laminer, Nre < 2100 digunakan persamaan :

$$D_{i\,Opt} = 3 \times q_f^{0,36} \times \rho^{0,18}$$

(Timmerhaus 4th edt : eq 15 Page 496)

Dari persamaan 15 Timmerhaus dapat dihitung untuk nilai $D_{i\,Opt}$, yaitu :

$$D_{i\,Opt} = 3 \times (0,0005 \text{ cuft/s})^{0,36} \times (88,04 \text{ lb/cuft})^{0,18}$$

$$D_{i\,Opt} = 0,44 \text{ in}$$

Digunakan pipa standart dengan ukuran sebagai berikut :

Ukuran Pipa = 0,50 in
Schedule = 40
OD = 0,840 in
ID = 0,546 in = 0,046 ft = 0,014 m
A = 0,0016 ft²

(McCabe 5th edt : Appx 5 Page 1086)

B. Kecepatan Aliran Linear

$$v = \frac{\text{Rate volumetrik } (\dot{v})}{A}$$

Maka dapat dihitung untuk kecepatan linearnya yaitu :

$$v = \frac{0{,}0005 \text{ cuft/s}}{0{,}0016 \text{ ft}^2}$$

$$v = 0{,}314 \text{ ft/s}$$

C. Specific Gravity Bahan

$$sg_{\text{ bahan}} = \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho_{\text{ reference}} \text{ (air)}} \times sg_{\text{ reference}}$$

Maka dapat dihitung untuk specific gravitynya yaitu :

$$sg_{\text{ bahan}} = \frac{88{,}04 \text{ lb/cuft}}{62{,}43 \text{ lb/cuft}} \times 1$$

$$sg_{\text{ bahan}} = 1{,}4103$$

D. Viskositas Bahan

$$\mu_{\text{ bahan}} = \frac{sg_{\text{ bahan}}}{sg_{\text{ reference}} \text{ (air)}} \times \mu_{\text{ reference}} \text{ (air)}$$

Maka dapat dihitung untuk viskositasnya yaitu :

$$\mu_{\text{ bahan}} = \frac{1{,}4103}{1} \times 0{,}00085 \text{ lb/ft.s}$$

$$\mu_{\text{ bahan}} = 0{,}00120 \text{ lb/ft.s}$$

E. Bilangan Reynold

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

Maka dapat dihitung untuk bilangan reynold yaitu :

$$Nre = \frac{0{,}046 \text{ ft} \times 0{,}31 \text{ ft/s} \times 88{,}04 \text{ lb/cuft}}{0{,}00120 \text{ lb/ft.s}}$$

$$Nre = 1050{,}0918 \leq 2.100 \text{ (Asumsi laminer benar)}$$

F. Pemilihan Jenis Bahan Pipa

Dipilih pipa dengan jenis : Commercial steel

Maka dapat diketahui :

f = 0,05

ε = 0,000046 m = 0,00015 ft

(Geankoplis 3rd edt : Figure 2.10-3)

$$\varepsilon/ID = \frac{0{,}000046\ m}{0{,}013868\ m} = 0{,}0033$$

α = 0,5 (Aliran Laminer)

(Timmerhaus 4th edt : Page 485)

G. Menghitung Friksi

Panjang pipa lurus :

1. Tangki menuju elbow pertama = 0,3 ft
2. Tangki menuju alat selanjutnya = 15 ft
3. Tinggi alat selanjutnya = 29 ft
4. Jarak aman tinggi tangki selanjutnya dengan pipa = 1 ft

Maka total panjang pipa lurus yaitu :

$L_{Pipa\ Lurus}$ = 45,3 ft

Panjang ekuivalen suction (L) dihitung menggunakan rumus :

$$L = n \times \frac{L}{D} \times ID$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Sehingga dapat dihitung panjang ekuivalen dengan nilai L/D yang dapat dilihat pada Geankoplis Table 2.10-1, yaitu :

1. 4 Elbow 90°

   L_{Elbow} = 4 × 35 × 0,05 ft

   L_{Elbow} = 6,4 ft

2. 1 Gate Valve

   L_{Valve} = 1 × 9 × 0,05 ft

   L_{Valve} = 0,41 ft

Total Panjang Pipa

$L = L_{Pipa\ Lurus} + L_{Elbow} + L_{Valve}$

L = 45,3 ft + 6,4 ft + 0,41 ft

L = 52,1 ft

Friksi yang terjadi yaitu :

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$f_1 = \frac{2 \times \mu \times v_1^2 \times Le}{gc \times ID}$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Maka nilai f_1 yaitu :

$$f_1 = \frac{2 \times 0{,}00120 \text{ lb/ft.s} \times (0{,}314 \text{ ft/s})^2 \times 52 \text{ ft}}{32{,}174 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2 \times 0{,}05 \text{ ft}}$$

f_1 = 0,0084 ft.lbf/lbm

2. Friksi karena Elbow 90°

$$f_2 = Kf \times \frac{v_1^2}{2}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.10-17)

Diketahui nilai Kf untuk Elbow 90° = 0,75

(Geankoplis 3rd edt : Table 2.10-1)

Maka nilai f_2 yaitu :

$$f_2 = \frac{0{,}75 \times (0{,}314 \text{ ft/s})^2}{2}$$

f_2 = 0,0370 ft.lbf/lbm

3. Friksi karena Gate Valve

$$f_3 = Kf \times \frac{v_1^2}{2}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.10-17)

Diketahui nilai Kf untuk Gate Valve = 0,17

(Geankoplis 3rd edt : Table 2.10-1)

Maka nilai f_3 yaitu :

$$f_3 = \frac{0{,}17 \times (0{,}314 \text{ ft/s})^2}{2}$$

f_3 = 0,0084 ft.lbf/lbm

Total Friksi :

$\Sigma f = f_1 + f_2 + f_3$

Σf = 0,0084 ft.lbf/lbm + 0,0370 ft.lbf/lbm + 0,0084 ft.lbf/lbm

Σf = 0,0538 ft.lbf/lbm

H. Persamaan Bernoulli

$$-Wf = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Sigma f$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.7-10)

Menghitung perbedaan tekanan :

P_1 = 1 atm = 2.116,220 lbf/ft²

P_2 = $P_{Hidrostatis}$ + 1 atm

P_2 = 1,060 atm = 2.242,745 lbf/ft²

$\Delta P = |P_2 - P_1|$

$\Delta P =$ 2.242,745 lbf/ft² - 2.116,220 lbf/ft²

$\Delta P =$ 126,525 lbf/ft²

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{126,525 \text{ lbf/ft}^2}{88,04 \text{ lbm/cuft}} = 1,4371 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung perbedaan ketinggian :

$Z_1 =$ 30 ft (Ketinggian Tangki Pencampuran (M-150))

$Z_2 =$ 0 ft

$\Delta Z = |Z_2 - Z_1|$

$\Delta Z =$ 0 ft - 30 ft

$\Delta Z =$ 30 ft

$$\Delta Z \frac{g}{gc} = 30 \text{ ft} \times \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2} = 30 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung perbedaan kecepatan linear :

v_1 = Kecepatan sebelum melewati pompa

v_2 = Kecepatan setelah melewati pompa

$\Delta v = |v_2 - v_1|$

$\Delta v =$ 0,31 ft/s - 0 ft/s

$\Delta v =$ 0,31 ft/s

$\Delta v^2 =$ 0,10 ft²/s²

$$\frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc} = \frac{0,099 \text{ ft}^2/\text{s}^2}{2 \times 0,5 \times 32,174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2} = 0,003 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung energi yang dibutuhkan menggunakan persamaan bernoulli :

-Wf = 1,4371 ft.lbf/lbm + 30,0000 ft.lbf/lbm + 0,0031 ft.lbf/lbm + 0,0538 ft.lbf/lbm

-Wf = 31,4940 ft.lbf/lbm

I. Power Pompa

Diketahui :

1. sg_{bahan} = 1,4103
2. Rate Volumetrik ($\dot{v}$) = 1,84 cuft/Jam
 = 0,2299 gpm

Menghitung power pompa :

$$hp = \frac{-Wf \times \dot{v} \times sg}{3960}$$

(Perry 7th edt : eq 10-15 Page 10-23)

$$hp = \frac{31,4940 \text{ ft.lbf/lbm} \times 0,2299 \text{ gpm} \times 1,4103}{3960}$$

$$hp = 0,0026 \text{ Hp}$$

Efisiensi pompa = 45%

(Timmerhaus 4th edt : Figure 14-37 Page 520)

$$Bhp = \frac{hp}{\eta \text{ pompa}}$$

$$Bhp = \frac{0,0026 \text{ Hp}}{45\%}$$

$$Bhp = 0,0057 \text{ Hp}$$

Menghitung power motor :

Efisiensi motor = 80%

(Timmerhaus 4th edt : Figure 14-38 Page 521)

$$\text{Power motor} = \frac{Bhp}{\eta \text{ motor}}$$

$$\text{Power motor} = \frac{0,0057 \text{ Hp}}{80\%}$$

$$\text{Power motor} = 0,0072 \text{ Hp}$$

Digunakan power = 0,5 Hp

Spesifikasi Pompa 3 (L-141)

Fungsi	Mengalirkan NaOH cair menuju mixer (M-150)
Tipe Pompa	Centrifugal Pump
Bahan Konstruksi	Commercial Steel
Jumlah	1 buah
Kapasitas	73,6374 Kg/Jam
Rate Volumetrik	1,84 cuft/Jam
Spesifikasi Pipa	Ukuran Pipa = 0,5 in, sch 40 Panjang Pipa = 52,1 ft
Total Dynamic Head	31,4940 ft.lbf/lbm
Efisiensi Motor	80%
Power Motor	0,5 Hp

9. Tangki Pencampuran (M-150)

Fungsi	:	Mencampur stirena oksida, metanol, katalis, dan NaOH
Tipe Tangki	:	Silinder tegak dengan tutup bawah torispherical
Tipe Tutup	:	Torispherical
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah	:	1 buah
Dasar Pemilihan	:	Bentuk tangki yang umum digunakan

Ketentuan :

1. Produk disimpan pada fase cair
2. Tekanan Operasi = 1 atm
3. Suhu Operasi = 30 °C
4. Waktu Tinggal = 1 Jam

1. Perencanaan Tangki

A. Densitas Campuran

Dari Tangki Stirena Oksida (F-110) - Arus 1

Komponen	Fraksi Berat	Massa (kg)	ρ (kg/L)
Stirena Oksida	0,98	1522,08	1,054
Air	0,02	31,06	0,9982
Total	1,00	1553,15	

Dari Tangki Metanol (F-120) - Arus 2

Komponen	Fraksi Berat	Massa (kg)	ρ (kg/L)
Metanol	0,999	28919,582	0,792
Air	0,001	28,949	0,9982
Total	1,00	28948,53	

Produk Keluaran Tangki Pelarutan (M-140) - Arus 5

Komponen	Fraksi Berat	Massa (kg)	ρ (kg/L)
NaOH	0,54	39,57	2,130
Na_2CO_3	0,011	0,81	2,533
Air	0,45	33,26	0,998
Total	1,00	73,64	

Dari Silo Katalis Pd/C (F-150) - Arus 6

Komponen	Fraksi Berat	Massa (kg)	ρ (kg/L)
Katalis Pd/C	1,00	22,83	11,2
Total	1,00	22,83	

Produk Keluaran Tangki Pencampuran (M-150) - Arus 7

Komponen	Fraksi Berat	Massa (kg)	ρ (kg/L)
Stirena Oksida	0,04974	1522,08	1,054
Air	0,00305	93,27	0,9982
Metanol	0,94514	28919,58	0,792
NaOH	0,00129	39,57	2,130
Na_2CO_3	0,00003	0,81	2,533
Katalis Pd/C	0,00075	22,83	11,2
Total	1,00	30598,15	

Perhitungan :

$$\rho \text{ Input} = \frac{1}{\frac{0,0497}{1,05} + \frac{0,0030}{0,9982} + \frac{0,9451}{0,7920} + \frac{0,0013}{2,1300} + \frac{0,00003}{2,5330} + \frac{0,00075}{11,2000}}$$

$$\rho \text{ Input} = 0,80 \text{ gr/ml} \times \frac{62,43 \text{ lb/cuft}}{1,00 \text{ gr/ml}}$$

$$\rho \text{ Input} = 50,17 \text{ lb/cuft}$$

B. Rate Volumetrik

Perhitungan :

$$\dot{v} \text{ Input} = \frac{(\ 1.522,08 \text{ Kg/Jam} + 93,2671 \text{ Kg/Jam} +}{50,17 \text{ lb/cuft}} \frac{39,5742 \text{ Kg/Jam} + 0,8076 \text{ Kg/Jam} + 28.919,58 \text{ Kg/Jam}}{50,17 \text{ lb/cuft}} \frac{+\ 22,8312 \text{ Kg/Jam}\ )}{50,17 \text{ lb/cuft}} \times \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}}$$

$$\dot{v} \text{ Input} = 1.344,54 \text{ cuft/Jam}$$

C. Volume dan Dimensi Tangki

Ketentuan :

1. Asumsi volume bahan dalam Tangki = 80%
2. Rasio H/D = <2

(Ulrich : Table 4-27)

3. Pemilihan Rasio H/D = 2,00
4. Waktu Tinggal = 1 Jam
5. Jumlah tangki = 1 buah

Perhitungan :

Volume Bahan = $\dot{v}$ Input × Waktu Tinggal

Volume Bahan = 1.344,536 cuft/Jam × 1,0 Jam

Volume Bahan = 1.344,536 cuft

$$\text{Volume Tangki} = \frac{\text{Volume Bahan}}{\text{\% Bahan dalam Tangki} \times \text{Jumlah Tangki}}$$

$$\text{Volume Tangki} = \frac{1.344{,}536 \text{ cuft}}{80\% \times 1}$$

Volume Tangki = 1.680,670 cuft

Karena tutup bawah merupakan torispherical, maka volume tangki :

Volume Tangki = $V_{Silinder}$ + V_{Bottom}

V_{Bottom} = 0,000049 D^3

(Brownell & Young 2nd edt : eq 5.11)

Volume Tangki = 1/4 × π × D^2 × H + 0,000049 D^3

Substitusi nilai H = 2 D

Volume Tangki = 1/4 × 3,14 × D^2 × 2,0 D + 0,000049 D^3

1.680,670 cuft = 1,5708 × D^3 + 0,000049 D^3

D^3 = 1.069,915 cuft

D = 10,3 ft = 123,60 in = 3,1394 m

H = 20,6 ft = 247,20 in = 6,2789 m

Sehingga :

Volume Design = 1.716,505 cuft

D. Tebal Minimum Shell

Ketentuan :

1. Faktor korosi (C) = 1/16 in - 1/8 in
2. Pemilihan (C) = 1/8 in

   (Srie Muljani : Perencanaan Bejana Bertekanan)
3. Jenis pengelasan = Double Welded Butt-Joint
4. Faktor pengelasan (E) = 80%

   (Brownell & Young 2nd edt : Table 13.2)
5. Bahan Konstruksi = Carbon Steel SA-283 Grade C
6. Stress allowable (*f*) = 12.650 psi

   (Brownell & Young 2nd edt : Table 13.1)

Menghitung nilai *p* :

$$p = \frac{\rho \times (H - 1)}{144}$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 3.17)

Nilai ketinggian cairan dalam tangki dapat dicari dengan rumus volume silinder, dimana diameter tangki yang digunakan = 10,3 ft, sehingga :

$$\text{Volume Cairan} = 1/4 \times \pi \times D^2 \times H_{Cairan}$$

$$1.344{,}536 \text{ cuft} = 1/4 \times 3{,}14 \times (10{,}3 \text{ ft})^2 \times H_{Cairan}$$

$$H_{Cairan} = 16{,}1365 \text{ ft}$$

Dari persamaan 3.17 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai *p* , yaitu :

$$p = 50{,}17 \text{ lb/cuft} \times \frac{(16{,}1365 \text{ ft} - 1)}{144}$$

$$p = 5{,}2737 \text{ psi}$$

Menghitung *p* design :

$P_{Operasi}$ = 1 atm = 14,7 psia

$P_{Hidrostatis}$ = 5,2737 psi

P_{Design} = P_{Inside} - $P_{Outside}$ + $P_{Hidrostatis}$

P_{Design} = 14,7 psia - 14,7 psia + 5,2737 psia

P_{Design} = 5,2737 psia → Faktor keamanan 10% = 5,8011 psia

Menghitung tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk *cylindrical tank* :

$$t_{min} = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0{,}6 \times p} + C$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 13.1)

Dari persamaan 13.1 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai t_{min}, yaitu :

$$t_{min} = \frac{5{,}8011 \text{ psi} \times 61{,}8 \text{ in}}{12.650 \text{ psi} \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 5{,}8011 \text{ psi}} + 1/8 \text{ in}$$

t_{min} = 0,1604 in = 3/16 in

Dipilih tebal shell yaitu :

t_{shell} = 3/16 in

E. Tebal dan Tinggi Head dan Bottom

Ketentuan :

1. Tipe Tutup = Torispherical
2. Tekanan operasi = 1 atm = 14,7 psia
3. P_{Design} = 5,80 psia

4. Bahan Konstruksi = Carbon Steel SA-283 Grade C

Asumsi tebal head :
Tebal shell minimum = 3/16 in
Asumsi tebal head (t_h) = 1/4 in

Menghitung outside diameter :
OD = ID + 2 t_h
OD = 123,6 in + 2 × 0,250 in
OD = 124,10 in

Karena OD < 240 in, maka nilai r_c dapat dilihat pada table 5.7 Brownell & Young, diperoleh :
r_c = 120,00 in

Menghitung $P_{allowable}$:

$$\frac{rc}{100 \times t_h} = \frac{120,00 \text{ in}}{100 \times 0,25 \text{ in}} = 4,80$$

$$P_{allowable} = \frac{B \times t_h}{r_c}$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 8.33)

Dari Figure 8.8 Brownell & Young, diperoleh nilai B dengan plot nilai rc/100×t_h, yaitu :
B = 5000

(Brownell & Young 2nd edt : Figure 8.8)

Maka :

$$P_{allowable} = \frac{5000 \times 1/4 \text{ in}}{120,00 \text{ in}}$$

$P_{allowable}$ = 10,42 psia

$P_{allowable}$ ≥ P_{Design}
10,4 psia ≥ 5,80 psia
Karena $P_{allowable}$ > P_{design}, sehingga asumsi ketebalan dapat digunakan

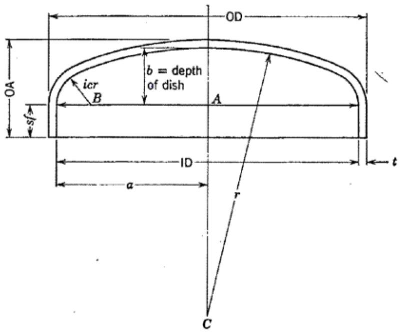
Berdasarkan Brownell & Young Table 5.6, dipilih ukuran standart yaitu :
t_h = 1/4 in
icr = 9/16 in

(Brownell & Young 2nd edt : Table 5.6)

sf = 2 in

(Brownell & Young 2nd edt : Table 5.8)

Menghitung tinggi head :



(Brownell & Young 2nd edt : Figure 5.8)

$a = \frac{ID}{2}$

$b = r_c - AC$

$BC = r_c - icr$

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

$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

$H_{Head} = t_h + b + sf$

(Brownell & Young 2nd edt : Page 87)

Dari persamaan diatas dicari nilai b untuk dapat menentukan tinggi head :

$AB = \frac{124 \text{ in}}{2} - 0{,}563 \text{ in} = 61{,}24 \text{ in}$

$BC = 120{,}00 \text{ in} - 0{,}563 \text{ in} = 119{,}44 \text{ in}$

$AC = \sqrt{119{,}44 \text{ in}^2 - 61{,}24 \text{ in}^2} = 102{,}54 \text{ in}$

$b = 120{,}00 \text{ in} - 102{,}54 \text{ in} = 17{,}46 \text{ in}$

$H_{Head} = 0{,}25 \text{ in} + 17{,}46 \text{ in} + 2{,}00 \text{ in} = 19{,}71 \text{ in} = 1{,}64 \text{ ft}$

Digunakan dimensi, ketebalan shell yang sama untuk tutup atas dan bawah, sehingga :

$H_{Head} = H_{Bottom} = 1{,}64 \text{ ft}$

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

F. Tinggi Total Tangki

$H_{Total} = H_{Tangki} + H_{Head} + H_{Bottom}$

$H_{Total} = 21 \text{ ft} + 1{,}64 \text{ ft} + 1{,}64 \text{ ft}$

$H_{Total} = 23{,}88 \text{ ft}$

2. Perencanaan Pengaduk

Ketentuan :

1. Jumlah Baffle = 4 buah
2. Jumlah Blade = Antara 4-16, umumnya 4 sampai 8
   Dipilih Blade = 6 blade

(Mc Cabe 5th edt : Page 243)

3. Tipe Pengaduk = Flat blade turbine

A. Dimensi Pengaduk

Diketahui :

H_{Cairan} = 16,1365 ft = 193,64 in = 4,9184 m

D_{Tangki} = 10,3 ft = 123,60 in = 3,1394 m

Ukuran pengaduk :

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \quad ; \quad \frac{H}{D_t} = 1 \quad ; \quad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \quad ; \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad ; \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

(Mc Cabe 5th edt : Page 243)

$$\text{Tebal Pengaduk} = \frac{1}{10} J$$

(Perry 8th edt : Page 18-11)

Perhitungan :

$$D_a = \frac{1}{3} D_t = 0,33 \times 10,30 \text{ ft} = 3,43 \text{ ft}$$

$$W = \frac{1}{5} D_a = 0,20 \times 3,43 \text{ ft} = 0,687 \text{ ft}$$

$$L = \frac{1}{4} D_a = 0,25 \times 3,43 \text{ ft} = 0,858 \text{ ft}$$

$$E = \frac{1}{3} D_t = 0,33 \times 10,30 \text{ ft} = 3,43 \text{ ft}$$

$$J = \frac{1}{12} D_t = 0,08 \times 10,30 \text{ ft} = 0,858 \text{ ft}$$

$$\text{Tebal Pengaduk} = \frac{1}{10} J = 0,10 \times 0,86 \text{ ft} = 0,086 \text{ ft}$$

B. Jumlah Pengaduk

$$\text{Jumlah Impeller} = \frac{H_{Cairan} \times sg}{D_{Tangki}}$$

(Joshi : Page 415)

$$sg = \frac{\rho_{\ bahan}}{\rho_{\ reference}\ (air)}$$

$$sg = \frac{50{,}17 \text{ lb/cuft}}{62{,}43 \text{ lb/cuft}} = 0{,}80$$

Maka jumlah impeller yang digunakan yaitu sebanyak :

$$\text{Jumlah Impeller} = \frac{16{,}1365 \text{ ft} \times 0{,}80}{10{,}3 \text{ ft}}$$

Jumlah Impeller = 1,259 ≈ 2 buah

Jarak Impeller = 1,5 × D_a

(Joshi : Page 415)

Jarak Impeller = 1,5 × 3,43 ft

Jarak Impeller = 5,15 ft

C. Power Motor

Penentuan putaran pengaduk :

$V = \pi \times D_a \times N$

Keterangan :

V = Pheripheral speed (m/menit)

D_a = Diameter pengaduk (m)

N = Putaran pengaduk (rpm)

Ketentuan :

Dipilih Putaran Pengaduk = 70 rpm = 1,17 rps

Pheripheral speed = 200 - 250 m/menit

(Joshi : Page 415)

ρ Campuran = 50,17 lb/cuft

$sg_{\ reference}$ = 1

$\rho_{\ reference}$ (air) = 62,43 lb/cuft

$\mu_{\ reference}$ = 1,3 Cp = 0,00085 lb/ft.s

$V = \pi \times 1{,}0465 \text{ m} \times 70 \text{ rpm}$

V = 230,13 m/min

Asumsi kecepatan putaran pengadukan dapat digunakan, karena nilai V diantara

200 - 250 m/min.

Menghitung bilangan reynold :

$$NRe = \frac{\rho \times D_a^2 \times N}{\mu}$$

(Perry 8th edt : eq 18-1)

Perhitungan :

$$\mu_{bahan} = \frac{sg_{bahan}}{sg_{reference}\ (air)} \times \mu_{reference}\ (air)$$

$$sg_{bahan} = \frac{\rho\ campuran}{\rho_{reference}\ (air)} \times sg_{reference}$$

$$sg_{bahan} = \frac{50{,}17\ lb/cuft}{62{,}43\ lb/cuft} \times 1 = 0{,}8036$$

$$\mu_{bahan} = \frac{0{,}8036}{1} \times 0{,}00085\ lb/ft.s = 0{,}00068\ lb/ft.s$$

$$NRe = \frac{50{,}17\ lb/cuft \times (3{,}4\ ft)^2 \times 1{,}17\ rps}{0{,}00068\ lb/ft.s}$$

$$NRe = 1010073{,}88$$

Karena Nre > 10000, maka dibutuhkan baffle, dengan jumlah baffle sebanyak
4 buah

Menghitung power motor :

Untuk NRe > 10000, perhitungan power motor menggunakan persamaan berikut :

$$P = \frac{K_3}{gc} \times \rho \times (N)^3 \times (D_a)^5$$

(Ludwig vol 1 : eq 5-5)

Nilai K_3 dari Ludwig Table 5-1 untuk Flat blade turbine dengan 6 blade yaitu :

K_3 = 6,3

Maka power motor :

$$P = \frac{6{,}3}{32{,}174\ lbm.ft/lbf.s^2} \times 50{,}17\ lb/cuft \times 1{,}6\ rps^3 \times 477{,}1\ ft^5$$

P = 7.442,4 ft.lb/s = 13,532 hp (1 hp = 550 ft.lb/s)

(Ludwig vol 1 : eq 5-6)

Perhitungan losses power pengaduk :

Gland losses (Kebocoran tenaga akibat poros dan bearing) = 10%

(Joshi : Page 424)

Gland losses 10% = 10% × 13,532 hp
= 1,3532 hp

Transmission system losses = 20%

(Joshi : Page 424)

Transmission system losses = 20% × 13,532 hp = 2,706 hp

Power input total = 13,532 hp + 1,353 hp + 2,706 hp
Power input total = 17,591 hp
Untuk 2 buah impeller, maka power input = 2 × 17,591 hp
= 35,182 hp

Efisiensi motor = 80%

Power motor = $\frac{17{,}591 \text{ hp}}{80\%}$ = 21,989 hp

Digunakan power motor = 22,0 hp

3. Perencanaan Penyangga

A. Berat Beban Total

Ketentuan :

1. ID = 9,60 ft
2. OD = 9,63 ft
3. t_s = 0,02 ft
4. t_h = 0,02 ft
5. t_b = 0,02 ft
6. H_{Tangki} = 23,88 ft
7. H_{Head} = 1,64 ft
8. H_{Bottom} = 1,64 ft
9. ρ_{steel} = 489,00 lb/cuft

(Foust 2nd edt : Appx D Page 740)

Berat shell :

$$w_{shell} = \frac{1}{4} \pi \ (OD^2 - ID^2) \times H_{Tangki} \times \rho_{steel}$$

w_{shell} = 5.512,76 lb

Berat tutup atas :

Karena tutup atas berbentuk torispherical, maka :

w_{head} = 0,000049 D^3 × ρ_{steel}

w_{head} = 0,2308 lb

Berat tutup bawah :

Karena tutup bawah berbentuk torispherical, maka :

$w_{bottom} = 0{,}000049 \ D^3 \times \rho_{steel}$

$w_{bottom} = 0{,}2308$ lb

Berat produk :

$w_{bahan} = 67.457{,}28$ lb

Berat total tangki

$w_{total} = w_{shell} + w_{head} + w_{bottom} + w_{bahan}$

$w_{total} = 72.970{,}51$ lb

B. Leg Planning

Berat perancangan dibuat lebih besar 10% (Faktor safety), sehinggga :

$w_{total\ design} = 80.267{,}56$ lb

Kaki penyangga dilas di tengah-tengah ketinggian (40% dari tinggi total bejana). Digunakan tipe kaki (leg) tipe I-Beam, dengan pondasi cor/beton. Karena kaki dilas pada 40% ketinggian tangki, maka ketinggian kaki :

$H_{leg} = 40\% \times H_{Tangki}$

$H_{leg} = 40\% \times 23{,}88$ ft

$H_{leg} = 9{,}55$ ft $= 2{,}912$ m $\approx 3{,}0$ m $= 9{,}84$ ft

Digunakan beams ukuran 8 in B 12 dengan spesifikasi sebagai berikut :

Kedalaman beam	=	8,0 in
Lebar flange	=	4,171 in
Web thickness	=	0,441 in
Avg flange thickness	=	0,425 in
Area of section (A)	=	6,71 in²
Berat/ft	=	23,00 lb

(Brownell & Young 2nd edt : Appx G Item 2)

Peletakan dengan beban ekstrensik (Axis 1-1) :

$I = 64{,}20$ in⁴

$S = 16{,}00$ in³

$r = 3{,}09$ in

Peletakan tanpa beban ekstrensik (Axis 2-2) :

$I = 4{,}40$ in⁴

$S = 2{,}10$ in³

$r = 0{,}810$ in

(Brownell & Young 2nd edt : Appx G Item 2)

Beban kompresi total maksimum tiap leg (P) :

$$\text{Beban tiap penyangga} = \frac{w_{total\ design}}{\text{Jumlah Penyangga}}$$

Asumsi jumlah penyangga → 4

Sehingga :

$$\text{Beban tiap penyangga} = \frac{80.267{,}56\ \text{lb}}{4}$$

$$\text{Beban tiap penyangga} = 20.066{,}89\ \text{lb}$$

Pengecekan terhadap peletakan sumbu Axis 1-1 dan Axis 2-2

$$F_{Allowable} = \frac{P}{A}$$

$$F_{Allowable} = \frac{20.066{,}89\ \text{lb}}{6{,}71\ \text{in}^2}$$

$$F_{Allowable} = 2.990{,}595\ \text{psi}$$

Cek Axis 1-1 :

$$\frac{H_{leg}}{r} = \frac{118{,}11\ \text{in}}{3{,}090\ \text{in}} = 38{,}2234$$

Karena L/r < 120, maka digunakan rumus sebagai berikut :

$$F_{check} = 17.000\ \text{psi} - 0{,}485 \times (L/r)^2$$

$$F_{check} = 17.000\ \text{psi} - 0{,}485 \times 1461{,}0266$$

$$F_{check} = 16.291{,}40\ \text{psi}$$

Design dapat digunakan karena $F_{allowable} < F_{check}$

Cek Axis 2-2 :

$$\frac{H_{leg}}{r} = \frac{118{,}11\ \text{in}}{0{,}810\ \text{in}} = 145{,}8151$$

Karena L/r > 120, maka digunakan rumus sebagai berikut :

$$F_{check} = \frac{18000}{1 + \dfrac{L^2}{18000 \times r^2}}$$

$$F_{check} = \frac{18000}{1 + \dfrac{13.950{,}03\ \text{in}^2}{18000 \times 0{,}66\ \text{in}^2}}$$

$$F_{check} = 8.252{,}24\ \text{psi}$$

Design dapat digunakan karena $F_{allowable} < F_{check}$

C. Lug Planning

Masing-masing penyangga memiliki 4 baut (bolt) dengan beban maksimum tiap baut yaitu :

$$P_{bolt} = \frac{P}{n_b} = \frac{20.066,89 \text{ lb}}{4} = 5.016,72 \text{ lb}$$

Luas lubang baut :

$$A_{bolt} = \frac{P_{bolt}}{f_{bolt}}$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 2.2)

Dengan f_{bolt} = stress maks yang dapat ditahan setiap baut, yaitu :

f_{bolt} = 12.000 psi

Sehingga :

$$A_{bolt} = \frac{5.016,72 \text{ lb}}{12.000 \text{ psi}} = 0,4181 \text{ in}^2$$

Digunakan baut standart dengan diameter = 1,25 in

Spesifikasi Tangki Pencampuran (M-150)

Fungsi	Mencampur stirena oksida, metanol, katalis, dan NaOH
Tipe Tangki	Silinder tegak dengan tutup bawah torispherical
Tipe Tutup	Torispherical
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah Tangki	1 buah
Kondisi Operasi	P = 1 atm T = 30 °C
Waktu Tinggal	1 Jam
Dimensi Tangki	Diameter Tangki = 10,3 ft Tinggi Tangki = 20,6 ft Volume Tangki = 1.716,5 cuft = 48,61 m³ Tebal Shell = 3/16 in
Dimensi Head	Tebal Head = 1/4 in Tinggi Head = 1,64 ft
Dimensi Bottom	Tebal Bottom = 1/4 in Tinggi Bottom = 1,64 ft
Tinggi Total	23,88 ft
Sistem Pengaduk	Tipe Pengaduk = Flat blade turbine Jumlah Blade = 6 blade Jumlah Impeller = 2 buah Jumlah Baffle = 4 buah

	Diameter Impeller = 3,433 ft Jarak Impeller dari Dasar = 3,433 ft Jarak antar Impeller = 5,150 ft Panjang Blade = 0,858 ft Lebar Blade = 0,687 ft Lebar Baffle = 0,858 ft Power Motor = 22,0 hp
Penyangga	Tipe Penyangga = I-Beam Ukuran 8 in Tinggi Penyangga = 9,84 ft Jumlah Penyangga = 4 buah Kedalaman Beam = 8,0 in Lebar Flange = 4,171 in Web Thickness = 0,441 in Avg flange thickness = 0,425 in Area of Section (A) = 6,71 in² Berat/ft = 23,00 lb
Baut	Jumlah Baut = 4 buah Luas Lubang Baut = 0,42 in² Diameter Baut = 1,3 in

10. Pompa 4 (L-151)

Fungsi : Mengalirkan Feed menuju Reaktor (R-210)
Tipe Pompa : Centrifugal Pump
Bahan Konstruksi : Commercial Steel
Jumlah Pompa : 2 buah
Dasar Pemilihan : Sesuai untuk liquid dengan viskositas <10 cP

Diketahui :

1. ρ Arus 7 = 50,17 lb/cuft
2. $\rho_{\text{reference}}$ (air) = 62,43 lb/cuft
3. $\dot{v}$ Arus 7 = 1.344,54 cuft/Jam
   = 0,3735 cuft/s
4. sg $_{\text{reference}}$ (air) = 1
5. μ $_{\text{reference}}$ (air) = 0,00085 lb/ft.s
6. $P_{\text{Hidrostatis}}$ = 0,359 atm
7. Konstanta Gravitasi Bumi (gc) = 32,174 lbm.ft/lbf .s²
8. Percepatan Gravitasi Bumi (g) = 32,174 ft/s²

A. Asumsi Aliran Turbulen

D_i optimum untuk aliran turbulen, Nre > 2100 digunakan persamaan :

$D_{i\,Opt} = 3{,}9 \times q_f^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$

(Timmerhaus 4th edt : eq 15 Page 496)

Dari persamaan 15 Timmerhaus dapat dihitung untuk nilai $D_{i\,Opt}$, yaitu :

$D_{i\,Opt} = 3{,}9 \times (0{,}3735 \text{ cuft/s})^{0{,}45} \times (50{,}17 \text{ lb/cuft})^{0{,}13}$

$D_{i\,Opt} = 4{,}17$ in

Digunakan pipa standart dengan ukuran sebagai berikut :

Ukuran Pipa = 4,00 in

Schedule = 40

OD = 4,500 in

ID = 4,026 in = 0,336 ft = 0,102 m

A_1 = 0,0884 ft²

(McCabe 5th edt : Appx 5 Page 1086)

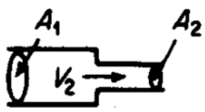
Dimensi pipa heat exchanger :

A_2 = 0,0233 ft²

Mencari nilai K_c :

$\frac{A_2}{A_1} < 0{,}715 \rightarrow K_c = 0{,}4 \left(1{,}25 - \frac{A_2}{A_1}\right)$

$\frac{A_2}{A_1} > 0{,}715 \rightarrow K_c = 0{,}75 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)$



Sehingga :

$\frac{A_2}{A_1} = \frac{0{,}0233 \text{ ft}^2}{0{,}0884 \text{ ft}^2} = 0{,}2636$

Kc = 0,3946

(Timmerhaus 4th edt : Page 484)

B. Kecepatan Aliran Linear

$v = \frac{\text{Rate volumetrik } (\dot{v})}{A}$

Kecepatan linear dalam pipa :

$v_1 = \frac{0{,}3735 \text{ cuft/s}}{0{,}0884 \text{ ft}^2}$

v_1 = 4,225 ft/s

Kecepatan linear dalam heat exchanger :

$$v_2 = \frac{0{,}3735 \text{ cuft/s}}{0{,}0233 \text{ ft}^2}$$

$$v_2 = 16{,}027 \text{ ft/s}$$

C. Specific Gravity Bahan

$$sg_{bahan} = \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho_{reference} \text{ (air)}} \times sg_{reference}$$

Maka dapat dihitung untuk specific gravitynya yaitu :

$$sg_{bahan} = \frac{50{,}17 \text{ lb/cuft}}{62{,}43 \text{ lb/cuft}} \times 1$$

$$sg_{bahan} = 0{,}8036$$

D. Viskositas Bahan

$$\mu_{bahan} = \frac{sg_{bahan}}{sg_{reference} \text{ (air)}} \times \mu_{reference} \text{ (air)}$$

Maka dapat dihitung untuk viskositasnya yaitu :

$$\mu_{bahan} = \frac{0{,}8036}{1} \times 0{,}00085 \text{ lb/ft.s}$$

$$\mu_{bahan} = 0{,}00068 \text{ lb/ft.s}$$

E. Bilangan Reynold

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

Maka dapat dihitung untuk bilangan reynold yaitu :

$$Nre = \frac{0{,}336 \text{ ft} \times 4{,}22 \text{ ft/s} \times 50{,}17 \text{ lb/cuft}}{0{,}00068 \text{ lb/ft.s}}$$

$$Nre = 104108{,}13 \geq 2.100 \text{ (Asumsi turbulen benar)}$$

F. Pemilihan Jenis Bahan Pipa

Dipilih pipa dengan jenis : Commercial steel

Maka dapat diketahui :

f = 0,004

ε = 0,000046 m = 0,00015 ft

(Geankoplis 3rd edt : Figure 2.10-3)

$$\varepsilon/ID = \frac{0{,}000046 \text{ m}}{0{,}102260 \text{ m}} = 0{,}0004$$

α = 1 (Aliran Turbulen)

(Timmerhaus 4th edt : Page 485)

G. Menghitung Friksi

Panjang pipa lurus :

1. Tangki menuju elbow pertama = 0,98 ft
2. Tangki menuju alat selanjutnya = 20 ft
3. Tinggi alat selanjutnya = 28,0 ft
4. Panjang heat exchanger = 24 ft
5. Jarak aman tinggi tangki selanjutnya dengan pipa = 1 ft

Maka total panjang pipa lurus yaitu :

$L_{Pipa\ Lurus} = 74{,}0$ ft

Panjang ekuivalen suction (L) dihitung menggunakan rumus :

$$L = n \times \frac{L}{D} \times ID$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Sehingga dapat dihitung panjang ekuivalen dengan nilai L/D yang dapat dilihat pada Geankoplis Table 2.10-1, yaitu :

1. 4 Elbow 90°

$L_{Elbow} = 4 \times 35 \times 0{,}34$ ft

$L_{Elbow} = 46{,}97$ ft

2. 1 Gate Valve

$L_{Valve} = 1 \times 9 \times 0{,}34$ ft

$L_{Valve} = 3{,}02$ ft

Total Panjang Pipa

$L = L_{Pipa\ Lurus} + L_{Elbow} + L_{Valve}$

$L = 74\text{ ft} + 47\text{ ft} + 3\text{ ft}$

$L = 124{,}0$ ft

Friksi yang terjadi yaitu :

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$f_1 = \frac{2 \times \mu \times v_1^2 \times Le}{gc \times ID}$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Maka nilai f_1 yaitu :

$$f_1 = \frac{2 \times 0{,}00068\text{ lb/ft.s} \times (4{,}225\text{ ft/s})^2 \times 124\text{ ft}}{32{,}174\text{ lbm.ft/lbf .s}^2 \times 0{,}34\text{ ft}}$$

$f_1 = 0{,}2801$ ft.lbf/lbm

2. Friksi karena Elbow 90°

$$f_2 = Kf \times \frac{v_1^2}{2}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.10-17)

Diketahui nilai Kf untuk Elbow 90° = 0,75

(Geankoplis 3rd edt : Table 2.10-1)

Maka nilai f_2 yaitu :

$$f_2 = \frac{0,75 \times (4,225 \text{ ft/s})^2}{2}$$

f_2 = 6,6937 ft.lbf/lbm

3. Friksi karena Gate Valve

$$f_3 = Kf \times \frac{v_1^2}{2}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.10-17)

Diketahui nilai Kf untuk Gate Valve = 0,17

(Geankoplis 3rd edt : Table 2.10-1)

Maka nilai f_3 yaitu :

$$f_3 = \frac{0,17 \times (4,225 \text{ ft/s})^2}{2}$$

f_3 = 1,5172 ft.lbf/lbm

4. Friksi karena kontraksi dari pipa ke heat exchanger

$$f_4 = \frac{K_c \times v_1^2}{2\alpha \times gc}$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Maka nilai f_4 yaitu :

$$f_4 = \frac{0,3946 \times (4,225 \text{ ft/s})^2}{2 \times 32,174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2}$$

f_4 = 0,1094 ft.lbf/lbm

5. Friksi karena ekspansi dari heat exchanger ke pipa

$$f_5 = \frac{(v_2 - v_1)^2}{2\alpha \times gc}$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Maka nilai f_5 yaitu :

$$f_5 = \frac{(16,027 \text{ ft/s} - 4,225 \text{ ft/s})^2}{2 \times 32,174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2}$$

f_5 = 2,1648 ft.lbf/lbm

Total Friksi :

$\Sigma f = f_1 + f_2 + f_3 + f_4 + f_5$

Σf = 0,2801 ft.lbf/lbm + 6,6937 ft.lbf/lbm + 1,5172 ft.lbf/lbm + 0,1094 ft.lbf/lbm + 2,1648 ft.lbf/lbm

Σf = 10,7652 ft.lbf/lbm

H. Persamaan Bernoulli

$$-Wf = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Sigma f$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.7-10)

Menghitung perbedaan tekanan :

P_1 = 20,4 atm = 43.200,212 lbf/ft²

P_2 = $P_{Hidrostatis}$ + 1 atm

P_2 = 1,359 atm = 2.875,641 lbf/ft²

$\Delta P = |P_2 - P_1|$

ΔP = 2.875,641 lbf/ft² - 43.200,212 lbf/ft²

ΔP = 40.324,571 lbf/ft²

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{40.324,571 \text{ lbf/ft}^2}{50,17 \text{ lbm/cuft}} = 803,7360 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung perbedaan ketinggian :

Z_1 = 29 ft (Ketinggian Reaktor (R-210))

Z_2 = 0 ft

$\Delta Z = |Z_2 - Z_1|$

ΔZ = 0 ft - 29 ft

ΔZ = 29 ft

$$\Delta Z \frac{g}{gc} = 29 \text{ ft} \times \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2} = 29 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung perbedaan kecepatan linear :

v_1 = Kecepatan linear dalam pipa (ft/s)

v_2 = Kecepatan linear dalam HE (ft/s)

$\Delta v = |v_2 - v_1|$

Δv = 16,027 ft/s - 4,225 ft/s

Δv = 11,80 ft/s

Δv^2 = 139,30 ft^2/s^2

$$\frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc} = \frac{139{,}30\ ft^2/s^2}{2 \times 1 \times 32{,}174\ lbm.ft/lbf.s^2} = 2{,}16\ ft.lbf/lbm$$

Menghitung energi yang dibutuhkan menggunakan persamaan bernoulli :

-Wf = 803,7360 ft.lbf/lbm + 29,0000 ft.lbf/lbm + 2,1648 ft.lbf/lbm + 10,7652 ft.lbf/lbm

-Wf = 845,6660 ft.lbf/lbm

I. Power Pompa

Diketahui :

1. sg_{bahan} = 0,8036
2. Rate Volumetrik ($\dot{v}$) = 1.344,54 cuft/Jam = 167,6270 gpm

Menghitung power pompa :

$$hp = \frac{-Wf \times \dot{v} \times sg}{3960}$$

(Perry 7th edt : eq 10-15 Page 10-23)

$$hp = \frac{845{,}6660\ ft.lbf/lbm \times 167{,}6270\ gpm \times 0{,}8036}{3960}$$

hp = 28,7681 Hp

Efisiensi pompa = 45%

(Timmerhaus 4th edt : Figure 14-37 Page 520)

$$Bhp = \frac{hp}{\eta\ pompa}$$

$$Bhp = \frac{28{,}7681\ Hp}{45\%}$$

Bhp = 63,9290 Hp

Menghitung power motor :

Efisiensi motor = 80%

(Timmerhaus 4th edt : Figure 14-38 Page 521)

$$Power\ motor = \frac{Bhp}{\eta\ motor}$$

$$Power\ motor = \frac{63{,}9290\ Hp}{80\%}$$

Power motor = 79,9113 Hp

Digunakan power untuk masing-masing pompa yaitu = 40,0 Hp

Spesifikasi Pompa 4 (L-151)

Fungsi	Mengalirkan Feed menuju Reaktor (R-210)
Tipe Pompa	Centrifugal Pump
Bahan Konstruksi	Commercial Steel
Jumlah	2 buah
Kapasitas	30.598,15 Kg/Jam
Rate Volumetrik	1.344,54 cuft/Jam
Spesifikasi Pipa	Ukuran Pipa = 4 in, sch 40 Panjang Pipa = 124,0 ft
Total Dynamic Head	845,6660 ft.lbf/lbm
Efisiensi Motor	80%
Power Motor	40,0 Hp

11. Heater 1 (E-152)

Fungsi : Memanaskan feed sebelum masuk reaktor
Tipe HE : Double-Pipe Heat Exchanger
Jumlah HE : 1 buah
Dasar Pemilihan : Umum digunakan pada range perpindahan panas A < 200 ft^2

Ketentuan :

1. Tekanan Operasi = 1 atm
2. Suhu Feed Awal = 30 °C
3. Suhu Feed Akhir = 40 °C
4. Jenis Pemanas = Saturated Steam dengan suhu 148 °C

A. Neraca Panas

Dari neraca massa dan neraca panas diperoleh :

Massa bahan masuk = 30.598,15 Kg/Jam
= 67.457,28 lb/Jam
Panas yang dibutuhkan = 808.962,8219 kJ/Jam
= 766.789,4046 Btu/Jam
Massa steam = 381,68 Kg/Jam
= 841,45 lb/Jam

B. Log Mean Temperatur Diference

Temperatur bahan masuk :

t_1 = 30 °C = 86 °F

t_2 = 40 °C = 104 °F

Temperatur steam :

T_1 = 148 °C = 298,4 °F

T_2 = 148 °C = 298,4 °F

$\Delta t_1 = T_2 - t_1$

$\Delta t_1 = 298{,}4 - 86$

$\Delta t_1 = 212{,}4$ °F

$\Delta t_2 = T_1 - t_2$

$\Delta t_2 = 298{,}4 - 104$

$\Delta t_2 = 194{,}4$ °F

Dari Kern Figure 18, dipilih F_T :

F_T = 1 → R = 0 ; S = 0,085

(Kern : Figure 18)

Menghitung LMTD :

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$LMTD = \frac{194{,}4 - 212{,}4}{\ln \frac{194{,}4}{212{,}4}}$$

LMTD = 203,3 °F

Menghitung perbedaan suhu aktual :

$\Delta t = F_T \times LMTD$

$\Delta t = 1 \times 203{,}3$ °F

$\Delta t = 203{,}3$ °F

C. T_c dan t_c Rata-Rata

Menghitung temperatur rata-rata :

$T_c = T_{Average\ Steam}$

$$T_c = \frac{298{,}4 + 298{,}4}{2}$$

$T_c = 298{,}4$ °F

$t_c = T_{Average\ Bahan}$

$$t_c = \frac{86{,}0 + 104{,}0}{2}$$

$t_c = 95{,}0$ °F

Untuk Double-Pipe Heat Exchanger, berdasarkan Kern Table 6.1 dipilih :

1. Outer pipe = 3 IPS
2. Inner pipe = 2 IPS
3. Ketentuan UD = 200-700 Btu/hr.ft².°F

(Kern : Table 8)

Berdasarkan Kern Table 11, dipilih :

Untuk outer pipe :

1. Nominal pipe size (IPS) = 3 IPS
2. Schedule = 40
3. OD = 3,500 in
4. ID = 3,068 in

(Kern : Table 11)

Untuk inner pipe :

1. Nominal pipe size (IPS) = 2 IPS
2. Schedule = 40
3. OD = 2,380 in
4. ID = 2,067 in

(Kern : Table 11)

Fluida Panas : Annulus, Steam	Fluida Dingin : Inner Pipe, Feed R-210
(4) Flow Area	4. Flow Area
$D_2 = \frac{3,068}{12} = 0,256$ ft	$D = \frac{2,067}{12} = 0,172$ ft
$D_1 = \frac{2,380}{12} = 0,198$ ft	$a_p = \frac{\pi \times D^2}{4} = 0,0233$ ft²
$a_a = \frac{\pi (D_2^2 - D_1^2)}{4} = 0,020$ ft²	
Equiv Diam, $D_c = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$	
$D_c = 0,131$ ft	
(5) Kecepatan Massa (Ga)	5. Kecepatan Massa (Gp)
$G_a = W / a_a$	$G_p = W / a_p$
$G_a = \frac{841,451}{0,0204}$	$G_p = \frac{67457,28}{0,0233}$
G_a = 41.160,06 lb/jam.ft²	G_p = 2.894.812,91 lb/jam.ft²
(6) Pada T_c = 298,4 °F	6. Pada t_c = 95 °F
μ_{Steam} = 0,0141 cP	μ_{bahan} = 1,189 lb/ft.Jam
μ_{Steam} = 0,034 lb/ft.Jam	
$Re_a = \frac{D_c \times G_a}{\mu}$	$Re_p = \frac{D \times G_p}{\mu}$
Re_a = 158399,04	Re_p = 419258,42
(7) J_H = 330	7. j_H = 850

(Kern : Figure 24)	(Kern : Figure 24)
	8. Pada t_c = 95 °F
	Cp = 0,5886 Btu/lb.°F
	k = 0,1138 Btu/Jam.ft².°F
	$(Cp \times \mu / k)^{1/3}$ = 1,8323
(9) h_o untuk Steam	9. $h_i = j_H \times (k/D) \times (Cp \times \mu / k)^{1/3} \times (\mu / \mu w)^{0,14}$
h_o = 1500 Btu/Jam.ft².°F	
(Kern : Page 164)	h_i = 1028,84 Btu/Jam.ft².°F
	10. $h_{io} = h_i \times \dfrac{ID}{OD}$
	$h_{io} = 1028,84 \times \dfrac{2,07}{2,38}$
	h_{io} = 893,5345 Btu/Jam.ft².°F

11. Clean Overall Coefficient (U_C)

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_C = \frac{893,53 \times 1500}{893,53 + 1500}$$

U_C = 559,968 Btu/Jam.ft².°F

12. Design Overall Coefficient (U_D)

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_D$$

(Kern : eq 6.10)

Diketahui :

Rd = 0,002

(Kern : Table 12)

Maka :

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{559,968} + 0,002$$

U_D = 264,144 Btu/Jam.ft².°F

13. Required Surface (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t\ LMTD}$$

$$A = \frac{766789{,}405}{264{,}144 \times 203{,}267}$$

$A = 14{,}281\ ft^2$

14. Panjang Pipa

Dari Kern Table 11 untuk 2 in IPS, diketahui :

Surface/Linear ft = 0,622 ft

$$\text{Required Length} = \frac{14{,}281\ ft^2}{0{,}622\ ft} = 22{,}960\ ft \approx 23{,}0\ ft$$

Panjang yang dibutuhkan dapat dipenuhi dengan menggunakan 2 buah hairpins ukuran (1 × 12 ft), sehingga panjang tube yaitu :

$L = 2 \times 1 \times 12\ ft = 24\ ft$

15. U_D Aktual

$A = 24\ ft \times 0{,}622\ ft = 14{,}9\ ft^2$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t\ LMTD}$$

$$U_D = \frac{766789{,}4046}{14{,}9 \times 203{,}267}$$

$U_D = 252{,}70$ Btu/Jam.ft².°F → Perhitungan U_D telah memenuhi ketentuan

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$R_d = \frac{559{,}97 - 252{,}70}{559{,}97 \times 252{,}70}$$

$R_d = 0{,}0022$

R_d Perhitungan ≈ R_d Data (Kern : Table 12)

0,0022 ≈ 0,0020

Maka dari segi faktor kekotoran masih memenuhi syarat

D. Pressure Drop

Perhitungan Pressure Drop	
Fluida Panas : Annulus, Steam	Fluida Dingin : Inner Pipe, Feed R-210
(1) Specific Vol of Steam D'_a = 0,0573 ft	1. Untuk Re_p = 419258,42 $f = 0{,}004\ ft + \dfrac{0{,}264}{Re_p^{\ 0{,}42}}$

$Re'_a = \frac{D'_a \times G_a}{\mu_{Steam}}$

$Re'_a = 69197{,}82$

$f = D'_a + \frac{0{,}264}{Re'_a{}^{0{,}42}}$

$f = 0{,}0573 + \frac{0{,}264}{107{,}85}$

$f = 0{,}06$

$s = 1$

(Kern : Table 6)

$\rho = 62{,}43$ lb/cuft

(2) $\Delta f_p = \frac{4f \times G_a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D'_a}$

$\Delta f_p = 0{,}0052$ ft

(3) $V = \frac{G_a}{3600 \times \rho}$

$V = 0{,}1831$ fps

$F_1 = 2 \times \left(\frac{V^2}{2g}\right)$

$F_1 = 0{,}0010$ ft

$\Delta P_a = \frac{(\Delta f_p + F_1) \times \rho}{144}$

$\Delta P_a = \frac{0{,}006 \times 62{,}43}{144}$

$\Delta P_a = 0{,}00271$ psi

(memenuhi untuk steam)

$\Delta P_a < 10$ psi

$f = 0{,}00465$

$s = 1$

(Kern : Table 6)

$\rho = 50{,}17$ lb/cuft $\times$ 1,00

$\rho = 50{,}17$ lb/cuft

2. $\Delta f_p = \frac{4f \times G_p^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D}$

$\Delta f_p = 10{,}32$ ft

$\Delta P_a = \frac{\Delta f_p \times \rho}{144}$

$\Delta P_a = \frac{10{,}32 \times 50{,}17}{144}$

$\Delta P_a = 3{,}6$ psi

(memenuhi untuk liquid)

$\Delta P_a < 10$ psi

Spesifikasi Heater 1 (E-152)

Fungsi	Memanaskan feed sebelum masuk reaktor
Tipe HE	Double-Pipe Heat Exchanger
Jumlah HE	1 buah
Jumlah Hairpin	2 buah dengan ukuran (1 × 12 ft)
Panjang Pipa	24 ft

HE Area	14,9 ft²
Kondisi Operasi	P = 1 atm $T_{Umpan\ Masuk}$ = 30 °C $T_{Umpan\ Keluar}$ = 40 °C $T_{Steam\ Masuk}$ = 148 °C $T_{Steam\ Keluar}$ = 148 °C
Spesifikasi Anulus	IPS, Sch = 3-in, sch 40 OD = 3,500 in ID = 3,068 in Pressure Drop = 0,00271 psi
Spesifikasi Pipa	IPS, Sch = 2-in, sch 40 OD = 2,380 in ID = 2,067 in Pressure Drop = 3,59458 psi
Faktor Pengotor	R_d Literatur = 0,0020 R_d Perhitungan = 0,0022

12. Reaktor (R-210)

Fungsi : Mereaksikan stirena oksida dengan gas hidrogen
Tipe Tangki : Silinder tegak dengan tutup bawah elliptical
Tipe Tutup : Elliptical
Jenis Reaktor : Reaktor bubble dengan Pengaduk
Sistem Pendingin : Jaket pendingin
Bahan Konstruksi : Low-alloy Steels SA-203 Grade B
Jumlah : 1 buah
Dasar Pemilihan : Umum digunakan untuk mereaksikan bahan berfase gas dan liquid, jaket digunakan karena reaksi berlangsung eksotermis, tipe tutup elliptical digunakan untuk tekanan > 200 psig

Ketentuan :

1. Produk disimpan pada fase cair
2. Tekanan Operasi = 20,4 atm
3. Suhu Operasi = 40 °C
4. Waktu Tinggal = 1 Jam

(US Patent : US006166269A)

1. Perencanaan Tangki

A. Densitas Campuran

Produk Keluaran Tangki Pencampuran (M-150) - Arus 7

Komponen	Fraksi Berat	Massa (kg)	ρ (kg/L)
Stirena Oksida	0,04974	1522,08	1,0540
Air	0,00305	93,27	0,9982

Metanol	0,94514	28919,58	0,7920
NaOH	0,00129	39,57	2,1300
Na_2CO_3	0,00003	0,81	2,5330
Katalis Pd/C	0,00075	22,83	11,20
Total	1,00	30598,15	

Gas Hidrogen - Arus 8

Komponen	Fraksi Berat	Massa (kg)	ρ (kg/L)
Hidrogen	0,00100	30,61	0,06948
Total	1,00	30628,76	

Produk Keluaran Reaktor (R-210) - Arus 9 & Arus 10

Komponen	Fraksi Berat	Massa (kg)	ρ (kg/L)
Stirena Oksida	0,00005	1,52	1,0540
Air	0,00305	93,27	0,9982
Metanol	0,94420	28919,58	0,7920
NaOH	0,00129	39,57	2,1300
Na_2CO_3	0,00003	0,81	2,5330
Katalis Pd/C	0,00075	22,83	11,20
Hidrogen	0,00017	5,10	0,06948
PEA	0,05048	1546,07	1,023
Total	1,00	30628,76	

Perhitungan :

$$\rho \text{ Input} = \frac{1}{\dfrac{0,00005}{1,05} + \dfrac{0,0030}{0,9982} + \dfrac{0,9442}{0,7920} + \dfrac{0,0013}{2,1300} +}$$

$$\frac{1}{\dfrac{0,00003}{2,5330} + \dfrac{0,00075}{11,2000} + \dfrac{0,00017}{0,0695} + \dfrac{0,05}{1,0230}}$$

$$\rho \text{ Input} = 0,80 \text{ kg/L} \times \frac{62,43 \text{ lb/cuft}}{1 \text{ kg/L}}$$

$$\rho \text{ Input} = 50,03 \text{ lb/cuft}$$

B. Rate Volumetrik

Perhitungan :

$$\dot{v} \text{ Output} = \frac{(\ 1,52 \text{ Kg/Jam} + 93,27 \text{ Kg/Jam} + 39,57 \text{ Kg/Jam}}{50,03 \text{ lb/cuft}}$$

$$\frac{+\ 0,81 \text{ Kg/Jam} + 28.919,58 \text{ Kg/Jam} + 22,83 \text{ Kg/Jam}}{50,03 \text{ lb/cuft}}$$

$$\frac{+ \quad 5{,}1 \text{ Kg/Jam} \quad + \quad 1.546{,}07 \text{ Kg/Jam} \;)}{50{,}03 \text{ lb/cuft}} \times \frac{2{,}2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}}$$

$\dot{v}$ Output = 1.349,55 cuft/Jam

C. Volume dan Dimensi Tangki

Ketentuan :

1. Asumsi volume bahan dalam Tangki = 80%
2. Rasio H/D = <2

(Ulrich : Table 4-27)

3. Pemilihan Rasio H/D = 2,00
4. Waktu Tinggal = 1 Jam
5. Jumlah tangki = 1 buah

Perhitungan :

Waktu Tinggal = 1 jam (US Patent : 6166269)

Rate volumetrik = 1349,554 cuft/Jam

Volume Tangki = 1.349,554 cuft/Jam × 1,0 Jam

Volume Tangki = 1.349,554 cuft

Karena tutup bawah merupakan Elliptical, maka volume tangki :

Volume Tangki = $V_{Silinder}$ + V_{Bottom}

V_{Bottom} = 0,000076 D^3

(Brownell & Young 2nd edt : eq 5.11)

Volume Tangki = 1/4 × π × D^2 × H + 0,000076 D^3

Substitusi nilai H = 2 D

Volume Tangki = 1/4 × 3,14 × D^2 × 2,0 D + 0,000076 D^3

1.349,554 cuft = 1,5708 × D^3 + 0,000076 D^3

D^3 = 859,111 cuft

D = 9,6 ft = 115,20 in = 2,9261 m

H = 19,2 ft = 230,40 in = 5,8522 m

Sehingga :

Volume Design = 1.389,807 cuft

D. Tebal Minimum Shell

Ketentuan :

1. Faktor korosi (C) = 1/16 in - 1/8 in
2. Pemilihan (C) = 1/8 in

(Srie Muljani : Perencanaan Bejana Bertekanan)

3. Jenis pengelasan = Double Welded Butt-Joint
4. Faktor pengelasan (E) = 80%

(Brownell & Young 2nd edt : Table 13.2)

5. Bahan Konstruksi = Low-alloy Steels SA-203 Grade B
6. Stress allowable (*f*) = 17.500 psi

(Brownell & Young 2nd edt : Table 13.1)

Menghitung nilai *p* :

$$p = \frac{\rho \times (H - 1)}{144}$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 3.17)

Nilai ketinggian cairan dalam tangki dapat dicari dengan rumus volume silinder, dimana diameter tangki yang digunakan = 9,6 ft, sehingga :

Volume Cairan = 1/4 × π × D² × H_{Cairan}

1.349,554 cuft = 1/4 × 3,14 × (9,6 ft)² × H_{Cairan}

H_{Cairan} = 18,645 ft

Dari persamaan 3.17 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai *p* , yaitu :

$$p = \frac{50{,}03 \text{ lb/cuft} \times (18{,}6448 \text{ ft} - 1)}{144}$$

p = 6,1309 psi

Menghitung *p* design :

$P_{Operasi}$ = 20,4 atm = 300,0 psia

$P_{Hidrostatis}$ = 6,1309 psi

P_{Design} = P_{Inside} - $P_{Outside}$ + $P_{Hidrostatis}$

P_{Design} = 300,0 psia - 14,7 psia + 6,1309 psia

P_{Design} = 291,4350 psia → Faktor keamanan 10% = 320,5785 psia

Menghitung tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk *cylindrical tank* :

$$t_{min} = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0{,}6 \times p} + C$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 13.1)

Dari persamaan 13.1 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai t_{min}, yaitu :

$$t_{min} = \frac{320{,}5785 \text{ psi} \times 57{,}6 \text{ in}}{17.500 \text{ psi} \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 320{,}5785 \text{ psi}} + 1/8 \text{ in}$$

t_{min} = 1,4623 in = 1 7/16 in

Dipilih tebal shell yaitu :

t_{shell} = 1 10/16 in

E. Tebal dan Tinggi Head dan Bottom

Ketentuan :

1. Tipe Tutup = Elliptical
2. Tekanan operasi = 20,4 atm = 300,0 psia
3. P_{Design} = 320,58 psia
4. Bahan Konstruksi = Low-alloy Steels SA-203 Grade B
5. Stress allowable (*f*) = 17.500 psi

Menghitung tebal shell minimum :

$$t_h = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0{,}2 \times p} + C$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 13.1)

Dari persamaan 13.1 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai t_{min}, yaitu :

$$t_{min} = \frac{320{,}5785 \text{ psi} \times 57{,}6 \text{ in}}{17.500 \text{ psi} \times 0{,}8 - 0{,}2 \times 320{,}5785 \text{ psi}} + 1/8 \text{ in}$$

t_{min} = 1,4500 in = 1 7/16 in

Berdasarkan Brownell & Young Table 5.11, dipilih tebal standart yaitu :

Diameter tangki = 115,20 in

t_h = 1 10/16 in

sf = 2 7/16 in

(Brownell & Young 2nd edt : Table 5.11)

icr = 4 7/8 in

(Brownell & Young 2nd edt : Table 5.6)

Menghitung outside diameter :

OD = ID + 2 t_h

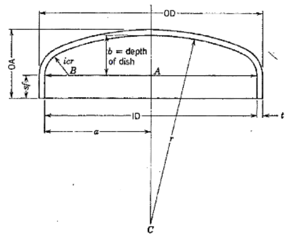
OD = 115,2 in + 2 × 1,625 in

OD = 118,45 in

Karena OD < 240 in, maka nilai r_c dapat dilihat pada table 5.7 Brownell & Young, diperoleh :

r_c = 114,00 in

Menghitung tinggi head :



(Brownell & Young 2nd edt : Figure 5.8)

$a = \frac{ID}{2}$

$b = r_c - AC$

$BC = r_c - icr$

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

$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

$H_{Head} = t_h + b + sf$

(Brownell & Young 2nd edt : Page 87)

Dari persamaan diatas dicari nilai b untuk dapat menentukan tinggi head :

$AB = \frac{115 \text{ in}}{2} - 4{,}875 \text{ in} = 52{,}73 \text{ in}$

$BC = 114{,}00 \text{ in} - 4{,}875 \text{ in} = 109{,}13 \text{ in}$

$AC = \sqrt{109{,}13 \text{ in}^2 - 52{,}73 \text{ in}^2} = 95{,}54 \text{ in}$

$b = 114{,}00 \text{ in} - 95{,}54 \text{ in} = 18{,}46 \text{ in}$

$H_{Head} = 1{,}63 \text{ in} + 18{,}46 \text{ in} + 2{,}44 \text{ in} = 22{,}52 \text{ in} = 1{,}88 \text{ ft}$

Digunakan dimensi, ketebalan shell yang sama untuk tutup atas dan bawah, sehingga :

$H_{Head} = H_{Bottom} = 1{,}88 \text{ ft}$

$t_h = t_b = 1 \ 5/8 \text{ in}$

F. Tinggi Total Tangki

$H_{Total} = H_{Tangki} + H_{Head} + H_{Bottom}$

$H_{Total} = 19{,}20 \text{ ft} + 1{,}88 \text{ ft} + 1{,}88 \text{ ft}$

$H_{Total} = 22{,}95 \text{ ft}$

2. Perencanaan Pengaduk

Ketentuan :

1. Jumlah Baffle = 4 buah
2. Jumlah Blade = Antara 4-16, umumnya 4 sampai 8

   Dipilih Blade = 6 blade

(Mc Cabe 5th edt : Page 243)

3. Tipe Pengaduk = Flat blade turbine

A. Dimensi Pengaduk

Diketahui :

H_{Cairan} = 18,6448 ft = 223,74 in = 5,6829 m

D_{Tangki} = 9,6 ft = 115,20 in = 2,9261 m

Ukuran pengaduk :

$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3}$; $\frac{H}{D_t} = 1$; $\frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$

$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3}$; $\frac{W}{D_a} = \frac{1}{5}$; $\frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$

(Mc Cabe 5th edt : Page 243)

Tebal Pengaduk $= \frac{1}{10} J$

(Perry 8th edt : Page 18-11)

Perhitungan :

$D_a = \frac{1}{3} D_t$ = 0,33 × 9,60 ft = 3,20 ft

$W = \frac{1}{5} D_a$ = 0,20 × 3,20 ft = 0,640 ft

$L = \frac{1}{4} D_a$ = 0,25 × 3,20 ft = 0,800 ft

$E = \frac{1}{3} D_t$ = 0,33 × 9,60 ft = 3,20 ft

$J = \frac{1}{12} D_t$ = 0,08 × 9,60 ft = 0,800 ft

Tebal Pengaduk $= \frac{1}{10} J$ = 0,10 × 0,80 ft = 0,080 ft

B. Jumlah Pengaduk

Jumlah Impeller $= \frac{H_{Cairan} \times sg}{D_{Tangki}}$

(Joshi : Page 415)

$$sg = \frac{\rho_{\text{bahan}}}{\rho_{\text{reference}}\ (\text{air})}$$

$$sg = \frac{50{,}03\ \text{lb/cuft}}{62{,}43\ \text{lb/cuft}} = 0{,}80$$

Maka jumlah impeller yang digunakan yaitu sebanyak :

$$\text{Jumlah Impeller} = \frac{18{,}6448\ \text{ft} \times 0{,}80}{9{,}6\ \text{ft}}$$

Jumlah Impeller = 1,557 ≈ 2 buah

Jarak Impeller = 1,5 × D_a

(Joshi : Page 415)

Jarak Impeller = 1,5 × 3,20 ft

Jarak Impeller = 4,80 ft

C. Power Motor

Penentuan putaran pengaduk :

$$V = \pi \times D_a \times N$$

Ketentuan :

Dipilih Putaran Pengaduk = 70 rpm = 1,17 rps

Pheripheral speed = 200 - 250 m/menit

(Joshi : Page 415)

ρ Campuran = 50,03 lb/cuft

$sg_{\text{reference}}$ = 1

$\rho_{\text{reference}}$ (air) = 62,43 lb/cuft

$\mu_{\text{reference}}$ = 1,3 Cp = 0,00085 lb/ft.s

$$V = \pi \times 0{,}9754\ \text{m} \times 70\ \text{rpm}$$

$$V = 214{,}49\ \text{m/min}$$

Asumsi kecepatan putaran pengadukan dapat digunakan, karena nilai V diantara 200 - 250 m/min.

Menghitung bilangan reynold :

$$NRe = \frac{\rho \times D_a^2 \times N}{\mu}$$

(Perry 8th edt : eq 18-1)

Perhitungan :

$$\mu_{\text{bahan}} = \frac{sg_{\text{bahan}}}{sg_{\text{reference}}\ (\text{air})} \times \mu_{\text{reference}}\ (\text{air})$$

$$sg_{bahan} = \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho_{reference} \text{ (air)}} \times sg_{reference}$$

$$sg_{bahan} = \frac{50{,}03 \text{ lb/cuft}}{62{,}43 \text{ lb/cuft}} \times 1 = 0{,}8015$$

$$\mu_{bahan} = \frac{0{,}8015}{1} \times 0{,}00085 \text{ lb/ft.s} = 0{,}00068 \text{ lb/ft.s}$$

$$NRe = \frac{50{,}03 \text{ lb/cuft} \times (3{,}2 \text{ ft})^2 \times 1{,}17 \text{ rps}}{0{,}00068 \text{ lb/ft.s}}$$

NRe = 877447,53

Karena Nre > 10000, maka dibutuhkan baffle, dengan jumlah baffle sebanyak 4 buah

Menghitung power motor :
Untuk NRe > 10000, perhitungan power motor menggunakan persamaan berikut :

$$P = \frac{K_3}{gc} \times \rho \times (N)^3 \times (D_a)^5$$

(Ludwig vol 1 : eq 5-5)

Nilai K_3 dari Ludwig Table 5-1 untuk Flat blade turbine dengan 6 blade yaitu :
K_3 = 6,3

Maka power motor :

$$P = \frac{6{,}3}{32{,}174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2} \times 50{,}03 \text{ lb/cuft} \times 1{,}6 \text{ rps}^3 \times 335{,}5 \text{ ft}^5$$

P = 5.220,3 ft.lb/s = 9,492 hp (1 hp = 550 ft.lb/s)

(Ludwig vol 1 : eq 5-6)

Perhitungan losses power pengaduk :
Gland losses (Kebocoran tenaga akibat poros dan bearing) = 10%

(Joshi : Page 424)

Gland losses 10% = 10% × 9,492 hp
= 0,9492 hp

Transmission system losses = 20%

(Joshi : Page 424)

Transmission system losses = 20% × 9,492 hp = 1,898 hp

Power input total = 9,492 hp + 0,949 hp + 1,898 hp

Power input total = 12,339 hp

Untuk 2 buah impeller, maka power input = 2 × 12,339 hp
= 24,678 hp

Efisiensi motor = 80%

Power motor = $\frac{12{,}339 \text{ hp}}{80\%}$ = 15,424 hp

Digunakan power motor = 16,0 hp

3. Perencanaan Sistem Pendingin

Ketentuan :

1. Jenis pendingin = Jaket Pendingin
2. Jenis media pendingin = Air
3. Suhu media pendingin = 30 °C
4. Suhu reaktor = 40 °C
5. $\dot{m}$ air pendingin = 672,38 Kg/Jam
6. ρ air pendingin = 0,998 kg/L = 62,32 lb/cuft
7. Bahan Konstruksi = Carbon Steel SA-283 Grade C
8. Stress allowable (f) = 12.650 psi

(Brownell & Young 2nd edt : Table 13.1)

Perhitungan :

Q_{Supply} = 456.539,39 kJ/Jam = 432.738,76 Btu/Jam

Suhu bahan masuk = 40 °C = 104,0 °F
Suhu bahan keluar = 40 °C = 104,0 °F
Suhu air masuk = 30 °C = 86,0 °F
Suhu air keluar = 39 °C = 102,2 °F

ΔT1 = 1,8 °F
ΔT2 = 18,0 °F
ΔT LMTD = 7,04 °F

$\dot{v}$ Air pendingin = $\frac{\dot{m} \text{ air pendingin}}{\rho \text{ air pendingin}}$

$\dot{v}$ Air pendingin = $\frac{672{,}38 \text{ Kg/Jam}}{62{,}32 \text{ lb/cuft}} \times \frac{2{,}2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}}$

$\dot{v}$ Air pendingin = 23,79 cuft/Jam

$\dot{v}$ Air pendingin = 0,0066 cuft/s

A. Koefisien Perpindahan Panas Jaket Bagian Luar

$$\frac{h_i\, D_i}{k} = 0{,}36 \left(\frac{L^2 \times N \times \rho}{\mu}\right)^{2/3} \left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0{,}14}$$

(Kern : eq 20.1)

Keterangan :

- k = Konduktivitas larutan (btu/hr.ft.°F)
- D_i = Diameter total tangki (ft)
- L = Diameter pengaduk (ft)
- N = Putaran pengaduk (rph)
- ρ = berat jenis larutan (lb/cuft)
- μ = Viskositas larutan (lb/ft.hr)
- Cp = Kapasitas panas campuran (btu/lb.°F)
- μ_w = Viskositas reference (lb/ft.hr)

Diketahui :

- D_i = 9,87 ft
- N = 4.200 rph
- ρ = 50,03 lb/cuft
- μ = 0,00068 lb/ft.s = 2,45245 lb/ft.hr

Menghitung kapasitas panas campuran :

Komponen	Fraksi Berat	Cp (kJ/Kg.K)
Stirena Oksida	0,00005	1,6940
Air	0,00305	4,1779
Metanol	0,94420	2,5368
NaOH	0,00129	2,1771
Na_2CO_3	0,00003	0,0000011
Katalis Pd/C	0,00075	0,2295
Hidrogen	0,00017	14,3026
PEA	0,05048	1,9270
Total	1,00	

$Cp_{\text{Campuran}} = \%_1 \times Cp_1 + \%_2 \times Cp_2 + \ldots + \%_n \times Cp_n$

Cp_{Campuran} = 2,4134 kJ/Kg.K = 0,5764 btu/lb.°F

Menghitung k (konduktivitas larutan) :

$$k = \frac{0{,}0677}{sg\ (1 - 0{,}0003\ (T - 32))}$$

$$k = \frac{0{,}0677}{0{,}80\ (1 - 0{,}0003\ (40 - 32))}$$

k = 0,0847 btu/hr.ft.°F

Menghitung bilangan reynold :

$$Nre = \frac{L^2 \times N \times \rho}{\mu}$$

$$Nre = \frac{3,20 \text{ ft} \times 4.200 \text{ rph} \times 50,03 \text{ lb/cuft}}{2,45245 \text{ lb/ft.hr}}$$

$$Nre = 274202,35$$

Perhitungan :

$$\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right) = \frac{0,5764 \text{ btu/lb.°F} \times 2,45245 \text{ lb/ft.hr}}{0,0847 \text{ btu/hr.ft.°F}}$$

$$= 16,6954$$

$$\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right) = \frac{2,452 \text{ lb/ft.hr}}{3,060 \text{ lb/ft.hr}}$$

$$= 0,8015$$

Dari persamaan 20.1 Kern, nilai perpindahan panas bagian dalam jaket yaitu :

$$h_i = 0,36 \times \frac{0,0847 \text{ btu/hr.ft.°F}}{9,87 \text{ ft}} \times 4220,66 \times 2,56 \times 0,97$$

$$h_i = 32,30 \text{ btu/hr.°F}$$

B. Koefisien Perpindahan Panas Jaket Bagian Dalam

Berdasarkan Kern Table 10, dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

OD = 1 in
BWG = 12
Wall thickness = 0,109 in
ID = 0,782 in
Flow area = 0,479 in²
Surface per linear ft = 0,2618 ft²

(Kern : Table 10)

Menghitung kecepatan air pendingin pada tube :

$$v = \frac{\dot{v} \text{ Air pendingin}}{A}$$

$$v = \frac{0,01 \text{ cuft/s}}{0,0033 \text{ ft}^2}$$

$$v = 1,9864 \text{ ft/s}$$

Berdasarkan Kern Figure 25, dipilih h_i :

$$h_i = 562,60 \text{ btu/hr.°F}$$

(Kern : Figure 25 Page 835)

Menghitung h_{io} :

$$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 562{,}60 \text{ btu/hr.°F} \times \frac{0{,}8 \text{ in}}{1{,}0 \text{ in}}$$

$$h_{io} = 439{,}95 \text{ btu/hr.°F}$$

Menghitung Uc :

$$Uc = \frac{h_i \times h_{io}}{h_i + h_{io}}$$

$$Uc = \frac{562{,}60 \text{ btu/hr.°F} \times 439{,}95 \text{ btu/hr.°F}}{562{,}60 \text{ btu/hr.°F} + 439{,}95 \text{ btu/hr.°F}}$$

$$Uc = 246{,}89 \text{ btu/hr.°F}$$

Berdasarkan Kern Table 12, nilai Rd yaitu :

Rd = 0,002

(Kern : Table 12 Page 845)

Menghitung nilai UD :

$$\frac{1}{UD} = \frac{1}{Uc} + Rd$$

$$\frac{1}{UD} = \frac{1}{246{,}89 \text{ btu/hr.°F}} + 0{,}002$$

$$\frac{1}{UD} = 0{,}006050431$$

$$UD = 165{,}28 \text{ btu/hr.°F}$$

C. Luas Permukaan Kontak

Menghitung luas kontak yang dibutuhkan :

$$A \text{ Kebutuhan} = \frac{Q \text{ Serap}}{UD \times \Delta T \text{ LMTD}}$$

$$A \text{ Kebutuhan} = \frac{432.738{,}76 \text{ Btu/Jam}}{165{,}28 \text{ btu/hr.°F} \times 7{,}04 \text{ °F}}$$

$$A \text{ Kebutuhan} = 372{,}1455 \text{ ft}^2$$

Luas yang dilalui steam :

A Tersedia = Luas selimut reaktor + Luas penampang bawah

$$A \text{ Tersedia} = \pi \times D_{out} \times H + \frac{\pi \times (D_{out})^2}{4}$$

$$A \text{ Tersedia} = 595{,}3946 \text{ ft}^2 + 76{,}5240 \text{ ft}^2$$

A Tersedia = 671,9186 ft²

D. Tebal Jaket

Diketahui :

$P_{Hidrostatis}$ = 6,1309 psi

Menghitung *p* design :

P_{Design} = P_{Inside} - $P_{Outside}$ + $P_{Hidrostatis}$

P_{Design} = 14,7 psia - 14,7 psia + 6,1309 psia

P_{Design} = 6,1309 psia → Faktor keamanan 10% = 6,7440 psia

Menghitung jari-jari jaket :

r_{jaket} = $r_{outside\ tangki}$ + Tebal air pendingin

r_{jaket} = 59,23 in + 0,78 in

r_{jaket} = 60,01 in

$$t_j = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0{,}6 \times p} + C$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 13.1)

$$t_j = \frac{6{,}7440 \text{ psi} \times 60{,}0 \text{ in}}{12.650 \text{ psi} \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 6{,}7440 \text{ psi}} + 1/8 \text{ in}$$

t_j = 0,1650 in = 3/16 in

Dipilih tebal shell jaket yaitu :

t_j = 3/16 in

E. Dimensi Jaket

Diketahui :

ID pipa jaket = 0,78 in = 0,07 ft

Tebal shell = 3/16 in

Menghitung tinggi jaket :

H_{Jaket} = H_{Tangki} + H_{Bottom} + ID pipa jaket

H_{Jaket} = 19,20 ft + 1,88 ft + 0,07 ft

H_{Jaket} = 21,14 ft

Diameter jaket :

$D_{in\ jaket}$ = r_{jaket} × 2

$D_{in\ jaket}$ = 60,01 in × 2

$D_{in\ jaket}$ = 120,01 in = 10,00 ft

$D_{out\ jaket}$ = $D_{in\ jaket}$ + t_j × 2
$D_{out\ jaket}$ = 120,01 in + 3/16 in × 2
$D_{out\ jaket}$ = 120,39 in = 10,03 ft

Volume Jaket = 1/4 × 3,14 × D_{in}^2 × H + 0,000076 D^3
Volume Jaket = 1.660,940 cuft

4. Perencanaan Sparger

Ketentuan :

1. $\dot{m}$ H_2 = 5,1024 Kg/Jam
2. ρ H_2 = 0,069 kg/L
3. P H_2 = 20,4 atm = 285,3 psig
4. T_{Liquid} = 40 °C = 104,0 °F
5. Bahan konstruksi = 316 Stainless Steel
6. Sparging media grade = 40

A. Menentukan Rate Volumetrik

$$\dot{v}\ H_2 = \frac{\text{Laju alir gas}}{\rho\ \text{Hidrogen}}$$

$$\dot{v}\ H_2 = \frac{5{,}1024\ \text{Kg/Jam}}{0{,}069\ \text{kg/L}}$$

$\dot{v}$ H_2 = 73,44 cuft/Jam = 1,22 cuft/min

B. Menentukan Rate Volumetrik Aktual

$$ACFM = \dot{v}\ H_2 \times \frac{14{,}7}{14{,}7 + P} \times \frac{460 + T}{520}$$

(Mott : eq number 4)

$$ACFM = 1{,}2\ \text{cuft/min} \times \frac{14{,}7}{14{,}7 + 285{,}3\ \text{psig}} \times \frac{460 + 104{,}0\ °F}{520}$$

ACFM = 0,07 cuft/min

C. Menentukan Kecepatan Gas Keluar

$$\text{Agitator tip speed} = \frac{\text{Diameter pengaduk} \times \text{RPM}}{229}$$

(Mott : FPS Calculation)

$$\text{Agitator tip speed} = \frac{38{,}4\ \text{in} \times 70\ \text{rpm}}{229}$$

Agitator tip speed = 11,738

Dari Design Guide Sparging Mott corporation, untuk agitator tip speed > 10 dipilih :

Kecepatan gas keluar (FPM) = 50,00 ft/min

(Mott : Gas Exit Velocity Chart)

D. Menentukan Luas Sparger yang Dibutuhkan

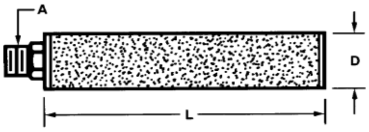
$$A = \frac{ACFM}{FPM}$$

(Mott : eq number 6)

$$A = \frac{0{,}07 \text{ cuft/min}}{50{,}00 \text{ ft/min}}$$

$$A = 0{,}0013 \text{ ft}^2$$

E. Menentukan Spesifikasi Sparger yang Digunakan



Dari Mott Sparger Selector Key, digunakan sparger untuk luas permukaan = 0,0013 ft² sebagai berikut :

Tipe sparger = Type A Hex Nipple Sparger

Diameter sparger (D) = 0,375 in

Panjang sparger (L) = 6 in

Diameter pipa penyambung (A) = 0,25 in

Luas permukaan sparger = 0,05 ft²

(Mott Corporation : Sparger Selector Key)

F. Menghitung Jumlah Lubang Orifice

Diketahui :

1. μ H_2 = 0,00009 P = 0,000009 Kg/m.s

(Perry 7th edt : Figure 2-32 Page 2-321)

2. $\dot{m}$ H_2 = 5,1 Kg/Jam = 0,0 Kg/s

Menghitung kecepatan massa yang melalui orifice :

$$Re_o = \frac{4 \times W_o}{d_o \times \pi \times \mu_{Gas}}$$

Keterangan :

W_o = Kecepatan massa gas yang melalui orifice (kg/s)

d_o = Diameter orifice (mm)

Re_o = Bilangan reynold gas pada orifice (10000 - 50000)

Dipilih bilangan Reynold yaitu = 10000

(Treybal 3rd edt : Page 141)

Diameter orifice (d_o) = 3,0 mm = 0,003 m

(Treybal 3rd edt : Page 153)

Maka dapat dihitung untuk kecepatan massa gas yaitu :

$$10000 = \frac{4 \times W_o}{0{,}003\ \text{m} \times 3{,}14 \times 0{,}000009\ \text{Kg/m.s}}$$

$$W_o = 0{,}000212\ \text{Kg/s}$$

Menghitung jumlah lubang orifice :

$$n = \frac{\dot{m}\ \text{Gas}}{W_o}$$

$$n = \frac{0{,}00142\ \text{Kg/s}}{0{,}000212\ \text{Kg/s}}$$

$$n = 6{,}684 \approx 7$$

5. Perencanaan Strainer

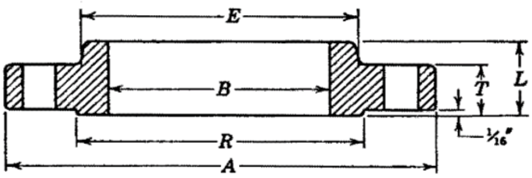
Ketentuan :

1. D_{Inside} pipa = 4,00 in = 0,33 ft
2. $D_{padatan}$ = 4,75 mm

(Fisherscì : Paladium on Activated Carbon)

3. $D_{lubang\ strainer}$ = 3,0 mm

Menentukan diameter penampang strainer :



(Brownell & Young 2nd edt : Page 222)

Untuk diameter pipa 4 in, digunakan diameter penampang sebesar :

A = 9,00 in

B = 4,56 in

6. Perencanaan Penyangga

A. Berat Beban Total

Ketentuan :

1. ID = 9,60 ft
2. OD = 9,87 ft
3. t_s = 0,14 ft

4. t_h = 0,14 ft
5. t_b = 0,14 ft
6. H_{Tangki} = 22,95 ft
7. H_{Head} = 1,88 ft
8. H_{Bottom} = 1,88 ft
9. $\rho_{\text{steel-Nikel}}$ = 537,00 lb/cuft

(Foust 2nd edt : Appx D Page 740)

Berat shell :

$$w_{shell} = \frac{1}{4}\,\pi\,(OD^2 - ID^2) \times H_{Tangki} \times \rho_{steel}$$

w_{shell} = 51.050,16 lb

Berat tutup atas :

Karena tutup atas berbentuk Elliptical, maka :

$$w_{head} = 0{,}000076\ D^3 \times \rho_{steel}$$

w_{head} = 0,4028 lb

Berat tutup bawah :

Karena tutup atas berbentuk Elliptical, maka :

$$w_{bottom} = 0{,}000076\ D^3 \times \rho_{steel}$$

w_{bottom} = 0,4028 lb

Berat produk :

w_{bahan} = 67.524,78 lb

Berat selimut :

$$w_{selimut} = \frac{1}{4}\,\pi\,(OD^2 - ID^2) \times H_{Selimut} \times \rho_{steel}$$

$w_{selimut}$ = 5.582,333 lb

Berat cairan pendingin :

w_{cooler} = 1.482,33 lb

Berat total tangki

$$w_{total} = w_{shell} + w_{head} + w_{bottom} + w_{bahan} + w_{selimut} + w_{cooler}$$

w_{total} = 125.640,40 lb

B. Leg Planning

Berat perancangan dibuat lebih besar 10% (Faktor safety), sehinggga :

$w_{total\ design}$ = 138.204,44 lb

Kaki penyangga dilas di tengah-tengah ketinggian (40% dari tinggi total bejana). Digunakan tipe kaki (leg) tipe I-Beam, dengan pondasi cor/beton. Karena kaki dilas pada 40% ketinggian tangki, maka ketinggian kaki :

H_{leg} = 40% × (H_{tangki} + Tebal Air Pendingin + t_j)

H_{leg} = 40% × (22,95 ft + 0,07 ft + 0,02 ft)

H_{leg} = 9,21 ft = 2,808 m ≈ 2,9 m = 9,51 ft

Digunakan beams ukuran 12 in B 8 dengan spesifikasi sebagai berikut :

Kedalaman beam	=	12,0 in
Lebar flange	=	5,477 in
Web thickness	=	0,687 in
Avg flange thickness	=	0,659 in
Area of section (A)	=	14,57 in^2
Berat/ft	=	50,00 lb

(Brownell & Young 2nd edt : Appx G Item 2)

Peletakan dengan beban ekstrensik (Axis 1-1) :

I = 301,60 in^4

S = 50,30 in^3

r = 4,55 in

Peletakan tanpa beban ekstrensik (Axis 2-2) :

I = 16,00 in^4

S = 5,80 in^3

r = 1,050 in

(Brownell & Young 2nd edt : Appx G Item 2)

Beban kompresi total maksimum tiap leg (P) :

$$\text{Beban tiap penyangga} = \frac{w_{total\ design}}{\text{Jumlah Penyangga}}$$

Asumsi jumlah penyangga → 4

Sehingga :

$$\text{Beban tiap penyangga} = \frac{138.204,44 \text{ lb}}{4}$$

Beban tiap penyangga = 34.551,11 lb

Pengecekan terhadap peletakan sumbu Axis 1-1 dan Axis 2-2

$$F_{Allowable} = \frac{P}{A}$$

$$F_{Allowable} = \frac{34.551,11 \text{ lb}}{14,57 \text{ in}^2}$$

$F_{Allowable}$ = 2.371,387 psi

Cek Axis 1-1 :

$$\frac{H_{leg}}{r} = \frac{114{,}17 \text{ in}}{4{,}550 \text{ in}} = 25{,}0930$$

Karena L/r < 120, maka digunakan rumus sebagai berikut :

F_{check} = 17.000 psi - 0,485 × $(L/r)^2$

F_{check} = 17.000 psi - 0,485 × 629,6595

F_{check} = 16.694,62 psi

Design dapat digunakan karena $F_{allowable} < F_{check}$

Cek Axis 2-2 :

$$\frac{H_{leg}}{r} = \frac{114{,}17 \text{ in}}{1{,}050 \text{ in}} = 108{,}7364$$

Karena L/r < 120, maka digunakan rumus sebagai berikut :

F_{check} = 17.000 psi - 0,485 × $(L/r)^2$

F_{check} = 17.000 psi - 0,485 × 11823,6064

F_{check} = 11.265,55 psi

Design dapat digunakan karena $F_{allowable} < F_{check}$

C. Lug Planning

Masing-masing penyangga memiliki 6 baut (bolt) dengan beban maksimum tiap baut yaitu :

$$P_{bolt} = \frac{P}{n_b} = \frac{34.551{,}11 \text{ lb}}{6} = 5.758{,}52 \text{ lb}$$

Luas lubang baut :

$$A_{bolt} = \frac{P_{bolt}}{f_{bolt}}$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 2.2)

Dengan f_{bolt} = stress maks yang dapat ditahan setiap baut, yaitu :

f_{bolt} = 12.000 psi

Sehingga :

$$A_{bolt} = \frac{5.758{,}52 \text{ lb}}{12.000 \text{ psi}} = 0{,}4799 \text{ in}^2$$

Digunakan baut standart dengan diameter = 2,0 in

Spesifikasi Reaktor (R-210)

Fungsi	Mereaksikan stirena oksida dengan gas hidrogen
Jenis Reaktor	Reaktor bubble dengan Pengaduk

Tipe Tangki	Silinder tegak dengan tutup bawah elliptical
Tipe Tutup	Elliptical
Bahan Konstruksi	Low-alloy Steels SA-203 Grade B
Jumlah Tangki	1 buah
Kondisi Operasi	P = 20,4 atm T = 40 °C
Waktu Tinggal	1 Jam
Dimensi Tangki	Diameter Tangki = 9,6 ft Tinggi Tangki = 19,2 ft Volume Tangki = 1.389,8 cuft = 39,35 m³ Tebal Shell = 1 5/8 in
Dimensi Head	Tebal Head = 1 5/8 in Tinggi Head = 1,88 ft
Dimensi Bottom	Tebal Bottom = 1 5/8 in Tinggi Bottom = 1,88 ft
Tinggi Total	22,95 ft
Sistem Pengaduk	Tipe Pengaduk = Flat blade turbine Jumlah Blade = 6 blade Jumlah Impeller = 2 buah Jumlah Baffle = 4 buah Diameter Impeller = 3,200 ft Jarak Impeller dari Dasar = 3,200 ft Jarak antar Impeller = 4,800 ft Panjang Blade = 0,800 ft Lebar Blade = 0,640 ft Lebar Baffle = 0,800 ft Power Motor = 16,0 hp
Sistem Pendingin	Jenis Pendingin = Jaket Pendingin Laju Air Pendingin = 672,38 Kg/Jam OD Pipa = 1 in BWG Pipa = 12 Wall Thickness Pipa = 0 in ID Pipa = 1 in Tebal Shell = 3/16 in Tinggi Jaket = 21,14 ft Diameter Jaket = 10,00 ft Volume Jaket = 1.660,940 cuft
Sparger	Tipe sparger = Type A Hex Nipple Sparger Bahan konstruksi = 316 Stainless Steel Diameter sparger = 0,375 in

	Panjang sparger = 6,000 in Diameter pipa penyambung = 0,250 in Luas permukaan sparger = 0,05 ft^2 Lubang orifice = 7
Strainer	Diameter padatan = 4,75 mm Diameter lubang = 3,0 mm Diameter strainer = 4,00 in Diameter penahan = 9,00 in
Penyangga	Tipe Penyangga = I-Beam Ukuran 12 in Tinggi Penyangga = 9,51 ft Jumlah Penyangga = 4 buah Kedalaman Beam = 12,0 in Lebar Flange = 5,477 in Web Thickness = 0,687 in Avg flange thickness = 0,659 in Area of Section (A) = 14,57 in^2 Berat/ft = 50,00 lb
Baut	Jumlah Baut = 6 buah Luas Lubang Baut = 0,48 in^2 Diameter Baut = 2,0 in

13. Pompa 5 (L-211)

Fungsi : Mengalirkan Produk Reaktor menuju Flash Drum (F-220)
Tipe Pompa : Centrifugal Pump
Bahan Konstruksi : Commercial Steel
Jumlah Pompa : 2 buah
Dasar Pemilihan : Sesuai untuk liquid dengan viskositas <10 cP

Diketahui :

1. ρ Arus 10 = 50,03 lb/cuft
2. $\rho_{reference}$ (air) = 62,43 lb/cuft
3. $\dot{v}$ Arus 10 = 1.349,55 cuft/Jam
   = 0,3749 cuft/s
4. sg $_{reference}$ (air) = 1
5. $\mu_{reference}$ (air) = 0,00085 lb/ft.s
6. $P_{Hidrostatis}$ = 0,417 atm
7. Konstanta Gravitasi Bumi (gc) = 32,174 lbm.ft/lbf .s^2
8. Percepatan Gravitasi Bumi (g) = 32,174 ft/s^2

A. Asumsi Aliran Turbulen

D_i optimum untuk aliran turbulen, Nre > 2100 digunakan persamaan :

$$D_{i\ Opt} = 3{,}9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

(Timmerhaus 4th edt : eq 15 Page 496)

Dari persamaan 15 Timmerhaus dapat dihitung untuk nilai $D_{i\ Opt}$, yaitu :

$$D_{i\ Opt} = 3{,}9 \times (0{,}3749 \text{ cuft/s})^{0,45} \times (50{,}03 \text{ lb/cuft})^{0,13}$$

$$D_{i\ Opt} = 4{,}17 \text{ in}$$

Digunakan pipa standart dengan ukuran sebagai berikut :

Ukuran Pipa = 4,00 in

Schedule = 40

OD = 4,500 in

ID = 4,026 in = 0,336 ft = 0,102 m

A = 0,0884 ft²

(McCabe 5th edt : Appx 5 Page 1086)

B. Kecepatan Aliran Linear

$$v = \frac{\text{Rate volumetrik } (\dot{v})}{A}$$

Maka dapat dihitung untuk kecepatan linearnya yaitu :

$$v = \frac{0{,}3749 \text{ cuft/s}}{0{,}0884 \text{ ft}^2}$$

$$v = 4{,}241 \text{ ft/s}$$

C. Specific Gravity Bahan

$$sg_{bahan} = \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho_{reference} \text{ (air)}} \times sg_{reference}$$

Maka dapat dihitung untuk specific gravitynya yaitu :

$$sg_{bahan} = \frac{50{,}03 \text{ lb/cuft}}{62{,}43 \text{ lb/cuft}} \times 1$$

$$sg_{bahan} = 0{,}8015$$

D. Viskositas Bahan

$$\mu_{bahan} = \frac{sg_{bahan}}{sg_{reference} \text{ (air)}} \times \mu_{reference} \text{ (air)}$$

Maka dapat dihitung untuk viskositasnya yaitu :

$$\mu_{bahan} = \frac{0{,}8015}{1} \times 0{,}00085 \text{ lb/ft.s}$$

μ_{bahan} = 0,00068 lb/ft.s

E. Bilangan Reynold

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

Maka dapat dihitung untuk bilangan reynold yaitu :

$$Nre = \frac{0{,}336 \text{ ft} \times 4{,}24 \text{ ft/s} \times 50{,}03 \text{ lb/cuft}}{0{,}00068 \text{ lb/ft.s}}$$

Nre = 104496,67 $\geq$ 2.100 (Asumsi turbulen benar)

F. Pemilihan Jenis Bahan Pipa

Dipilih pipa dengan jenis : Commercial steel

Maka dapat diketahui :

f = 0,004

ε = 0,000046 m = 0,00015 ft

(Geankoplis 3rd edt : Figure 2.10-3)

$$\varepsilon/ID = \frac{0{,}000046 \text{ m}}{0{,}102260 \text{ m}} = 0{,}0004$$

α = 1 (Aliran Turbulen)

(Timmerhaus 4th edt : Page 485)

G. Menghitung Friksi

Panjang pipa lurus :

1. Tangki menuju elbow pertama = 1,0 ft
2. Tangki menuju alat selanjutnya = 20 ft
3. Tinggi alat selanjutnya = 10 ft
4. Jarak aman tinggi tangki selanjutnya dengan pipa = 1 ft

Maka total panjang pipa lurus yaitu :

$L_{Pipa\ Lurus}$ = 31 ft

Panjang ekuivalen suction (L) dihitung menggunakan rumus :

$$L = n \times \frac{L}{D} \times ID$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Sehingga dapat dihitung panjang ekuivalen dengan nilai L/D yang dapat dilihat pada Geankoplis Table 2.10-1, yaitu :

1. 4 Elbow 90°

L_{Elbow} = 4 × 35 × 0,34 ft

L_{Elbow} = 46,97 ft

2. 1 Gate Valve

$L_{Valve} = 1 \times 9 \times 0{,}34$ ft

$L_{Valve} = 3{,}02$ ft

Total Panjang Pipa

$L = L_{Pipa\ Lurus} + L_{Elbow} + L_{Valve}$

$L = 31\text{ ft} + 47\text{ ft} + 3\text{ ft}$

$L = 81$ ft

Friksi yang terjadi yaitu :

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$f_1 = \frac{2 \times \mu \times v_1^2 \times Le}{gc \times ID}$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Maka nilai f_1 yaitu :

$$f_1 = \frac{2 \times 0{,}00068\ \text{lb/ft.s} \times (4{,}241\ \text{ft/s})^2 \times 81\ \text{ft}}{32{,}174\ \text{lbm.ft/lbf.s}^2 \times 0{,}34\ \text{ft}}$$

$f_1 = 0{,}1849$ ft.lbf/lbm

2. Friksi karena Elbow 90°

$$f_2 = Kf \times \frac{v_1^2}{2}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.10-17)

Diketahui nilai Kf untuk Elbow 90° = 0,75

(Geankoplis 3rd edt : Table 2.10-1)

Maka nilai f_2 yaitu :

$$f_2 = 0{,}75 \times \frac{(4{,}241\ \text{ft/s})^2}{2}$$

$f_2 = 6{,}7438$ ft.lbf/lbm

3. Friksi karena Gate Valve

$$f_3 = Kf \times \frac{v_1^2}{2}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.10-17)

Diketahui nilai Kf untuk Gate Valve = 0,17

(Geankoplis 3rd edt : Table 2.10-1)

Maka nilai f_3 yaitu :

$$f_3 = 0{,}17 \times \frac{(4{,}241\ \text{ft/s})^2}{2}$$

$f_3 = 1{,}5286$ ft.lbf/lbm

Total Friksi :

$\Sigma f = f_1 + f_2 + f_3$

Σf = 0,1849 ft.lbf/lbm + 6,7438 ft.lbf/lbm + 1,5286 ft.lbf/lbm

Σf = 8,4572 ft.lbf/lbm

H. Persamaan Bernoulli

$$-Wf = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z\frac{g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Sigma f$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.7-10)

Menghitung perbedaan tekanan :

P_1 = 1 atm = 2.116,220 lbf/ft²

P_2 = $P_{Hidrostatis}$ + 20,4 atm

P_2 = 20,831 atm = 44.083,073 lbf/ft²

$\Delta P = |P_2 - P_1|$

ΔP = 44.083,073 lbf/ft² - 2.116,220 lbf/ft²

ΔP = 41.966,853 lbf/ft²

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{41.966,853 \text{ lbf/ft}^2}{50,03 \text{ lbm/cuft}} = 838,7520 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung perbedaan ketinggian :

Z_1 = 11 ft (Ketinggian Flash Drum (F-220))

Z_2 = 0 ft

$\Delta Z = |Z_2 - Z_1|$

ΔZ = 0 ft - 11 ft

ΔZ = 11 ft

$$\Delta Z\frac{g}{gc} = 11 \text{ ft} \times \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2} = 11 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung perbedaan kecepatan linear :

v_1 = Kecepatan sebelum melewati pompa

v_2 = Kecepatan setelah melewati pompa

$\Delta v = |v_2 - v_1|$

Δv = 4,24 ft/s - 0 ft/s

Δv = 4,24 ft/s

Δv^2 = 17,98 ft²/s²

$$\frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc} = \frac{18 \text{ ft}^2/\text{s}^2}{2 \times 1 \times 32{,}174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2} = 0{,}28 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung energi yang dibutuhkan menggunakan persamaan bernoulli :

-Wf = 838,7520 ft.lbf/lbm + 10,5000 ft.lbf/lbm + 0,2795 ft.lbf/lbm + 8,4572 ft.lbf/lbm

-Wf = 857,9886 ft.lbf/lbm

I. Power Pompa

Diketahui :

1. sg $_{bahan}$ = 0,8015
2. Rate Volumetrik ($\dot{v}$) = 1.349,55 cuft/Jam = 168,2526 gpm

Menghitung power pompa :

$$hp = \frac{-Wf \times \dot{v} \times sg}{3960}$$

(Perry 7th edt : eq 10-15 Page 10-23)

$$hp = \frac{857{,}9886 \text{ ft.lbf/lbm} \times 168{,}2526 \text{ gpm} \times 0{,}8015}{3960}$$

hp = 29,2165 Hp

Efisiensi pompa = 45%

(Timmerhaus 4th edt : Figure 14-37 Page 520)

$$Bhp = \frac{hp}{\eta \text{ pompa}}$$

$$Bhp = \frac{29{,}2165 \text{ Hp}}{45\%}$$

Bhp = 64,9255 Hp

Menghitung power motor :

Efisiensi motor = 80%

(Timmerhaus 4th edt : Figure 14-38 Page 521)

$$\text{Power motor} = \frac{Bhp}{\eta \text{ motor}}$$

$$\text{Power motor} = \frac{64{,}9255 \text{ Hp}}{80\%}$$

Power motor = 81,1568 Hp

Digunakan power untuk masing-masing pompa yaitu = 41,0 Hp

Spesifikasi Pompa 5 (L-211)

Fungsi	Mengalirkan Produk Reaktor menuju Flash Drum (F-220)
Tipe Pompa	Centrifugal Pump
Bahan Konstruksi	Commercial Steel
Jumlah	2 buah
Kapasitas	30.605,93 Kg/Jam
Rate Volumetrik	1.349,55 cuft/Jam
Spesifikasi Pipa	Ukuran Pipa = 4 in, sch 40 Panjang Pipa = 81,4 ft
Total Dynamic Head	857,9886 ft.lbf/lbm
Efisiensi Motor	80%
Power Motor	41,0 Hp

14. Flash Drum (F-220)

Fungsi : Menurunkan tekanan produk keluaran dari reaktor dengan memisahkan fase gas dengan liquid dari alirannya

Tipe Tangki : Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk elliptical dish head)

Tipe Tutup : Elliptical

Bahan Konstruksi : Low-alloy Steels SA-203 Grade B

Jumlah : 1 buah

Dasar Pemilihan : Umum digunakan untuk menurunkan tekanan dan memisahkan bahan berfase gas dengan cair

Ketentuan :

1. Produk disimpan pada fase cair
2. Tekanan Operasi = 1,0 atm = 760,0 mmHg
3. Suhu Operasi = 40,00 °C = 313,15 K
4. Waktu Tinggal = 10 Menit
5. Tetapan Gas Ideal = 0,082 L.atm/K.mol

1. Perencanaan Tangki

A. Komposisi Bahan Gas

Berdasarkan kondisi operasi di atas, diketahui bahan yang berfase gas yaitu :

Komp	Kmol	y_d	P_i	K_i	α_i	y_d / α_i
Hidrogen	2,531	1,00	759,94	1,00	1,00	1,00
Total	2,531	1,000				1,00

Komp	x_i	T_c	P_c
Hidrogen	1,00	33,180	12,962
Total	1,00		

$$T_r = \frac{T}{\sum yi.Tc} = \frac{313,15}{33,18} = 9,43791 \text{ K}$$

$$P_r = \frac{P}{\sum yi.Pc} = \frac{760,00}{12,96} = 58,6352 \text{ mmHg}$$

Menentukan densitas uap :

$$\rho\ Vapor = \text{BM Campuran} \times \frac{P}{R \times T \times Z}$$

$$\rho\ Vapor = \frac{\text{BM Campuran}}{V_s}$$

BM Campuran = $\sum Bm_i \times y_i$

BM Campuran = 2,016

Karena operasi ini berfungsi untuk menurunkan tekanan, maka digunakan persamaan generalized virial coeficient :

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{T_r^{\ 1,6}}$$

(Smith-Van Ness 8th edt : eq 3.61)

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{T_r^{\ 4,2}}$$

(Smith-Van Ness 8th edt : eq 3.62)

$$\frac{B \times P_c}{R \times T_c} = B^0 + \omega \times B^1$$

(Smith-Van Ness 8th edt : eq 3.58-3.59)

$$Z = 1 + \left(\frac{B \times P_c}{R \times T_c}\right)\left(\frac{P_r}{T_r}\right)$$

(Smith-Van Ness 8th edt : eq 3.60)

Keterangan :

T_r = Suhu tereduksi (T/Tc)
T_c = Suhu kritis (K)
P_r = Tekanan tereduksi (P/P_c)
P_c = Tekanan kritis (mmHg)

Dari persamaan diatas, maka dapat ditentukan :

$$B^0 = 0{,}083 - \frac{0{,}422}{9{,}437914^{1,6}}$$
$$B^0 = 0{,}071372$$

$$B^1 = 0{,}139 - \frac{0{,}172}{9{,}437914^{4,2}}$$
$$B^1 = 0{,}138986$$

$$\frac{B \times P_c}{R \times T_c} = 0{,}210358$$

$$Z = 1 + 0{,}2104 \times \frac{58{,}635}{9{,}438}$$
$$Z = 2{,}3069$$

$$V_s = \frac{Z \times R \times T}{P}$$
$$V_s = \frac{2{,}306897 \times 0{,}082 \text{ L.atm/K.mol} \times 313{,}15 \text{ K}}{1{,}0 \text{ atm}}$$
$$V_s = 59 \text{ L/mol}$$

$$\rho\ Vapor = \frac{2{,}016}{59 \text{ kg/L}}$$
$$\rho\ Vapor = 0{,}034 \text{ kg/L} \times \frac{62{,}43 \text{ lb/cuft}}{1 \text{ kg/L}}$$
$$\rho\ Vapor = 2{,}123 \text{ lb/cuft}$$

B. Komposisi Bahan Cair

Bahan yang berfase cair yaitu :

Komponen	Fraksi Berat	Massa (kg)	ρ (kg/L)
Stirena Oksida	0,00005	1,52	1,0540
Air	0,00305	93,27	0,9982
Metanol	0,94506	28919,58	0,7920
NaOH	0,00129	39,57	2,1300
Na_2CO_3	0,00003	0,81	2,5330
PEA	0,05052	1546,07	1,023
Total	1,00	30600,83	

Perhitungan :

$$\rho\ \text{Cairan} = \frac{1}{\frac{0{,}00005}{1{,}05} + \frac{0{,}0030}{0{,}9982} + \frac{0{,}9451}{0{,}7920} + \frac{0{,}0013}{2{,}1300} +}$$

$$\rho \text{ Cairan} = \frac{1}{\frac{0{,}00003}{2{,}5330} + \frac{0{,}05052}{1{,}0230}}$$

$$\rho \text{ Cairan} = 0{,}80 \text{ kg/L} \times \frac{62{,}43 \text{ lb/cuft}}{1 \text{ kg/L}}$$

$$\rho \text{ Cairan} = 50{,}09 \text{ lb/cuft}$$

C. Rate Volumetrik

Perhitungan :

a. Fase Gas

$$\dot{v} \text{ Gas} = \frac{\dot{m} \text{ Vapor}}{\rho \text{ Vapor}}$$

$$\dot{v} \text{ Gas} = \frac{1{,}00 \text{ Kg/Jam}}{2{,}12 \text{ lb/cuft}} \times \frac{2{,}2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}}$$

$$\dot{v} \text{ Gas} = 1{,}04 \text{ cuft/Jam}$$

b. Fase Cair

$$\dot{v} \text{ Cair} = \frac{\dot{m} \text{ Cairan}}{\rho \text{ Cairan}}$$

$$\dot{v} \text{ Cair} = \frac{1{,}52 \text{ Kg/Jam} + 93{,}27 \text{ Kg/Jam} + 28.919{,}58 \text{ Kg/Jam}}{50{,}09 \text{ lb/cuft}}$$

$$\frac{39{,}57 \text{ Kg/Jam} + 0{,}81 \text{ Kg/Jam} + 1.546{,}07 \text{ Kg/Jam}}{50{,}09 \text{ lb/cuft}}$$

$$\times \frac{2{,}2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}}$$

$$\dot{v} \text{ Cair} = 1.346{,}89 \text{ cuft/Jam}$$

c. Rate volumetrik total

$$\dot{v} \text{ Total} = \dot{v} \text{ Gas} + \dot{v} \text{ Cair}$$

$$\dot{v} \text{ Total} = 1{,}04 \text{ cuft/Jam} + 1.346{,}89 \text{ cuft/Jam}$$

$$\dot{v} \text{ Total} = 1.347{,}93 \text{ cuft/Jam}$$

d. Maximum Design Vapor Velocity

$$Uv = Kv \times \left(\frac{(\rho_l - \rho_g)}{\rho_g}\right)^{0,5}$$

Kv = 7,7

(McKetta section 12 : Page 438)

Uv = 7,7 × 3,26 cuft/Jam

Uv = 25 ft/s

Uv = 7,653841 m/s

D. Volume dan Dimensi Tangki

Ketentuan :

1. Asumsi volume bahan dalam Tangki = 80%
2. Rasio H/D = 3 - 5

(Ulrich : Table 4-27)

3. Pemilihan Rasio H/D = 3,00
4. Waktu Tinggal = 10 Menit = 0,167 Jam
5. Jumlah tangki = 1 buah

Perhitungan :

Volume Bahan = 1.347,927 cuft/Jam × 0,167 Jam

Volume Bahan = 224,655 cuft

$$\text{Volume Tangki} = \frac{224{,}655 \text{ cuft}}{80\% \times 1}$$

Volume Tangki = 280,818 cuft

Volume Tangki = $V_{Silinder} + V_{Bottom}$

V_{Bottom} = 0,000076 D^3

(Brownell & Young 2nd edt : eq 5.11)

Volume Tangki = 1/4 × π × D^2 × H + 0,000076 D^3

Substitusi nilai H = 3 D

Volume Tangki = 1/4 × 3,14 × D^2 × 3,0 D + 0,000076 D^3

280,818 cuft = 2,3562 × D^3 + 0,000076 D^3

D^3 = 119,179 cuft

D = 5,0 ft = 60,00 in = 1,5240 m

H = 15,0 ft = 180,00 in = 4,5720 m

Sehingga :

Volume Design = 294,534 cuft

E. Tebal Minimum Shell

Ketentuan :

1. Faktor korosi (C) = 1/16 in - 1/8 in
2. Pemilihan (C) = 1/8 in

(Srie Muljani : Perencanaan Bejana Bertekanan)

3. Jenis pengelasan = Double Welded Butt-Joint

4. Faktor pengelasan (E) = 80%

(Brownell & Young 2nd edt : Table 13.2)

5. Bahan Konstruksi = Low-alloy Steels SA-203 Grade B
6. Stress allowable (f) = 17.500 psi

(Brownell & Young 2nd edt : Table 13.1)

Menghitung nilai p :

$$p = \rho \frac{\times (H - 1)}{144}$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 3.17)

Nilai ketinggian cairan dalam tangki dapat dicari dengan rumus volume silinder, dimana diameter tangki yang digunakan = 5 ft, sehingga :

$$\text{Volume Cairan} = 1/4 \times \pi \times D^2 \times H_{Cairan}$$

$$224{,}655 \text{ cuft} = 1/4 \times 3{,}14 \times (5{,}0 \text{ ft})^2 \times H_{Cairan}$$

$$H_{Cairan} = 11{,}442 \text{ ft}$$

Dari persamaan 3.17 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai p , yaitu :

$$p = 50{,}09 \text{ lb/cuft} \frac{\times (11{,}4416 \text{ ft} - 1)}{144}$$

$$p = 3{,}6319 \text{ psi}$$

Menghitung p design :

$P_{Operasi}$ = 20,4 atm = 300,0 psia

$P_{Hidrostatis}$ = 3,6319 psi

$$P_{Design} = P_{Inside} - P_{Outside} + P_{Hidrostatis}$$

$$P_{Design} = 300{,}0 \text{ psia} - 14{,}7 \text{ psia} + 3{,}6319 \text{ psia}$$

$$P_{Design} = 288{,}94 \text{ psia} \rightarrow \text{Faktor keamanan } 10\% = 317{,}83 \text{ psia}$$

Menghitung tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk *cylindrical tank* :

$$t_{min} = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0{,}6 \times p} + C$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 13.1)

Dari persamaan 13.1 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai t_{min}, yaitu :

$$t_{min} = \frac{317{,}8296 \text{ psi} \times 30{,}0 \text{ in}}{17.500 \text{ psi} \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 317{,}8296 \text{ psi}} + 1/8 \text{ in}$$

$$t_{min} = 0{,}8155 \text{ in} = 13/16 \text{ in}$$

Dipilih tebal shell yaitu :

$$t_{shell} = 14/16 \text{ in}$$

F. Tebal dan Tinggi Head dan Bottom

Ketentuan :

1. Tipe Tutup = Elliptical
2. Tekanan operasi = 20,4 atm = 300,0 psia
3. P_{Design} = 317,8296 psia
4. Bahan Konstruksi = Low-alloy Steels SA-203 Grade B
5. Stress allowable (f) = 17.500 psi

Menghitung tebal shell minimum :

$$t_h = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0{,}2 \times p} + C$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 13.1)

Dari persamaan 13.1 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai t_{min}, yaitu :

$$t_{min} = \frac{317{,}8296 \text{ psi} \times 30{,}0 \text{ in}}{17.500 \text{ psi} \times 0{,}8 - 0{,}2 \times 317{,}8296 \text{ psi}} + 1/8 \text{ in}$$

t_{min} = 0,8092 in = 13/16 in

Berdasarkan Brownell & Young Table 5.11, dipilih tebal standart yaitu :

Diameter tangki = 60,00 in

t_h = 14/16 in

sf = 2 in

(Brownell & Young 2nd edt : Table 5.11)

icr = 2 5/8 in

(Brownell & Young 2nd edt : Table 5.6)

Menghitung outside diameter :

OD = ID + 2 t_h

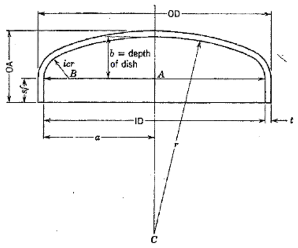
OD = 60,0 in + 2 × 0,875 in

OD = 61,75 in

Karena OD < 240 in, maka nilai r_c dapat dilihat pada table 5.7 Brownell & Young, diperoleh :

r_c = 54,00 in

Menghitung tinggi head :



(Brownell & Young 2nd edt : Figure 5.8)

$a = \frac{ID}{2}$

$b = r_c - AC$

$BC = r_c - icr$

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

$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

$H_{Head} = t_h + b + sf$

(Brownell & Young 2^{nd} edt : Page 87)

Dari persamaan diatas dicari nilai b untuk dapat menentukan tinggi head :

$AB = \frac{60 \text{ in}}{2} - 2{,}625 \text{ in} = 27{,}38 \text{ in}$

$BC = 54{,}00 \text{ in} - 2{,}625 \text{ in} = 51{,}38 \text{ in}$

$AC = \sqrt{51{,}38 \text{ in}^2 - 27{,}38 \text{ in}^2} = 43{,}47 \text{ in}$

$b = 54{,}00 \text{ in} - 43{,}47 \text{ in} = 10{,}53 \text{ in}$

$H_{Head} = 0{,}88 \text{ in} + 10{,}53 \text{ in} + 2{,}00 \text{ in} = 13{,}40 \text{ in} = 1{,}12 \text{ ft}$

Digunakan dimensi, ketebalan shell yang sama untuk tutup atas dan bawah, sehingga :

$H_{Head} = H_{Bottom} = 1{,}12 \text{ ft}$

$t_h = t_b = 7/8 \text{ in}$

G. Tinggi Total Tangki

$H_{Total} = H_{Tangki} + H_{Head} + H_{Bottom}$

$H_{Total} = 15{,}00 \text{ ft} + 1{,}12 \text{ ft} + 1{,}12 \text{ ft}$

$H_{Total} = 17{,}23 \text{ ft}$

2. Perencanaan Penyangga

A. Berat Beban Total

Ketentuan :

1. ID = 5,00 ft
2. OD = 5,15 ft
3. t_s = 0,07 ft
4. t_h = 0,07 ft
5. t_b = 0,07 ft
6. H_{Tangki} = 15,00 ft
7. H_{Head} = 1,12 ft
8. H_{Bottom} = 1,12 ft
9. $\rho_{steel\text{-}Nikel}$ = 537,00 lb/cuft

(Foust 2^{nd} edt : Appx D Page 740)

Berat shell :

$$w_{shell} = \frac{1}{4} \pi \ (OD^2 - ID^2) \times H_{Tangki} \times \rho_{steel}$$

$$w_{shell} = 9.360,52 \text{ lb}$$

Berat tutup atas :

Karena tutup atas berbentuk Elliptical, maka :

$$w_{head} = 0,000076 \ D^3 \times \rho_{steel}$$

$$w_{head} = 0,2100 \text{ lb}$$

Berat tutup bawah :

Karena tutup atas berbentuk Elliptical, maka :

$$w_{bottom} = 0,000076 \ D^3 \times \rho_{steel}$$

$$w_{bottom} = 0,2100 \text{ lb}$$

Berat produk :

$$w_{bahan} = 11.252,53 \text{ lb}$$

Berat total tangki

$$w_{total} = w_{shell} + w_{head} + w_{bottom} + w_{bahan}$$

$$w_{total} = 20.613,47 \text{ lb}$$

B. Leg Planning

Berat perancangan dibuat lebih besar 10% (Faktor safety), sehinggga :

$$w_{total\ design} = 22.674,82 \text{ lb}$$

Kaki penyangga dilas di tengah-tengah ketinggian (40% dari tinggi total bejana). Digunakan tipe kaki (leg) tipe I-Beam, dengan pondasi cor/beton. Karena kaki dilas pada 40% ketinggian tangki, maka ketinggian kaki :

$$H_{leg} = 40\% \times H_{tangki}$$

$$H_{leg} = 40\% \times 15,00 \text{ ft}$$

$$H_{leg} = 6,00 \text{ ft} = 1,829 \text{ m} \approx 1,9 \text{ m} = 6,23 \text{ ft}$$

Digunakan beams ukuran 5 in B 15 dengan spesifikasi sebagai berikut :

Kedalaman beam	=	5,0 in
Lebar flange	=	3,284 in
Web thickness	=	0,494 in
Avg flange thickness	=	0,326 in
Area of section (A)	=	4,29 in^2
Berat/ft	=	14,75 lb

(Brownell & Young 2nd edt : Appx G Item 2)

Peletakan dengan beban ekstrensik (Axis 1-1) :

I = 15,00 in^4

S = 6,00 in^3

r = 1,87 in

Peletakan tanpa beban ekstrensik (Axis 2-2) :

I = 1,70 in^4

S = 1,00 in^3

r = 0,630 in

(Brownell & Young 2nd edt : Appx G Item 2)

Beban kompresi total maksimum tiap leg (P) :

$$\text{Beban tiap penyangga} = \frac{w_{total\ design}}{\text{Jumlah Penyangga}}$$

Asumsi jumlah penyangga → 4

Sehingga :

$$\text{Beban tiap penyangga} = \frac{22.674{,}82\ \text{lb}}{4}$$

Beban tiap penyangga = 5.668,71 lb

Pengecekan terhadap peletakan sumbu Axis 1-1 dan Axis 2-2

$$F_{Allowable} = \frac{P}{A}$$

$$F_{Allowable} = \frac{5.668{,}71\ \text{lb}}{4{,}29\ \text{in}^2}$$

$F_{Allowable}$ = 1.321,377 psi

Cek Axis 1-1 :

$$\frac{H_{leg}}{r} = \frac{74{,}80\ \text{in}}{1{,}870\ \text{in}} = 40{,}0017$$

Karena L/r < 120, maka digunakan rumus sebagai berikut :

F_{check} = 17.000 psi - 0,485 × $(L/r)^2$

F_{check} = 17.000 psi - 0,485 × 1600,1347

F_{check} = 16.223,93 psi

Design dapat digunakan karena $F_{allowable} < F_{check}$

Cek Axis 2-2 :

$$\frac{H_{leg}}{r} = \frac{74{,}80\ \text{in}}{0{,}630\ \text{in}} = 118{,}7352$$

Karena L/r < 120, maka digunakan rumus sebagai berikut :

F_{check} = 17.000 psi - 0,485 × $(L/r)^2$

F_{check} = 17.000 psi - 0,485 × 14098,0378

F_{check} = 10.162,45 psi

Design dapat digunakan karena $F_{allowable} < F_{check}$

C. Lug Planning

Masing-masing penyangga memiliki 4 baut (bolt) dengan beban maksimum tiap baut yaitu :

$$P_{bolt} = \frac{P}{n_b} = \frac{5.668,71 \text{ lb}}{4} = 1.417,18 \text{ lb}$$

Luas lubang baut :

$$A_{bolt} = \frac{P_{bolt}}{f_{bolt}}$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 2.2)

Dengan f_{bolt} = stress maks yang dapat ditahan setiap baut, yaitu :

f_{bolt} = 12.000 psi

Sehingga :

$$A_{bolt} = \frac{1.417,18 \text{ lb}}{12.000 \text{ psi}} = 0,1181 \text{ in}^2$$

Digunakan baut standart dengan diameter = 1,0 in

Spesifikasi Flash Drum (F-220)

Fungsi	Menurunkan tekanan produk keluaran dari reaktor dengan memisahkan fase gas dengan liquid dari alirannya
Tipe Tangki	Silinder tegak dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk elliptical dish head)
Tipe Tutup	Elliptical
Bahan Konstruksi	Low-alloy Steels SA-203 Grade B
Jumlah Tangki	1 buah
Kondisi Operasi	P_{awal} = 20,4 atm P_{Akhir} = 1 atm T = 40 °C
Waktu Tinggal	10 Menit
Dimensi Tangki	Diameter Tangki = 5,0 ft Tinggi Tangki = 15,0 ft Volume Tangki = 294,5 cuft = 8,3403 m³ Tebal Shell = 7/8 in

Dimensi Head	Tebal Head = 7/8 in Tinggi Head = 1,12 ft	
Dimensi Bottom	Tebal Bottom = 7/8 in Tinggi Bottom = 1,12 ft	
Tinggi Total	17,23 ft	
Penyangga	Tipe Penyangga = I-Beam Ukuran 5 in Tinggi Penyangga = 6,23 ft Jumlah Penyangga = 4 buah Kedalaman Beam = 5,0 in Lebar Flange = 3,284 in Web Thickness = 0,494 in Avg flange thickness = 0,326 in Area of Section (A) = 4,29 in² Berat/ft = 14,75 lb	
Baut	Jumlah Baut = 4 buah Luas Lubang Baut = 0,12 in² Diameter Baut = 1,0 in	

15. Pompa 6 (L-221)

Fungsi : Mengalirkan Produk Flash Drum menuju Tangki (F-230)
Tipe Pompa : Centrifugal Pump
Bahan Konstruksi : Commercial Steel
Jumlah Pompa : 1 buah
Dasar Pemilihan : Sesuai untuk liquid dengan viskositas <10 cP

Diketahui :

1. ρ Arus 12 = 50,09 lb/cuft
2. $\rho_{reference}$ (air) = 62,43 lb/cuft
3. $\dot{v}$ Arus 12 = 1.346,89 cuft/Jam
   = 0,3741 cuft/s
4. $sg_{reference}$ (air) = 1
5. $\mu_{reference}$ (air) = 0,00085 lb/ft.s
6. $P_{Hidrostatis}$ = 0,247 atm
7. Konstanta Gravitasi Bumi (gc) = 32,174 lbm.ft/lbf .s²
8. Percepatan Gravitasi Bumi (g) = 32,174 ft/s²

A. Asumsi Aliran Turbulen

D_i optimum untuk aliran turbulen, Nre > 2100 digunakan persamaan :

$$D_{i\ Opt} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

(Timmerhaus 4th edt : eq 15 Page 496)

Dari persamaan 15 Timmerhaus dapat dihitung untuk nilai $D_{i\,Opt}$, yaitu :

$$D_{i\,Opt} = 3{,}9 \times (0{,}3741 \text{ cuft/s})^{0{,}45} \times (50{,}09 \text{ lb/cuft})^{0{,}13}$$

$$D_{i\,Opt} = 4{,}17 \text{ in}$$

Digunakan pipa standart dengan ukuran sebagai berikut :

Ukuran Pipa = 4,00 in
Schedule = 40
OD = 4,500 in
ID = 4,026 in = 0,336 ft = 0,102 m
A = 0,0884 ft²

(McCabe 5th edt : Appx 5 Page 1086)

B. Kecepatan Aliran Linear

$$v = \frac{\text{Rate volumetrik } (\dot{v})}{A}$$

Maka dapat dihitung untuk kecepatan linearnya yaitu :

$$v = \frac{0{,}3741 \text{ cuft/s}}{0{,}0884 \text{ ft}^2}$$

$$v = 4{,}232 \text{ ft/s}$$

C. Specific Gravity Bahan

$$sg_{bahan} = \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho_{reference} \text{ (air)}} \times sg_{reference}$$

Maka dapat dihitung untuk specific gravitynya yaitu :

$$sg_{bahan} = \frac{50{,}09 \text{ lb/cuft}}{62{,}43 \text{ lb/cuft}} \times 1$$

$$sg_{bahan} = 0{,}8023$$

D. Viskositas Bahan

$$\mu_{bahan} = \frac{sg_{bahan}}{sg_{reference} \text{ (air)}} \times \mu_{reference} \text{ (air)}$$

Maka dapat dihitung untuk viskositasnya yaitu :

$$\mu_{bahan} = \frac{0{,}8023}{1} \times 0{,}00085 \text{ lb/ft.s}$$

$$\mu_{bahan} = 0{,}00068 \text{ lb/ft.s}$$

E. Bilangan Reynold

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

Maka dapat dihitung untuk bilangan reynold yaitu :

$$Nre = \frac{0{,}336\ ft \times 4{,}23\ ft/s \times 50{,}09\ lb/cuft}{0{,}00068\ lb/ft.s}$$

$$Nre = 104290{,}29 \geq 2.100 \text{ (Asumsi turbulen benar)}$$

F. Pemilihan Jenis Bahan Pipa

Dipilih pipa dengan jenis : Commercial steel

Maka dapat diketahui :

f = 0,004

ε = 0,000046 m = 0,00015 ft

(Geankoplis 3rd edt : Figure 2.10-3)

$$\varepsilon/ID = \frac{0{,}000046\ m}{0{,}102260\ m} = 0{,}0004$$

α = 1 (Aliran Turbulen)

(Timmerhaus 4th edt : Page 485)

G. Menghitung Friksi

Panjang pipa lurus :

1. Tangki menuju elbow pertama = 0,6 ft
2. Tangki menuju alat selanjutnya = 30 ft

Maka total panjang pipa lurus yaitu :

$L_{Pipa\ Lurus}$ = 31 ft

Panjang ekuivalen suction (L) dihitung menggunakan rumus :

$$L = n \times \frac{L}{D} \times ID$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Sehingga dapat dihitung panjang ekuivalen dengan nilai L/D yang dapat dilihat pada Geankoplis Table 2.10-1, yaitu :

1. 3 Elbow 90°

   L_{Elbow} = 2 × 35 × 0,34 ft

   L_{Elbow} = 23,49 ft

2. 1 Gate Valve

   L_{Valve} = 1 × 9 × 0,34 ft

   L_{Valve} = 3,02 ft

Total Panjang Pipa

$L = L_{Pipa\ Lurus} + L_{Elbow} + L_{Valve}$

$L = 31\ ft + 23\ ft + 3\ ft$

$L = 57\ ft$

Friksi yang terjadi yaitu :

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$f_1 = \frac{2 \times \mu \times v_1^2 \times Le}{gc \times ID}$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Maka nilai f_1 yaitu :

$$f_1 = \frac{2 \times 0,00068\ lb/ft.s \times (4,232\ ft/s)^2 \times 57\ ft}{32,174\ lbm.ft/lbf.s^2 \times 0,34\ ft}$$

$f_1 = 0,1293$ ft.lbf/lbm

2. Friksi karena Elbow 90°

$$f_2 = Kf \times \frac{v_1^2}{2}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.10-17)

Diketahui nilai Kf untuk Elbow 90° = 0,75

(Geankoplis 3rd edt : Table 2.10-1)

Maka nilai f_2 yaitu :

$$f_2 = 0,75 \times \frac{(4,232\ ft/s)^2}{2}$$

$f_2 = 6,7172$ ft.lbf/lbm

3. Friksi karena Gate Valve

$$f_3 = Kf \times \frac{v_1^2}{2}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.10-17)

Diketahui nilai Kf untuk Gate Valve = 0,17

(Geankoplis 3rd edt : Table 2.10-1)

Maka nilai f_3 yaitu :

$$f_3 = 0,17 \times \frac{(4,232\ ft/s)^2}{2}$$

$f_3 = 1,5226$ ft.lbf/lbm

Total Friksi :

$\Sigma f = f_1 + f_2 + f_3$

$\Sigma f = 0,1293$ ft.lbf/lbm + 6,7172 ft.lbf/lbm + 1,5226 ft.lbf/lbm

Σf = 8,3690 ft.lbf/lbm

H. Persamaan Bernoulli

$$-Wf = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Sigma f$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.7-10)

Menghitung perbedaan tekanan :

$P_1 = P_{Hidrostatis} + 1{,}0$ atm

$P_1 = 1{,}157$ atm $= 2.447{,}897$ lbf/ft²

$P_2 = P_{Hidrostatis} + 1{,}0$ atm

$P_2 = 1{,}247$ atm $= 2.639{,}221$ lbf/ft²

$\Delta P = |P_2 - P_1|$

$\Delta P = 2.639{,}221$ lbf/ft² $- 2.447{,}897$ lbf/ft²

$\Delta P = 191{,}324$ lbf/ft²

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{191{,}324 \text{ lbf/ft}^2}{50{,}09 \text{ lbm/cuft}} = 3{,}8197 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung perbedaan ketinggian :

$Z_1 = 0$ ft

$Z_2 = 0$ ft

$\Delta Z = |Z_2 - Z_1|$

$\Delta Z = 0$ ft $- 0$ ft

$\Delta Z = 0$ ft

$$\Delta Z \frac{g}{gc} = 0 \text{ ft} \times \frac{32{,}174 \text{ ft/s}^2}{32{,}174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2} = 0 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung perbedaan kecepatan linear :

v_1 = Kecepatan sebelum melewati pompa

v_2 = Kecepatan setelah melewati pompa

$\Delta v = |v_2 - v_1|$

$\Delta v = 4{,}23$ ft/s $- 0$ ft/s

$\Delta v = 4{,}23$ ft/s

$\Delta v^2 = 17{,}91$ ft²/s²

$$\frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc} = \frac{18 \text{ ft}^2/\text{s}^2}{2 \times 1 \times 32{,}174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2} = 0{,}28 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung energi yang dibutuhkan menggunakan persamaan bernoulli :

-Wf = 3,8197 ft.lbf/lbm + 0,0000 ft.lbf/lbm + 0,2784 ft.lbf/lbm + 8,3690 ft.lbf/lbm

-Wf = 12,4671 ft.lbf/lbm

I. Power Pompa

Diketahui :

1. sg $_{bahan}$ = 0,8023
2. Rate Volumetrik ($\dot{v}$) = 1.346,89 cuft/Jam = 167,9203 gpm

Menghitung power pompa :

$$hp = \frac{-Wf \times \dot{v} \times sg}{3960}$$

(Perry 7th edt : eq 10-15 Page 10-23)

$$hp = \frac{12,4671 \text{ ft.lbf/lbm} \times 167,9203 \text{ gpm} \times 0,8023}{3960}$$

hp = 0,4241 Hp

Efisiensi pompa = 45%

(Timmerhaus 4th edt : Figure 14-37 Page 520)

$$Bhp = \frac{hp}{\eta \text{ pompa}}$$

$$Bhp = \frac{0,4241 \text{ Hp}}{45\%}$$

Bhp = 0,9425 Hp

Menghitung power motor :

Efisiensi motor = 80%

(Timmerhaus 4th edt : Figure 14-38 Page 521)

$$\text{Power motor} = \frac{Bhp}{\eta \text{ motor}}$$

$$\text{Power motor} = \frac{0,9425 \text{ Hp}}{80\%}$$

Power motor = 1,1782 Hp

Digunakan power = 2,0 Hp

Spesifikasi Pompa 6 (L-221)

Fungsi	Mengalirkan Produk Flash Drum menuju Tangki (F-230)
Tipe Pompa	Centrifugal Pump
Bahan Konstruksi	Commercial Steel
Jumlah	1 buah
Kapasitas	30.600,83 Kg/Jam
Rate Volumetrik	1.346,89 cuft/Jam
Spesifikasi Pipa	Ukuran Pipa = 4 in, sch 40 Panjang Pipa = 57,1 ft
Total Dynamic Head	12,4671 ft.lbf/lbm
Efisiensi Motor	80%
Power Motor	2,0 Hp

16. Tangki Penyimpan Sementara (F-230)

Fungsi : Menampung produk sebelum dimasukkan ke menara distilasi
Tipe Tangki : Silinder tegak dengan tutup bawah datar
Tipe Head : Torispherical
Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah : 2 buah
Dasar Pemilihan : Umum digunakan untuk menyimpan bahan dengan fase cair

Ketentuan :

1. Produk disimpan pada fase cair
2. Tekanan Operasi = 1 atm
3. Suhu Operasi = 30 °C
4. Waktu Tinggal = 8 Jam

A. Densitas Campuran

Produk Keluaran Flash Drum (F-220) - Arus 12

Komponen	Fraksi Berat	Massa (kg)	ρ (kg/L)
Stirena Oksida	0,00005	1,52	1,0540
Air	0,00305	93,27	0,9982
Metanol	0,94506	28919,58	0,7920
NaOH	0,00129	39,57	2,1300
Na_2CO_3	0,00003	0,81	2,5330
PEA	0,05052	1546,07	1,023
Total	1,00	30600,83	

Perhitungan :

$$\rho \text{ Input} = \cfrac{1}{\frac{0{,}00005}{1{,}05} + \frac{0{,}0030}{0{,}9982} + \frac{0{,}9451}{0{,}7920} + \frac{0{,}0013}{2{,}1300} + \frac{1}{\frac{0{,}00003}{2{,}5330} + \frac{0{,}05052}{1{,}0230}}}$$

$$\rho \text{ Input} = 0{,}80 \text{ kg/L} \times \frac{62{,}43 \text{ lb/cuft}}{1 \text{ kg/L}}$$

$$\rho \text{ Input} = 50{,}09 \text{ lb/cuft}$$

B. Rate Volumetrik

Perhitungan :

$$\dot{v} \text{ Input} = \frac{1{,}52 \text{ Kg/Jam} + 93{,}27 \text{ Kg/Jam} + 28.919{,}58 \text{ Kg/Jam}}{50{,}09 \text{ lb/cuft}} + \frac{39{,}57 \text{ Kg/Jam} + 0{,}81 \text{ Kg/Jam} + 1.546{,}07 \text{ Kg/Jam}}{50{,}09 \text{ lb/cuft}} \times \frac{2{,}2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}}$$

$$\dot{v} \text{ Input} = 1.346{,}89 \text{ cuft/Jam}$$

C. Volume dan Dimensi Tangki

Ketentuan :

1. Asumsi volume bahan dalam Tangki = 80%
2. Rasio H/D = < 2

(Ulrich : Table 4-27)

3. Pemilihan Rasio H/D = 0,40
4. Waktu Tinggal = 8 Jam
5. Jumlah tangki = 2 buah

Perhitungan :

Volume Bahan = 1.346,89 cuft/Jam × 8 Jam

Volume Bahan = 10.775,110 cuft

$$\text{Volume Tangki} = \frac{10.775{,}11 \text{ cuft}}{80\% \times 2}$$

Volume Tangki = 6.734,44 cuft

Volume Tangki = 1/4 × π × D² × H

Substitusi nilai H = 0,4 D

Volume Tangki = 1/4 × 3,14 × D² × 0,40 D

6.734,44 cuft = 0,3142 × D^3

D^3 = 21.436,400 cuft

D = 27,7790 ft = 333,35 in = 8,4671 m

H = 11,1116 ft = 133,34 in = 3,3868 m

Digunakan ukuran tangki standar sebagai berikut :

D = 30 ft = 360 in = 9,1440 m

H = 12 ft = 144 in = 3,6576 m

Volume Tangki = 8.482,300 cuft = 240,1920 m^3

(Brownell & Young 2^{nd} edt : Appx E Item 1)

D. Tebal Minimum Shell

Ketentuan :

1. Faktor korosi (C) = 1/16 in - 1/8 in
2. Pemilihan (C) = 1/8 in

(Srie Muljani : Perencanaan Bejana Bertekanan)

3. Jenis pengelasan = Double Welded Butt-Joint
4. Faktor pengelasan (E) = 80%

(Brownell & Young 2^{nd} edt : Table 13.2)

5. Bahan Konstruksi = Carbon Steel SA-283 Grade C
6. Stress allowable (*f*) = 12.650 psi

(Brownell & Young 2^{nd} edt : Table 13.1)

Menghitung nilai *p* :

$$p = \frac{\rho \times (H - 1)}{144}$$

(Brownell & Young 2^{nd} edt : eq 3.17)

Nilai ketinggian cairan dalam tangki dapat dicari dengan rumus volume silinder, dimana diameter tangki yang digunakan = 30 ft, sehingga :

Volume Cairan = 1/4 × π × D^2 × H_{Cairan}

5.387,555 cuft = 1/4 × 3,14 × (30 ft)² × H_{Cairan}

H_{Cairan} = 7,62 ft

Dari persamaan 3.17 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai *p* , yaitu :

$$p = 50{,}09 \text{ lb/cuft} \times \frac{(7{,}6218 \text{ ft} - 1)}{144}$$

p = 2,3033 psi

Menghitung *p* design :

$P_{Operasi}$ = 1 atm = 14,7 psia

$P_{Hidrostatis}$ = 2,3033 psi

$P_{Design} = P_{Inside} - P_{Outside} + P_{Hidrostatis}$

$P_{Design} = 14{,}7 \text{ psia} - 14{,}7 \text{ psia} + 2{,}3033 \text{ psia}$

$P_{Design} = 2{,}3033 \text{ psia}$ → Faktor keamanan 10% = 2,5336 psia

Menghitung tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk *cylindrical tank* :

$$t_{min} = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0{,}6 \times p} + C$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 13.1)

Dari persamaan 13.1 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai t_{min}, yaitu :

$$t_{min} = \frac{2{,}5336 \text{ psi} \times 180 \text{ in}}{12.650 \text{ psi} \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 2{,}5336 \text{ psi}} + 1/8 \text{ in}$$

t_{min} = 0,1701 in = 3/16 in

E. Tebal Shell Bottom, Tangki dan Jumlah Course

Digunakan course dengan lebar = 72 in (6 ft) dengan tipe Butt-welded courses. Untuk ukuran tangki dengan :

D = 30 ft ; H = 12 ft

Course yang dibutuhkan sebanyak 2 buah dengan ketebalan :

Course 1 = 1/4 in

Course 2 = 3/16 in

Tebal shell memenuhi karena $t_{min} \leq t_{design}$

3/16 in ≤ 1/4 in
3/16 in

Karena tangki flat bottom, maka tebal shell bottom = tebal Course 1, sehingga :

t_{bottom} = 1/4 in

F. Panjang Plate Course

Tangki menggunakan 10 plate dengan weld allowance 5/32 in .

Sehingga panjang masing-masing plate yaitu :

$$L_{Plate} = \frac{\pi \times d - \text{weld length}}{12 \times n}$$

(Brownell & Young 2nd edt : Page 55)

Dari persamaan Brownell page 55, dapat dihitung nilai L_{Plate} yaitu :

1. Course 1

$$L_{Plate} = \frac{3{,}14 \times (360 \text{ in} + 1/4 \text{ in}) - 10 \times 5/32 \text{ in}}{12 \times 10}$$

L_{Plate} = 9,4183 ft

2. Course 2

$$L_{Plate} = \frac{3{,}14 \times (360 \text{ in} + 3/16 \text{ in}) - 10 \times 5/32 \text{ in}}{12 \times 10}$$

L_{Plate} = 9,4167 ft

G. Tebal dan Tinggi Head

Ketentuan :

1. Tipe Head = Torispherical
2. Tekanan operasi = 1 atm = 14,7 psia
3. P_{Design} = 2,53 psia
4. Bahan Konstruksi = Carbon Steel SA-283 Grade C

Asumsi tebal head :

Tebal shell minimum = 3/16 in

Asumsi tebal head (t_h) = 5/16 in

Menghitung outside diameter :

OD = ID + 2 t_h

OD = 360 in + 2 × 0,313 in

OD = 360,63 in

OD = r_c = 360,63 in

Menghitung $P_{allowable}$:

$$\frac{rc}{100 \times t_h} = \frac{360{,}63 \text{ in}}{100 \times 0{,}31 \text{ in}} = 11{,}54$$

$$P_{allowable} = \frac{B \times t_h}{r_c}$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 8.33)

Dari Figure 8.8 Brownell & Young, diperoleh nilai B dengan plot nilai rc/100×t_h, yaitu :

B = 4000

(Brownell & Young 2nd edt : Figure 8.8)

Maka :

$$P_{allowable} = \frac{4000 \times 5/16 \text{ in}}{360{,}63 \text{ in}}$$

$P_{allowable}$ = 3,47 psia

$P_{allowable} \geq P_{Design}$

3,5 psia $\geq$ 2,5 psia

Karena $P_{allowable} > P_{design}$, sehingga asumsi ketebalan dapat digunakan

Berdasarkan Brownell & Young Table 5.6, dipilih ukuran standart yaitu :

t_h = 5/16 in

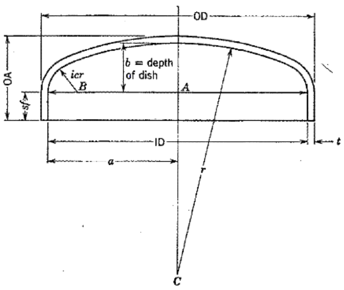
icr = 2 5/8 in

(Brownell & Young 2nd edt : Table 5.6)

sf = 3 in

(Brownell & Young 2nd edt : Table 5.8)

Menghitung tinggi head :



(Brownell & Young 2nd edt : Figure 5.8)

$a = \frac{ID}{2}$

$b = r_c - AC$

$BC = r_c - icr$

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

$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

$H_{Head} = t_h + b + sf$

(Brownell & Young 2nd edt : Page 87)

Dari persamaan diatas dicari nilai b untuk dapat menentukan tinggi head :

$AB = \frac{360 \text{ in}}{2} - 2{,}625 \text{ in} = 177{,}38 \text{ in}$

$BC = 360{,}63 \text{ in} - 2{,}625 \text{ in} = 358{,}00 \text{ in}$

$AC = \sqrt{358{,}00 \text{ in}^2 - 177{,}38 \text{ in}^2} = 310{,}97 \text{ in}$

$b = 360{,}63 \text{ in} - 310{,}97 \text{ in} = 49{,}66 \text{ in}$

$H_{Head} = 0{,}31 \text{ in} + 49{,}66 \text{ in} + 3{,}00 \text{ in} = 52{,}97 \text{ in} = 4{,}41 \text{ ft}$

H. Tinggi Total Tangki

$H_{Total} = H_{Tangki} + H_{Head} + t_{bottom}$

$H_{Total} = 12 \text{ ft} + 4{,}41 \text{ ft} + 0{,}021 \text{ ft}$

$H_{Total} = 16{,}43 \text{ ft}$

Spesifikasi Tangki Penyimpan Sementara (F-230)

Fungsi	Menampung produk sebelum dimasukkan ke menara distilasi
Tipe Tangki	Silinder tegak dengan tutup bawah datar
Tipe Head	Torispherical
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah Tangki	2 buah
Kondisi Operasi	P = 1 atm T = 30 °C
Waktu Tinggal	8 Jam
Dimensi Tangki	Diameter Tangki = 30 ft Tinggi Tangki = 12 ft Volume Tangki = 8.482,3 cuft = 240,2 m^3
Course 1	Panjang Plate = 9,418 ft Lebar Plate = 6 ft Tebal Shell = 1/4 in
Course 2	Panjang Plate = 9,417 ft Lebar Plate = 6 ft Tebal Shell = 3/16 in
Dimensi Head	Tebal Head = 4,41 ft Tinggi Head = 5/16 in
Dimensi Bottom	Tebal Bottom = 1/4 in
Tinggi Total	16,43 ft

17. Pompa 7 (L-231)

Fungsi : Mengalirkan produk menuju Menara Distilasi 1 (D-310)
Tipe Pompa : Centrifugal Pump
Bahan Konstruksi : Commercial Steel
Jumlah Pompa : 1 buah
Dasar Pemilihan : Sesuai untuk liquid dengan viskositas <10 cP

Diketahui :

1. ρ Arus 13 = 50,09 lb/cuft
2. $\rho_{reference}$ (air) = 62,43 lb/cuft
3. $\dot{v}$ Arus 13 = 1.346,89 cuft/Jam
   = 0,3741 cuft/s
4. sg $_{reference}$ (air) = 1
5. $\mu_{reference}$ (air) = 0,00085 lb/ft.s
6. $P_{Hidrostatis}$ = 0,157 atm
7. Konstanta Gravitasi Bumi (gc) = 32,174 lbm.ft/lbf .s²
8. Percepatan Gravitasi Bumi (g) = 32,174 ft/s²

A. Asumsi Aliran Turbulen

D_i optimum untuk aliran turbulen, Nre > 2100 digunakan persamaan :

$D_{i\,Opt} = 3{,}9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$

(Timmerhaus 4th edt : eq 15 Page 496)

Dari persamaan 15 Timmerhaus dapat dihitung untuk nilai $D_{i\,Opt}$, yaitu :

$D_{i\,Opt} = 3{,}9 \times (0{,}3741 \text{ cuft/s})^{0,45} \times (50{,}09 \text{ lb/cuft})^{0,13}$

$D_{i\,Opt} = 4{,}17$ in

Digunakan pipa standart dengan ukuran sebagai berikut :

Ukuran Pipa = 4,00 in

Schedule = 40

OD = 4,500 in

ID = 4,026 in = 0,336 ft = 0,102 m

A_1 = 0,0884 ft²

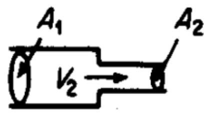
(McCabe 5th edt : Appx 5 Page 1086)

Dimensi pipa heat exchanger :

A_2 = 0,0233 ft²

Mencari nilai K_c :

$\frac{A_2}{A_1} < 0{,}715 \rightarrow K_c = 0{,}4 \left(1{,}25 - \frac{A_2}{A_1} \right)$



$\frac{A_2}{A_1} > 0{,}715 \rightarrow K_c = 0{,}75 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$

Sehingga :

$\frac{A_2}{A_1} = \frac{0{,}0233 \text{ ft}^2}{0{,}0884 \text{ ft}^2} = 0{,}2636$

Kc = 0,3946

(Timmerhaus 4th edt : Page 484)

B. Kecepatan Aliran Linear

$v = \frac{\text{Rate volumetrik } (\dot{v})}{A}$

Kecepatan linear dalam pipa :

$v_1 = \frac{0{,}3741 \text{ cuft/s}}{0{,}0884 \text{ ft}^2}$

v_1 = 4,232 ft/s

Kecepatan linear dalam heat exchanger :

$$v_2 = \frac{0{,}3741 \text{ cuft/s}}{0{,}0233 \text{ ft}^2}$$

$$v_2 = 16{,}055 \text{ ft/s}$$

C. Specific Gravity Bahan

$$sg_{\text{bahan}} = \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho_{\text{reference}} \text{ (air)}} \times sg_{\text{reference}}$$

Maka dapat dihitung untuk specific gravitynya yaitu :

$$sg_{\text{bahan}} = \frac{50{,}09 \text{ lb/cuft}}{62{,}43 \text{ lb/cuft}} \times 1$$

$$sg_{\text{bahan}} = 0{,}8023$$

D. Viskositas Bahan

$$\mu_{\text{bahan}} = \frac{sg_{\text{bahan}}}{sg_{\text{reference}} \text{ (air)}} \times \mu_{\text{reference}} \text{ (air)}$$

Maka dapat dihitung untuk viskositasnya yaitu :

$$\mu_{\text{bahan}} = \frac{0{,}8023}{1} \times 0{,}00085 \text{ lb/ft.s}$$

$$\mu_{\text{bahan}} = 0{,}00068 \text{ lb/ft.s}$$

E. Bilangan Reynold

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

Maka dapat dihitung untuk bilangan reynold yaitu :

$$Nre = \frac{0{,}336 \text{ ft} \times 4{,}23 \text{ ft/s} \times 50{,}09 \text{ lb/cuft}}{0{,}00068 \text{ lb/ft.s}}$$

$$Nre = 104290{,}29 \geq 2.100 \text{ (Asumsi turbulen benar)}$$

F. Pemilihan Jenis Bahan Pipa

Dipilih pipa dengan jenis : Commercial steel

Maka dapat diketahui :

$$f = 0{,}004$$

$$\varepsilon = 0{,}000046 \text{ m} = 0{,}00015 \text{ ft}$$

(Geankoplis 3rd edt : Figure 2.10-3)

$$\varepsilon/ID = \frac{0{,}000046 \text{ m}}{0{,}102260 \text{ m}} = 0{,}0004$$

α = 1 (Aliran Turbulen)

(Timmerhaus 4th edt : Page 485)

G. Menghitung Friksi

Panjang pipa lurus :

1. Tangki menuju elbow pertama = 8 ft
2. Tangki menuju alat selanjutnya = 20 ft
3. Tinggi plate umpan masuk = 26,6 ft
4. Panjang heat exchanger = 48 ft

Maka total panjang pipa lurus yaitu :

$L_{Pipa\ Lurus}$ = 102,6 ft

Panjang ekuivalen suction (L) dihitung menggunakan rumus :

$$L = n \times \frac{L}{D} \times ID$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Sehingga dapat dihitung panjang ekuivalen dengan nilai L/D yang dapat dilihat pada Geankoplis Table 2.10-1, yaitu :

1. 4 Elbow 90°

L_{Elbow} = 4 × 35 × 0,34 ft

L_{Elbow} = 46,97 ft

2. 1 Gate Valve

L_{Valve} = 1 × 9 × 0,34 ft

L_{Valve} = 3,02 ft

Total Panjang Pipa

$L = L_{Pipa\ Lurus} + L_{Elbow} + L_{Valve}$

L = 103 ft + 47 ft + 3 ft

L = 152,6 ft

Friksi yang terjadi yaitu :

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$f_1 = \frac{2 \times \mu \times v_1^2 \times Le}{gc \times ID}$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Maka nilai f_1 yaitu :

$$f_1 = \frac{2 \times 0{,}00068\ \text{lb/ft.s} \times (4{,}232\ \text{ft/s})^2 \times 153\ \text{ft}}{32{,}174\ \text{lbm.ft/lbf.s}^2 \times 0{,}34\ \text{ft}}$$

f_1 = 0,3454 ft.lbf/lbm

2. Friksi karena Elbow 90°

$$f_2 = Kf \times \frac{v_1^2}{2}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.10-17)

Diketahui nilai Kf untuk Elbow 90° = 0,75

(Geankoplis 3rd edt : Table 2.10-1)

Maka nilai f_2 yaitu :

$$f_2 = \frac{0,75 \times (4,232 \text{ ft/s})^2}{2}$$

$$f_2 = 6,7172 \text{ ft.lbf/lbm}$$

3. Friksi karena Gate Valve

$$f_3 = Kf \times \frac{v_1^2}{2}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.10-17)

Diketahui nilai Kf untuk Gate Valve = 0,17

(Geankoplis 3rd edt : Table 2.10-1)

Maka nilai f_3 yaitu :

$$f_3 = \frac{0,17 \times (4,232 \text{ ft/s})^2}{2}$$

$$f_3 = 1,5226 \text{ ft.lbf/lbm}$$

4. Friksi karena kontraksi dari pipa ke heat exchanger

$$f_4 = \frac{K_c \times v_1^2}{2\alpha \times gc}$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Maka nilai f_4 yaitu :

$$f_4 = \frac{0,3946 \times (4,232 \text{ ft/s})^2}{2 \times 32,174 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2}$$

$$f_4 = 0,1098 \text{ ft.lbf/lbm}$$

5. Friksi karena ekspansi dari heat exchanger ke pipa

$$f_5 = \frac{(v_2 - v_1)^2}{2\alpha \times gc}$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Maka nilai f_5 yaitu :

$$f_5 = \frac{(16,055 \text{ ft/s} - 4,232 \text{ ft/s})^2}{2 \times 32,174 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2}$$

$$f_5 = 2,1723 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Total Friksi :

$\Sigma f = f_1 + f_2 + f_3 + f_4 + f_5$

Σf = 0,3454 ft.lbf/lbm + 6,7172 ft.lbf/lbm + 1,5226 ft.lbf/lbm + 0,1098 ft.lbf/lbm + 2,1723 ft.lbf/lbm

Σf = 10,8673 ft.lbf/lbm

H. Persamaan Bernoulli

$$-Wf = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z\frac{g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Sigma f$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.7-10)

Menghitung perbedaan tekanan :

P_1 = 1,0 atm = 2.116,220 lbf/ft²

P_2 = $P_{Hidrostatis}$ + 1 atm

P_2 = 1,157 atm = 2.447,897 lbf/ft²

$\Delta P = |P_2 - P_1|$

ΔP = 2.447,897 lbf/ft² - 2.116,220 lbf/ft²

ΔP = 331,677 lbf/ft²

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{331{,}677 \text{ lbf/ft}^2}{50{,}09 \text{ lbm/cuft}} = 6{,}6219 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung perbedaan ketinggian :

Z_1 = 26,6 ft (Ketinggian Plate Umpan Menara Distilasi 1)

Z_2 = 0 ft

$\Delta Z = |Z_2 - Z_1|$

ΔZ = 0 ft - 27 ft

ΔZ = 27 ft

$$\Delta Z\frac{g}{gc} = 27 \text{ ft} \times \frac{32{,}174 \text{ ft/s}^2}{32{,}174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2} = 27 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung perbedaan kecepatan linear :

v_1 = Kecepatan linear dalam pipa (ft/s)

v_2 = Kecepatan linear dalam HE (ft/s)

$\Delta v = |v_2 - v_1|$

Δv = 16,055 ft/s - 4,232 ft/s

Δv = 11,823 ft/s

Δv^2 = 139,79 ft^2/s^2

$$\frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc} = \frac{140\ ft^2/s^2}{2 \times 1 \times 32{,}174\ lbm.ft/lbf\ .s^2} = 2{,}17\ ft.lbf/lbm$$

Menghitung energi yang dibutuhkan menggunakan persamaan bernoulli :

-Wf = 6,6219 ft.lbf/lbm + 26,6388 ft.lbf/lbm + 2,1723 ft.lbf/lbm + 10,8673 ft.lbf/lbm

-Wf = 46,3003 ft.lbf/lbm

I. Power Pompa

Diketahui :

1. sg_{bahan} = 0,8023
2. Rate Volumetrik ($\dot{v}$) = 1.346,89 cuft/Jam = 167,9203 gpm

Menghitung power pompa :

$$hp = \frac{-Wf \times \dot{v} \times sg}{3960}$$

(Perry 7th edt : eq 10-15 Page 10-23)

$$hp = \frac{46{,}3003\ ft.lbf/lbm \times 167{,}9203\ gpm \times 0{,}8023}{3960}$$

hp = 1,5752 Hp

Efisiensi pompa = 45%

(Timmerhaus 4th edt : Figure 14-37 Page 520)

$$Bhp = \frac{hp}{\eta\ pompa}$$

$$Bhp = \frac{1{,}5752\ Hp}{45\%}$$

Bhp = 3,5004 Hp

Menghitung power motor :

Efisiensi motor = 80%

(Timmerhaus 4th edt : Figure 14-38 Page 521)

$$Power\ motor = \frac{Bhp}{\eta\ motor}$$

$$Power\ motor = \frac{3{,}5004\ Hp}{80\%}$$

Power motor = 4,3755 Hp

Digunakan power = 5,0 Hp

Spesifikasi Pompa 7 (L-231)

Fungsi	Mengalirkan produk menuju Menara Distilasi 1 (D-310)
Tipe Pompa	Centrifugal Pump
Bahan Konstruksi	Commercial Steel
Jumlah	1 buah
Kapasitas	30.600,83 Kg/Jam
Rate Volumetrik	1.346,89 cuft/Jam
Spesifikasi Pipa	Ukuran Pipa = 4 in, sch 40 Panjang Pipa = 152,6 ft
Total Dynamic Head	46,3003 ft.lbf/lbm
Efisiensi Motor	80%
Power Motor	5,0 Hp

18. Heater 2 (E-232)

Fungsi : Memanaskan produk sebelum masuk menara distilasi 1
Tipe HE : Double-Pipe Heat Exchanger
Jumlah HE : 1 buah
Dasar Pemilihan : Umum digunakan pada range perpindahan panas A < 200 ft^2

Ketentuan :

1. Tekanan Operasi = 1 atm
2. Suhu Feed Awal = 30 °C
3. Suhu Feed Akhir = 65,03 °C
4. Jenis Pemanas = Saturated Steam dengan suhu 148 °C

A. Neraca Panas

Dari neraca massa dan neraca panas diperoleh :

Massa bahan masuk = 30.600,83 Kg/Jam
= 67.463,19 lb/Jam
Panas yang dibutuhkan = 1.557.306,1699 kJ/Jam
= 1.476.119,5923 Btu/Jam
Massa steam = 734,75 Kg/Jam
= 1.619,85 lb/Jam

B. Log Mean Temperatur Diference

Temperatur bahan masuk :

t_1 = 30 °C = 86 °F

t_2 = 65,03 °C = 149,1 °F

Temperatur steam :

T_1 = 148 °C = 298,4 °F

T_2 = 148 °C = 298,4 °F

$\Delta t_1 = T_2 - t_1$

$\Delta t_1 = 298,4 - 86$

$\Delta t_1 = 212,4$ °F

$\Delta t_2 = T_1 - t_2$

$\Delta t_2 = 298,4 - 149,1$

$\Delta t_2 = 149,3$ °F

Dari Kern Figure 18, dipilih F_T :

F_T = 1 → R = 0 ; S = 0,297

(Kern : Figure 18)

Menghitung LMTD :

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$LMTD = \frac{149,3 - 212,4}{\ln \frac{149,341}{212,4}}$$

LMTD = 179 °F

Menghitung perbedaan suhu aktual :

$\Delta t = F_T \times LMTD$

$\Delta t = 1 \times 179$ °F

$\Delta t = 179$ °F

C. T_c dan t_c Rata-Rata

Menghitung temperatur rata-rata :

$T_c = T_{Average\ Steam}$

$$T_c = \frac{298,4 + 298,4}{2}$$

$T_c = 298,4$ °F

$t_c = T_{Average\ Bahan}$

$$t_c = \frac{86,0 + 149,1}{2}$$

$t_c = 117,5$ °F

Untuk Double-Pipe Heat Exchanger, berdasarkan Kern Table 6.1 dipilih :

1. Outer pipe = 3 IPS
2. Inner pipe = 2 IPS
3. Ketentuan UD = 200-700 Btu/hr.ft².°F

(Kern : Table 8)

Berdasarkan Kern Table 11, dipilih :

Untuk outer pipe :

1. Nominal pipe size (IPS) = 3 IPS
2. Schedule = 40
3. OD = 3,500 in
4. ID = 3,068 in

Untuk inner pipe :

1. Nominal pipe size (IPS) = 2 IPS
2. Schedule = 40
3. OD = 2,380 in
4. ID = 2,067 in

Fluida Panas : Annulus, Steam	Fluida Dingin : Inner Pipe, Feed D-310
(4) Flow Area	4. Flow Area
$D_2 = \frac{3,068}{12} = 0,256$ ft	$D = \frac{2,067}{12} = 0,172$ ft
$D_1 = \frac{2,380}{12} = 0,198$ ft	$a_p = \frac{\pi \times D^2}{4} = 0,023$ ft²
$a_a = \frac{\pi (D_2^2 - D_1^2)}{4} = 0,020$ ft²	
Equiv Diam, $D_c = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$	
D_c = 0,131 ft	
(5) Kecepatan Massa (Ga)	5. Kecepatan Massa (Gp)
$G_a = W / a_a$	$G_p = W / a_p$
$G_a = \frac{1619,848}{0,0204}$	$G_p = \frac{67463,19}{0,0233}$
G_a = 79.235,79 lb/jam.ft²	G_p = 2.895.066,51 lb/jam.ft²
(6) Pada T_c = 298,4 °F	6. Pada t_c = 118 °F
μ_{Steam} = 0,0141 cP	μ_{bahan} = 0,855 lb/ft.Jam
μ_{Steam} = 0,034 lb/ft.Jam	$Re_p = \frac{D \times G_p}{\mu}$
$Re_a = \frac{D_c \times G_a}{\mu}$	Re_p = 583248,21
Re_a = 304928,48	
(7) J_H = 620	7. j_H = 900

(Kern : Figure 24)	(Kern : Figure 24)
	8. Pada t_c = 118 °F
	Cp = 0,6158 Btu/lb.°F
	k = 0,1082 Btu/Jam.ft².°F
	$(Cp \times \mu / k)^{1/3}$ = 1,6947
(9) h_o untuk Steam	9. $h_i = j_H \times (k/D) \times (Cp \times \mu / k)^{1/3} \times (\mu / \mu w)^{0,14}$
h_o = 1500 Btu/Jam.ft².°F	
(Kern : Page 164)	h_i = 957,87 Btu/Jam.ft².°F
	10. $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$
	$h_{io} = 957,87 \times \frac{2,07}{2,38}$
	h_{io} = 831,9021 Btu/Jam.ft².°F

11. Clean Overall Coefficient (U_C)

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_C = \frac{831,90 \times 1500}{831,90 + 1500}$$

U_C = 535,122 Btu/Jam.ft².°F

12. Design Overall Coefficient (U_D)

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_D$$

(Kern : eq 6.10)

Diketahui :

Rd = 0,002

(Kern : Table 12)

Maka :

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{535,122} + 0,002$$

U_D = 258,483 Btu/Jam.ft².°F

13. Required Surface (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t\ LMTD}$$

$$A = \frac{1476119{,}592}{258{,}483 \times 179{,}023}$$

$$A = 31{,}899 \text{ ft}^2$$

14. Panjang Pipa

Dari Kern Table 11 untuk 2 in IPS, diketahui :

Surface/Linear ft = 0,622 ft

$$\text{Required Length} = \frac{31{,}899 \text{ ft}^2}{0{,}622 \text{ ft}} = 51{,}285 \text{ ft} \approx 52{,}0 \text{ ft}$$

Panjang yang dibutuhkan dapat dipenuhi dengan menggunakan 2 buah hairpins ukuran (2 × 12 ft), sehingga panjang tube yaitu :

$$L = 2 \times 2 \times 12 \text{ ft} = 48 \text{ ft}$$

15. U_D Aktual

$$A = 48 \text{ ft} \times 0{,}622 \text{ ft} = 29{,}9 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t \text{ LMTD}}$$

$$U_D = \frac{1476119{,}5923}{29{,}9 \times 179{,}023}$$

U_D = 276,17 Btu/Jam.ft².°F → Perhitungan U_D telah memenuhi ketentuan

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$R_d = \frac{535{,}12 - 276{,}17}{535{,}12 \times 276{,}17}$$

$$R_d = 0{,}0018$$

R_d Perhitungan ≈ R_d Data (Kern : Table 12)

0,0018 ≈ 0,0020

Maka dari segi faktor kekotoran masih memenuhi syarat

D. Pressure Drop

Perhitungan Pressure Drop	
Fluida Panas : Annulus, Steam	Fluida Dingin : Inner Pipe, Feed D-310
(1) Specific Vol of Steam D'_a = 0,0573 ft	1. Untuk Re_p = 583248,21 $f = 0{,}0035 + \frac{0{,}264}{Re_p^{0{,}42}}$

$Re'_a = \dfrac{D'_a \times G_a}{\mu_{Steam}}$	$f = 0{,}00450$
$Re'_a = 133210{,}31$	$s = 1{,}3$
	(Kern : Table 6)
$f = D'_a + \dfrac{0{,}264}{Re'^{\,0{,}42}_a}$	$\rho = 47{,}38 \text{ lb/cuft} \times 1{,}30$
$f = 0{,}0573 + \dfrac{0{,}264}{142{,}01}$	$\rho = 61{,}60 \text{ lb/cuft}$
$f = 0{,}059$	
$s = 1$	
(Kern : Table 6)	
$\rho = 62{,}43 \text{ lb/cuft}$	
(2) $\Delta f_p = \dfrac{4f \times G_a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D'_a}$	2. $\Delta f_p = \dfrac{4f \times G_p^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D}$
$\Delta f_p = 0{,}0382 \text{ ft}$	$\Delta f_p = 13{,}25 \text{ ft}$
(3) $V = \dfrac{G_a}{3600 \times \rho}$	$\Delta P_a = \dfrac{\Delta f_p \times \rho}{144}$
$V = 0{,}3526 \text{ fps}$	$\Delta P_a = \dfrac{13{,}25 \times 61{,}60}{144}$
$F_1 = 2 \times \left(\dfrac{V^2}{2g}\right)$	$\Delta P_a = 5{,}7 \text{ psi}$
	(memenuhi untuk liquid)
$F_1 = 0{,}0039 \text{ ft}$	$\Delta P_a < 10 \text{ psi}$
$\Delta P_a = \dfrac{(\Delta f_p + F_1) \times \rho}{144}$	
$\Delta P_a = \dfrac{0{,}042 \times 62{,}43}{144}$	
$\Delta P_a = 0{,}01823 \text{ psi}$	
(memenuhi untuk steam)	
$\Delta P_a < 10 \text{ psi}$	

Spesifikasi Heater 2 (E-232)

Fungsi	Memanaskan produk sebelum masuk menara distilasi 1
Tipe HE	Double-Pipe Heat Exchanger
Jumlah HE	1 buah
Jumlah Hairpin	2 buah dengan ukuran (2 × 12 ft)
Panjang Pipa	48 ft

HE Area	29,9 ft²
Kondisi Operasi	P = 1 atm $T_{Umpan\ Masuk}$ = 30 °C $T_{Umpan\ Keluar}$ = 65,03 °C $T_{Steam\ Masuk}$ = 148 °C $T_{Steam\ Keluar}$ = 148 °C
Spesifikasi Anulus	IPS, Sch = 3-in, sch 40 OD = 3,500 in ID = 3,068 in Pressure Drop = 0,01823 psi
Spesifikasi Pipa	IPS, Sch = 2-in, sch 40 OD = 2,380 in ID = 2,067 in Pressure Drop = 5,66912 psi
Faktor Pengotor	R_d Literatur = 0,0020 R_d Perhitungan = 0,0018

19. Menara Distilasi 1 (D-310)

Fungsi : Memisahkan metanol dari campuran produk untuk di recycle
Tipe Tangki : Silinder tegak dengan tutup bawah torispherical
Tipe Tutup : Torispherical
Jenis Reboiler : Partial Reboiler
Jenis Condensor : Total Condensor
Bahan Konstruksi : Low-alloy Steels SA-203 Grade B
Jumlah : 1 buah
Tipe Kolom : Plate Tower (Menggunakan Sieve Tray)
Dasar Pemilihan : Diameter kolom lebih dari 3 ft, dan sieve tray lebih murah dengan pressure drop rendah dan efisiensi tinggi

1. Kondisi Operasi

Ketentuan :

1. Tekanan Operasi = 1,0 atm = 760,0 mmHg

A. Komposisi Feed

Pemilihan komponen kunci :

Light key = Metanol (CH_3OH)
Heavy key = Air (H_2O)

Asumsi distribusi dari feed masuk :

Metanol = 99,0%
Air = 30,73%
Natrium Hidroksida = 0%

Natrium Karbonat = 0%
Stirena Oksida = 0%
Phenyl Ethyl Alcohol = 0%

Persamaan tekanan uap murni komponen i :

$$\log_{10} P_i = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + D\,T + E\,T^2$$

(Yaws : eq 7-1)

Persamaan Konstanta kesetimbangan komponen i :

$$K_i = \frac{P_i}{P_t}$$

Keterangan :

K_i = Konstanta kesetimbangan komponen i
P_i = Tekanan uap murni komponen i (mmHg)
P_t = Tekanan operasi kolom (mmHg)

Komposisi feed, distilat, dan bottom :

Komp	Feed		Distilat		Bottom	
	Kmol	x_f	Kmol	y_d	Kmol	x_w
CH_3OH	902,55	0,97955	893,53	0,998	9,03	0,3435
H_2O	5,18	0,00562	1,59	0,002	3,59	0,1365
NaOH	0,99	0,00107	0,00	0	0,99	0,0377
Na_2CO_3	0,01	0,00001	0,00	0	0,01	0,0003
C_8H_8O	0,01	0,00001	0,00	0	0,01	0,0005
$C_8H_{10}O$	12,66	0,01374	0,00	0	12,66	0,4816
Total	921,39	1	895,1176	1	26,27694	1

Dew point distilat :

Trial x_i digunakan persamaan :

$$\sum x_i = \sum \frac{y_i}{K_i} = 1$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 11.7-7)

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_{i\ \text{Heavy Key}}}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 11.7-4)

Trial T = 337,8341 K = 64,68 °C

Komp	y_d	P_i	K_i	α_i	y_d / α_i	x_i
CH_3OH	0,998	764,211	1,0055	4,1281	0,2418	0,9927
H_2O	0,002	185,122	0,2436	1,0000	0,0018	0,0073

NaOH	0	1,000	0,0013	0,0054	0	0
Na_2CO_3	0	1,000	0,0013	0,0054	0	0
C_8H_8O	0	4,920	0,0065	0,0266	0	0
$C_8H_{10}O$	0	1,471	0,0019	0,0079	0	0
Total	1,000				0,244	1,000

Bubble point bottom :

Trial y_i digunakan persamaan :

$$\sum y_i = \sum K_i x_i = 1$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 11.7-5)

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_{i\ Heavy\ Key}}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 11.7-4)

Trial T = 364,261 K = 91,11 °C

Komp	x_w	P_i	K_i	α_i	$\alpha_i\ x_w$	y_i
CH_3OH	0,343	1985,43	2,6124	3,6207	1,2436	0,8973
H_2O	0,136	548,35	0,7215	1,0000	0,1365	0,0985
NaOH	0,038	1,00	0,0013	0,0018	0,0001	0,0000
Na_2CO_3	0,00029	1,00	0,0013	0,0018	0,000001	0,0000
C_8H_8O	0,00048	18,40	0,0242	0,0336	0,000016	0,0000
$C_8H_{10}O$	0,482	6,63	0,0087	0,0121	0,0058	0,0042
Total	1,000				1,386	1,000

B. Relative Volatility Rata-Rata Light Key

Menghitung relative volatility rata-rata :

$$\alpha_{avg} = (\alpha_{Distilat} \times \alpha_{Bottom})^{0,5}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 11.7-13)

Nilai α yang dihitung adalah untuk light key, maka :

$\alpha_{Lk\text{-}d}$ = 4,1281 (T = 64,68 °C pada kolom atas)

$\alpha_{Lk\text{-}w}$ = 3,6207 (T = 91,11 °C pada kolom bawah)

$$\alpha_{avg\ Lk} = (4,1281 \times 3,6207)^{0,5}$$

$$\alpha_{avg\ Lk} = 3,8661$$

C. Jumlah Stage Minimum

Menentukan jumlah stage minimum menggunakan persamaan Fenske :

$$N_{min} = \frac{\log\left(\left(\frac{x_{Lk\text{-}d}}{x_{Hk\text{-}d}}\right) \times \left(\frac{x_{Lk\text{-}w}}{x_{Hk\text{-}w}}\right)\right)}{\log(\alpha_{avg\ Lk})}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 11.7-12)

Keterangan :

$x_{Lk\text{-}d}$ = Fraksi mol komponen kunci ringan dalam produk distilat
$x_{Hk\text{-}d}$ = Fraksi mol komponen kunci berat dalam produk distilat
$x_{Lk\text{-}w}$ = Fraksi mol komponen kunci ringan dalam produk bottom
$x_{Hk\text{-}w}$ = Fraksi mol komponen kunci berat dalam produk bottom

Maka dapat dihitung jumlah stage minimum yaitu :

$$N_{min} = \frac{\log \left(\left(\frac{0{,}998}{0{,}002} \right) \times \left(\frac{0{,}3435}{0{,}1365} \right) \right)}{\log (\quad 3{,}87 \quad)}$$

N_{min} = 5,364 ≈ 6,0 (Termasuk plate reboiler)
= 5,0 (Tanpa reboiler)

D. Nilai Rasio Refluks

Umpan masuk menara distilasi pada kondisi liquid jenuh, sehingga :

1. q = 1

Perhitungan :

T Dew Point = 64,68 °C = 337,83 K

Nilai Ki dan αi dicari pada T Dew Point = 337,83 K, maka :

Komp	x_f	y_d	P_i	K_i	α_i	x_w
CH_3OH	0,97955	0,998	764,211	1,0055	4,1281	0,3435
H_2O	0,00562	0,002	185,122	0,2436	1,0000	0,1365
NaOH	0,00107	0,000	1,000	0,0013	0,0054	0,0377
Na_2CO_3	0,00001	0,000	1,000	0,0013	0,0054	0,0003
C_8H_8O	0,00001	0,000	4,920	0,0065	0,0266	0,0005
$C_8H_{10}O$	0,01374	0,000	1,471	0,0019	0,0079	0,4816
Total	1	1				1,0000

Menghitung nilai 1-q dengan trial θ :

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i \times x_f}{\alpha_i - \theta}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 11.7-19)

Trial θ = 1,004341

Komp	$\frac{\alpha_i \times x_f}{\alpha_i - \theta}$
CH_3OH	1,294488
H_2O	-1,2943
NaOH	-5,8E-06

Na_2CO_3	-4,5E-08
C_8H_8O	-3,7E-07
$C_8H_{10}O$	-0,00011
1 - q	0,000076

Mencari nilai refluks minimum :

$$Rm + 1 = \sum \frac{\alpha_i \times x_d}{\alpha_i - \theta}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 11.7-20)

Substitusi nilai θ dari hasil trial ke persamaan diatas :

Komp	$\frac{\alpha_i \times x_d}{\alpha_i - \theta}$
CH_3OH	1,319164
H_2O	-0,20939
NaOH	0,00
Na_2CO_3	0,00
C_8H_8O	0,00
$C_8H_{10}O$	0,00
Rm + 1	1,109778

Sehingga reflux rationya adalah :

R_{min} = 0,109778

$R_{operasi}$ = 1,2 - 1,5 R_{min}

Dipilih :

$R_{operasi}$ = 1,5 × R_{min}

$R_{operasi}$ = 0,164667

E. Menentukan Jumlah Stage Ideal

Digunakan korelasi Erbar-Maddox :

$$\frac{R_{operasi}}{R_{operasi} + 1} = \frac{0,164667}{1,164667} = 0,141386$$

$$\frac{R_{min}}{R_{min} + 1} = \frac{0,109778}{1,109778} = 0,098919$$

Dari Geankoplis Figure 11.7-3, diperoleh :

$$\frac{N_{min}}{N} = 0,29$$

(Geankoplis 3rd edt : Figure 11.7-3)

$$\frac{6,0}{N} = 0,29$$

N = 20,68966 ≈ 21 (Termasuk plate reboiler)

= 20 (Tanpa reboiler)

Sehingga diperoleh jumlah stage ideal sebesar 21 stage

F. Penentuan Efisiensi Plate dan Plate Aktual

Menghitung μ produk distilat :

T = 337,8341 K

Komp	y_d	μ (cP)	y_d / μ
CH_3OH	0,998	0,01101	90,635
H_2O	0,002	0,01063	0,167
NaOH	0,000	0,00290	0,000
Na_2CO_3	0,000	0,00730	0,000
C_8H_8O	0,000	0,00721	0,000
$C_8H_{10}O$	0,000	0,00704	0,000
Total	1		90,802

$\mu_{avg\ distilat}$ = 0,011013 cP

Menghitung μ produk bottom :

T = 364,261 K

Komp	x_w	μ (cP)	x_w / μ
CH_3OH	0,343	0,26123	1,315
H_2O	0,136	0,30726	0,444
NaOH	0,038	236,176	0,000
Na_2CO_3	0,000	0,00280	0,104
C_8H_8O	0,000	0,65724	0,001
$C_8H_{10}O$	0,482	0,82187	0,586
Total	1		2,449479

$\mu_{avg\ bottom}$ = 0,4083 cP

Menghitung μ rata-rata :

$\mu_{avg} = (\mu_{avg\ distilat} \times \mu_{avg\ bottom})^{0,5}$

μ_{avg} = 0,067 cP

Menghitung efisiensi plate :

$\alpha_{avg\ Lk}$ = 3,8661

$\alpha_{avg\ Lk} \times \mu_{avg}$ = 0,259234

Dari Chopey Figure 8.16, maka nilai efisiensi plate yaitu :

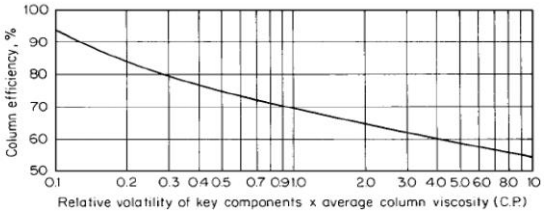


FIGURE 8.16 Column efficiency as a function of average column viscosity and relative volatility.

Eo = 82%

(Chopey : Figure 8.16)

Maka plate aktual yaitu :

$$N_{aktual} = \frac{N}{Eo}$$

$$N_{aktual} = \frac{21}{82\%}$$

N_{aktual} = 25,60976 ≈ 26 (Termasuk plate reboiler)

= 25 (Tanpa reboiler)

G. Menentukan Letak Plate Umpan

Mencari letak plate umpan menggunakan persamaan kirkbride :

$$\log\frac{N_e}{N_s} = 0{,}206 \times \log\left(\frac{x_{Hk\text{-}f} \times W}{x_{Lk\text{-}f} \times D}\left(\frac{x_{Lk\text{-}w}}{x_{Hk\text{-}d}}\right)^2\right)$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 11.7-21)

$$\log\frac{N_e}{N_s} = 0{,}164517$$

$$\frac{N_e}{N_s} = 1{,}46055$$

$$N_e = 1{,}46055 \; N_s$$

$$N_{aktual} = N_e + N_s$$

$$26 = 1{,}46055 \; N_s + N_s$$

N_s = 11 (Umpan masuk pada tray ke 11 dari bawah)

N_e = 15 (Umpan masuk pada tray ke 15 dari atas)

2. Dimensi Menara Distilasi

Ketentuan :

1. Tinggi plate spacing = 0,6 m

(Coulson 4th edt : Page 557)

A. Laju Alir Massa

a. Bagian Atas Kolom (Distilat)

Dari neraca massa diketahui :

Feed = F = 30.600,8257 Kg/Jam

Top Product = D = 28.659,045 Kg/Jam

Vapor rate = V = $(1 + R_{operasi}) \times D$ = 33.378,2463 Kg/Jam

Liquid rate = L = 4.719,2012 Kg/Jam

b. Bagian Bawah Kolom (Bottom)

Bottom Product = B = 1.941,7807 Kg/Jam

L' = L + qF = 35.320,0269 Kg/Jam

V' = L' - B = 33.378,2463 Kg/Jam

L' - V' = 1.941,7807 Kg/Jam

L' / V' = 1,0582

B. Densitas Bahan

Tekanan Operasi = 1 atm

Konstanta gas ideal = 0,0000821 m³.atm/K.mol

Persamaan densitas liquid :

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

(Yaws : eq 8-1)

Keterangan :

ρ = Densitas (kg/L)

T = Temperatur operasi (K)

T_c = Temperatur kritis (K)

A, B, n = Konstanta regresi bahan

Persamaan densitas uap :

$$\rho_{uap} = \text{BM Campuran} \times \frac{P}{R \times T \times Z}$$

Digunakan persamaan generalized virial coeficient :

$$Z = 1 + \left(\frac{B \times P_c}{R \times T_c}\right)\left(\frac{P_r}{T_r}\right)$$

(Smith-Van Ness 8th edt : eq 3.60)

$$\frac{B \times P_c}{R \times T_c} = B^0 + \omega \times B^1$$

(Smith-Van Ness 8th edt : eq 3.58-3.59)

$$B^0 = 0{,}083 - \frac{0{,}422}{T_r^{\ 1,6}}$$

(Smith-Van Ness 8th edt : eq 3.61)

$$B^1 = 0{,}139 - \frac{0{,}172}{T_r^{\ 4,2}}$$

(Smith-Van Ness 8th edt : eq 3.62)

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad \Big| \quad P_r = \frac{P}{P_c}$$

$$\omega = \frac{3}{7} \times \frac{T_b / T_c}{1 - T_b / T_c} (\log P_c) - 1$$

Keterangan :

T_r = Suhu tereduksi (T/Tc)
T_c = Suhu kritis (K)
P_r = Tekanan tereduksi (P/P_c)
P_c = Tekanan kritis (atm)
ω = Acentric factor
T_b = Suhu mendidih (K)

Menghitung densitas (kg/m³) distilat :

T = 337,8 K

Komp	BM	y_d	ρ_{liquid}	y_d / ρ_{liquid}	T_r	P_r	B^0
CH_3OH	32,04	0,998	749,22	0,001332	0,66	0,013	-0,74
H_2O	18,02	0,002	990,34	1,79E-06	0,52	0,005	-1,11
NaOH	40,00	0,000	1894,14	0	0,12	0,004	-12,50
Na_2CO_3	105,99	0,000	1906,56	0	0,12	0,003	-13,22
C_8H_8O	120,15	0,000	988,95	0	0,48	0,026	-1,27
$C_8H_{10}O$	122,17	0,000	978,49	0	0,49	0,026	-1,22
Total		1		0,001334			

$\rho_{mix\ liquid}$ = 749,540 kg/m³

Komp	B^1	ω	Z	ρ_{uap}	y_d / ρ_{uap}
CH_3OH	-0,85	0,581	0,98	1,18	0,8434
H_2O	-2,50	0,368	0,98	0,66	0,0027
NaOH	-1276,36	0,481	19,91	0,07	0,00
Na_2CO_3	-1477,55	0,903	37,91	0,10	0,00
C_8H_8O	-3,55	0,356	0,86	5,03	0,00
$C_8H_{10}O$	-3,19	0,750	0,81	5,43	0,00
Total					0,8461

$\rho_{mix\ uap}$ = 1,182 kg/m³

Menghitung densitas (kg/m³) bottom :

T = 364,3 K

Komp	BM	x_w	ρ_{liquid}	x_w / ρ_{liquid}	T_r	P_r	B^0
CH_3OH	32,04	0,343	721,2799	0,000476	0,711	0,013	-0,65
H_2O	18,02	0,136	964,5209	0,000142	0,563	0,005	-0,98
NaOH	40,00	0,038	1882,613	2E-05	0,129	0,004	-11,07
Na_2CO_3	105,99	0,000	1895,034	1,53E-07	0,125	0,003	-11,71
C_8H_8O	120,15	0,000	964,985	5E-07	0,520	0,026	-1,12
$C_8H_{10}O$	122,17	0,482	952,5432	0,000506	0,533	0,026	-1,07
Total		1		0,001144			

$\rho_{mix\ liquid}$ = 874,148 kg/m³

Komp	B^1	ω	Z	ρ_{uap}	x_w / ρ_{uap}
CH_3OH	-0,58	0,581	0,98	1,09090	0,315
H_2O	-1,78	0,368	0,99	0,61084	0,223
NaOH	-930,20	0,481	13,19	0,10142	0,371
Na_2CO_3	-1076,83	0,903	25,35	0,13986	0,002
C_8H_8O	-2,55	0,356	0,90	4,48126	0,000
$C_8H_{10}O$	-2,29	0,750	0,86	4,72700	0,102
Total					1,0136

$\rho_{mix\ uap}$ = 0,987 kg/m³

C. Liquid-Vapor Flow Factor

$$F_{Lv} = \frac{L_w}{V_w}\left(\frac{\rho_v}{\rho_L}\right)^{0,5}$$

(Coulson 4th edt : eq 11.82)

Keterangan :

F_{Lv} = Liquid-vapor flow factor
L_w = Laju alir massa cairan (Kg/Jam)
V_w = Laju alir massa vapor (Kg/Jam)
ρ_L = Densitas cairan (kg/m³)
ρ_v = Densitas vapor (kg/m³)

Untuk aliran distilat :

F_{Lv} = 0,005614

Untuk aliran bottom :

F_{Lv} = 0,00475

Diperoleh K1 dari Coulson Figure 11.27 untuk tray spacing 0,6 m, yaitu :

K_1 = 0,075 → Untuk aliran distilat

K_1 = 0,068 → Untuk aliran bottom

(Coulson 4th edt : Figure 11.27)

D. Kecepatan Flooding

$$u_f = K_1 \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}\right)^{0,5}$$

(Coulson 4th edt : eq 11.81)

Keterangan :

u_f = Kecepatan flooding (m/s)

Untuk aliran distilat :

u_f = 1,887 m/s

Untuk aliran bottom :

u_f = 2,023 m/s

Kecepatan uap umumnya 80-85 % dari kecepatan flooding, untuk perancangan maka diambil :

u_v = 80%

(Coulson 4th edt : Page 568)

Maka nilai dari kecepatan uap yaitu :

Untuk aliran distilat :

u_v = 1,510 m/s

Untuk aliran bottom :

u_v = 1,618 m/s

E. Laju Alir Volumetrik Maksimum

$$Q_v = \frac{V_w}{\rho_v}$$

(Coulson 4th edt : Page 581)

Keterangan

Q_v = Laju alir volumetrik maksimum (m^3/s)

V_w = Laju alir massa uap (kg/s)

ρ_v = Densitas uap (kg/m^3)

Untuk aliran distilat :

Q_v = 7,845 m^3/s

Untuk aliran bottom :

Q_v = 9,398 m³/s

F. Luas Area Netto Untuk Kontak Uap-Cair

$$A_n = \frac{Q_v}{u_v}$$

(Coulson 4th edt : Page 581)

Keterangan

A_n = Luas area netto (m²)

Q_v = Laju alir volumetrik maksimum (m³/s)

u_v = Kecepatan uap (m/s)

Untuk aliran distilat :

A_n = 5,20 m²

Untuk aliran bottom :

A_n = 5,81 m²

G. Luas Penampang Lintang Menara

$$A_c = \frac{A_n}{1 - A_d}$$

(Coulson 4th edt : Page 581)

Luas penampang downcomer (A_d) = 10% dari luas keseluruhan, sehingga :

Untuk aliran distilat :

A_c = 5,77 m²

Untuk aliran bottom :

A_c = 6,45 m²

H. Diameter Menara Distilasi

$$D_c = \left(\frac{4 \times A_c}{\pi}\right)^{0,5}$$

(Coulson 4th edt : Page 581)

Keterangan

D_c = Diameter menara (m)

Untuk aliran distilat :

D_c = 2,711 m

Untuk aliran bottom :

D_c = 2,866 m

I. Tebal Dinding Menara

Ketentuan :

1. Faktor korosi (C) = 1/16 in - 1/8 in
2. Pemilihan (C) = 1/8 in

(Srie Muljani : Perencanaan Bejana Bertekanan)

3. Jenis pengelasan = Double Welded Butt-Joint
4. Faktor pengelasan (E) = 80%

(Brownell & Young 2^{nd} edt : Table 13.2)

5. Bahan Konstruksi = Low-alloy Steels SA-203 Grade B
6. Stress allowable (*f*) = 17.500 psi

(Brownell & Young 2^{nd} edt : Table 13.1)

Menghitung *p* design :

$P_{Operasi}$ = 1,0 atm = 14,7 psia

P_{Design} = 1,2 × $P_{Operasi}$

P_{Design} = 1,2 × 14,7 psia

P_{Design} = 17,64 psia

Menghitung tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk *cylindrical tank* :

$$t_{min} = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0{,}6 \times p} + C$$

(Brownell & Young 2^{nd} edt : eq 13.1)

Dari persamaan 13.1 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai t_{min}, yaitu :

Untuk bagian atas menara :

$$t_{min} = \frac{17{,}64 \text{ psi} \times 53{,}4 \text{ in}}{17.500 \text{ psi} \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 17{,}64 \text{ psi}} + 1/8 \text{ in}$$

t_{min} = 0,1923 in = 3/16 in

Untuk bagian bawah menara :

$$t_{min} = \frac{17{,}64 \text{ psi} \times 56{,}4 \text{ in}}{17.500 \text{ psi} \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 17{,}64 \text{ psi}} + 1/8 \text{ in}$$

t_{min} = 0,1961 in = 3/16 in

Dipilih tebal shell yaitu :

t_{shell} = 4/16 in → Untuk bagian atas menara

t_{shell} = 5/16 in → Untuk bagian bawah menara

J. Tebal Head dan Tinggi Head Menara

Ketentuan :

1. Tipe Tutup = Torispherical
2. Tekanan operasi = 0,4 atm = 5,4 psia
3. P_{Design} = 17,64 psia
4. Bahan Konstruksi = Low-alloy Steels SA-203 Grade B
5. Stress allowable (*f*) = 17.500 psi

Menghitung tebal shell minimum :

$$t_h = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0,2 \times p} + C$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 13.1)

Dari persamaan 13.1 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai t_{min}, yaitu :

$$t_{min} = \frac{17,6351 \text{ psi} \times 56,4 \text{ in}}{17.500 \text{ psi} \times 0,8 - 0,2 \times 17,6351 \text{ psi}} + 1/8 \text{ in}$$

t_{min} = 0,1961 in = 3/16 in

Berdasarkan Brownell & Young Table 5.8, dipilih tebal standart yaitu :

Diameter menara = 112,84 in

t_h = 4/16 in

sf = 2 in

(Brownell & Young 2nd edt : Table 5.8)

icr = 1 5/16 in

(Brownell & Young 2nd edt : Table 5.6)

Menghitung outside diameter :

OD = ID + 2 t_h

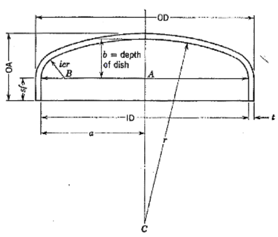
OD = 0,0 in + 2 × 0,250 in

OD = 0,50 in

Karena OD < 240 in, maka nilai r_c dapat dilihat pada table 5.7 Brownell & Young, diperoleh :

r_c = 114,00 in

Menghitung tinggi head :



(Brownell & Young 2nd edt : Figure 5.8)

$a = \frac{ID}{2}$

$b = r_c - AC$

$BC = r_c - icr$

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

$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

$H_{Head} = t_h + b + sf$

(Brownell & Young 2nd edt : Page 87)

Dari persamaan diatas dicari nilai b untuk dapat menentukan tinggi head :

$AB = \frac{113 \text{ in}}{2} - 1{,}313 \text{ in} = 55{,}11 \text{ in}$

$BC = 114{,}00 \text{ in} - 1{,}313 \text{ in} = 112{,}69 \text{ in}$

$AC = \sqrt{112{,}69 \text{ in}^2 - 55{,}11 \text{ in}^2} = 98{,}29 \text{ in}$

$b = 114{,}00 \text{ in} - 98{,}29 \text{ in} = 15{,}71 \text{ in}$

$H_{Head} = 0{,}25 \text{ in} + 15{,}71 \text{ in} + 2{,}00 \text{ in} = 17{,}96 \text{ in} = 1{,}50 \text{ ft}$

Digunakan dimensi, ketebalan shell yang sama untuk tutup atas dan bawah, sehingga :

$H_{Head} = H_{Bottom} = 1{,}50 \text{ ft}$

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

K. Tinggi Menara Distilasi

Diketahui :

1. Jarak plate teratas dengan tutup = 1,0 m
2. Tinggi penyangga menara = 2,0 m
3. Jumlah plate = 25 (Tanpa reboiler)
4. Tebal plate = 0,003 m
5. Tinggi tray spacing = 0,6 m
6. Tinggi head = 0,456 m
7. Tebal head = 0,006 m

Menghitung jumlah cairan yang berada di bottom kolom :

$Q = \frac{L}{\rho_{mix\ liquid}}$

$Q = \frac{4.719{,}2 \text{ Kg/Jam}}{874{,}15 \text{ kg/m}^3}$

$Q = 5{,}399 \text{ m}^3\text{/Jam} = 0{,}090 \text{ m}^3\text{/min}$

Waktu tinggal cairan di bawah plate terakhir antara 5 - 10 menit, dipilih :

Waktu tinggal = 5 menit

Volume Cairan = $1/4 \times \pi \times D_c^2 \times H_L$

$$H_L = \frac{\text{Volume Cairan} \times \text{Waktu Tinggal}}{1/4 \times \pi \times D_c^2}$$

$$H_L = \frac{0{,}090 \text{ m}^3/\text{min} \times 5 \text{ menit}}{6{,}4523 \text{ m}^2}$$

H_L = 0,070 m

Jarak plate terbawah dengan dasar :

Jarak Plate = $H_L + H_{head} - t_b$

Jarak Plate = 0,070 m + 0,456 m - 0,006 m

Jarak Plate = 0,519 m

Maka tinggi total menara distilasi yaitu :

H_{Menara} = Jarak plate teratas dengan tutup + Tinggi penyangga menara + (Jumlah plate × Tray spacing) + Tinggi head + Tebal head + Jarak plate terbawah dengan dasar

H_{Menara} = 1,0 m + 2,0 m + (25 × 0,6 m) + 0,456 m + 0,006 m + 0,519 m

H_{Menara} = 18,98 m = 62,28 ft

3. Perancangan Tray

Diketahui :

1. Diameter menara (D_c) = 2,866 m
2. Luas Menara (A_c) = 6,45 m²
3. Tebal tray = 0,003 m
4. Luas downcomer (A_d) = 10% × A_c = 0,65 m²
5. Luas netto (A_n) = 5,81 m²
6. Luas aktif (A_a) = A_c - 2 A_d = 5,16 m²
7. Luas area hole (A_h) = 0,03 × A_a = 0,15 m²

Menghitung panjang weir :

Dari Coulson Figure 11.31 untuk Ad/Ac = 10 % maka :

l_w/D_c = 0,72

(Coulson 4th edt : Figure 11.31)

l_w = 0,72 × D_c

l_w = 2,06 m

Digunakan tinggi weir standar yaitu :

h_w = 50,0 mm

(Coulson 4th edt : Page 572)

Digunakan hole diameter standar yaitu :

d_h = 5,0 mm

(Coulson 4th edt : Page 573)

Spesifikasi Menara Distilasi 1 (D-310)

Fungsi	Memisahkan metanol dari campuran produk untuk di recycle
Jenis Distilasi	Plate Tower (Menggunakan Sieve Tray)
Tipe Menara	Silinder tegak dengan tutup bawah torispherical
Tipe Tutup	Torispherical
Bahan Konstruksi	Low-alloy Steels SA-203 Grade B
Jumlah Alat	1 buah
Jenis Kondensor	Total Condensor
Jenis Reboiler	Partial Reboiler
Kondisi Operasi	P = 1,0 atm $T_{Dew\ Point}$ = 64,68 °C $T_{Bubble\ Point}$ = 91,11 °C Low Key Comp = Metanol (CH3OH) Heavy Key Comp = Air (H2O) Refluks Operasi = 0,1647 Rate Distilat = 277,031 cuft/s Rate Bottom = 331,891 cuft/s
Dimensi Menara	D_{Top} = 2,711 m = 8,90 ft D_{bottom} = 2,866 m = 9,40 ft Tinggi Menara = 18,98 m = 62,28 ft Tebal Shell Bagian Atas = 4/16 in Tebal Shell Bagian Bawah = 5/16 in
Dimensi Head	Tebal Head = 1/4 in Tinggi Head = 1,50 ft
Dimensi Bottom	Tebal Bottom = 1/4 in Tinggi Bottom = 1,50 ft
Tray	Plate Aktual = 26 (Termasuk plate reboiler) = 25 (Tanpa reboiler) Lokasi Umpan Masuk = 11 (Tray dari atas kolom) = 15 (Tray dari bawah kolom) Efisiensi Plate = 82% Tinggi Plate Spacing = 0,6 m Tebal Tray = 3,0 mm Tinggi Weir = 50,0 mm Panjang Weir = 2,06 m

	Diameter Hole = 5,0 mm Luas Area Hole = 0,15 m² Jarak Tray Puncak dengan Head = 1,0 m = 3,28 ft Jarak Tray Dasar dengan Bottom = 0,519 m = 1,70 ft

20. Pompa 8 (L-311)

Fungsi : Mengalirkan produk menuju Menara Distilasi 2 (D-320)
Tipe Pompa : Centrifugal Pump
Bahan Konstruksi : Commercial Steel
Jumlah Pompa : 1 buah
Dasar Pemilihan : Sesuai untuk liquid dengan viskositas <10 cP

Diketahui :

1. ρ Arus 15 = 57,33 lb/cuft
2. $\rho_{reference}$ (air) = 62,43 lb/cuft
3. $\dot{v}$ Arus 15 = 68,57 cuft/Jam
   = 0,0190 cuft/s
4. $sg_{reference}$ (air) = 1
5. $\mu_{reference}$ (air) = 0,00085 lb/ft.s
6. $P_{Hidrostatis}$ = 0,091 atm
7. Konstanta Gravitasi Bumi (gc) = 32,174 lbm.ft/lbf .s²
8. Percepatan Gravitasi Bumi (g) = 32,174 ft/s²

A. Asumsi Aliran Turbulen

D_i optimum untuk aliran turbulen, Nre > 2100 digunakan persamaan :

$$D_{i\,Opt} = 3{,}9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

(Timmerhaus 4th edt : eq 15 Page 496)

Dari persamaan 15 Timmerhaus dapat dihitung untuk nilai $D_{i\,Opt}$, yaitu :

$$D_{i\,Opt} = 3{,}9 \times (0{,}0190 \text{ cuft/s})^{0,45} \times (57{,}33 \text{ lb/cuft})^{0,13}$$

$$D_{i\,Opt} = 1{,}11 \text{ in}$$

Digunakan pipa standart dengan ukuran sebagai berikut :

Ukuran Pipa = 1,00 in
Schedule = 80
OD = 1,315 in
ID = 0,957 in = 0,080 ft = 0,024 m
A_2 = 0,00499 ft²

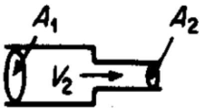
(McCabe 5th edt : Appx 5 Page 1086)

Dimensi pipa heat exchanger :

A_1 = 0,0104 ft²

Mencari nilai K_c :

$$\frac{A_2}{A_1} < 0{,}715 \rightarrow K_c = 0{,}4 \left(1{,}25 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$



$$\frac{A_2}{A_1} > 0{,}715 \rightarrow K_c = 0{,}75 \left(1 - \frac{A_2}{A_1} \right)$$

Sehingga :

$$\frac{A_2}{A_1} = \frac{0{,}0050 \text{ ft}^2}{0{,}0104 \text{ ft}^2} = 0{,}4804$$

$$Kc = 0{,}3078$$

(Timmerhaus 4th edt : Page 484)

B. Kecepatan Aliran Linear

$$v = \frac{\text{Rate volumetrik } (\dot{v})}{A}$$

Kecepatan linear dalam heat exchanger :

$$v_1 = \frac{0{,}0190 \text{ cuft/s}}{0{,}0104 \text{ ft}^2}$$

$$v_1 = 1{,}834 \text{ ft/s}$$

Kecepatan linear dalam pipa :

$$v_2 = \frac{0{,}0190 \text{ cuft/s}}{0{,}0050 \text{ ft}^2}$$

$$v_2 = 3{,}817 \text{ ft/s}$$

C. Specific Gravity Bahan

$$sg_{\text{bahan}} = \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho_{\text{reference}} \text{ (air)}} \times sg_{\text{reference}}$$

Maka dapat dihitung untuk specific gravitynya yaitu :

$$sg_{\text{bahan}} = \frac{57{,}33 \text{ lb/cuft}}{62{,}43 \text{ lb/cuft}} \times 1$$

$$sg_{\text{bahan}} = 0{,}9183$$

D. Viskositas Bahan

$$\mu_{\text{bahan}} = \frac{sg_{\text{bahan}}}{sg_{\text{reference}} \text{ (air)}} \times \mu_{\text{reference}} \text{ (air)}$$

Maka dapat dihitung untuk viskositasnya yaitu :

$$\mu_{bahan} = \frac{0,9183}{1} \times 0,00085 \text{ lb/ft.s}$$

$$\mu_{bahan} = 0,00078 \text{ lb/ft.s}$$

E. Bilangan Reynold

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

Maka dapat dihitung untuk bilangan reynold yaitu :

$$Nre = \frac{0,080 \text{ ft} \times 3,82 \text{ ft/s} \times 57,33 \text{ lb/cuft}}{0,00078 \text{ lb/ft.s}}$$

$$Nre = 22358,50 \geq 2.100 \text{ (Asumsi turbulen benar)}$$

F. Pemilihan Jenis Bahan Pipa

Dipilih pipa dengan jenis : Commercial steel

Maka dapat diketahui :

f = 0,0065

ε = 0,000046 m = 0,00015 ft

(Geankoplis 3rd edt : Figure 2.10-3)

$$\varepsilon/ID = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,024308 \text{ m}} = 0,0019$$

α = 1 (Aliran Turbulen)

(Timmerhaus 4th edt : Page 485)

G. Menghitung Friksi

Panjang pipa lurus :

1. Tangki menuju elbow pertama = 2,0 ft
2. Tangki menuju alat selanjutnya = 15,0 ft
3. Tinggi plate umpan masuk = 10,5 ft
4. Panjang heat exchanger = 32,0 ft

Maka total panjang pipa lurus yaitu :

$L_{Pipa\ Lurus}$ = 59,5 ft

Panjang ekuivalen suction (L) dihitung menggunakan rumus :

$$L = n \times \frac{L}{D} \times ID$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Sehingga dapat dihitung panjang ekuivalen dengan nilai L/D yang dapat dilihat pada Geankoplis Table 2.10-1, yaitu :

1. 4 Elbow 90°

L_{Elbow} = 4 × 35 × 0,08 ft

L_{Elbow} = 11,17 ft

2. 1 Gate Valve

L_{Valve} = 1 × 9 × 0,08 ft

L_{Valve} = 0,72 ft

Total Panjang Pipa

L = $L_{Pipa\ Lurus}$ + L_{Elbow} + L_{Valve}

L = 59 ft + 11 ft + 1 ft

L = 71,3 ft

Friksi yang terjadi yaitu :

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$f_1 = \frac{2 \times \mu \times v_2^2 \times Le}{gc \times ID}$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Maka nilai f_1 yaitu :

$$f_1 = \frac{2 \times 0{,}00078\ \text{lb/ft.s} \times (3{,}817\ \text{ft/s})^2 \times 71\ \text{ft}}{32{,}174\ \text{lbm.ft/lbf .s}^2 \times 0{,}08\ \text{ft}}$$

f_1 = 0,6324 ft.lbf/lbm

2. Friksi karena Elbow 90°

$$f_2 = Kf \times \frac{v_2^2}{2}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.10-17)

Diketahui nilai Kf untuk Elbow 90° = 0,75

(Geankoplis 3rd edt : Table 2.10-1)

Maka nilai f_2 yaitu :

$$f_2 = 0{,}75 \frac{\times (3{,}817\ \text{ft/s})^2}{2}$$

f_2 = 5,4639 ft.lbf/lbm

3. Friksi karena Gate Valve

$$f_3 = Kf \times \frac{v_2^2}{2}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.10-17)

Diketahui nilai Kf untuk Gate Valve = 0,17

(Geankoplis 3rd edt : Table 2.10-1)

Maka nilai f_3 yaitu :

$$f_3 = \frac{0,17 \times (3,817 \text{ ft/s})^2}{2}$$

f_3 = 1,2385 ft.lbf/lbm

4. Friksi karena kontraksi dari heat exchanger ke pipa

$$f_4 = \frac{K_c \times v_1^2}{2\alpha \times gc}$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Maka nilai f_4 yaitu :

$$f_4 = \frac{0,3078 \times (1,834 \text{ ft/s})^2}{2 \times 32,174 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2}$$

f_4 = 0,0161 ft.lbf/lbm

5. Friksi karena ekspansi dari pipa ke heat exchanger

$$f_5 = \frac{(v_2 - v_1)^2}{2\alpha \times gc}$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Maka nilai f_5 yaitu :

$$f_5 = \frac{(3,817 \text{ ft/s} - 1,834 \text{ ft/s})^2}{2 \times 32,174 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2}$$

f_5 = 0,0611 ft.lbf/lbm

Total Friksi :

$\Sigma f = f_1 + f_2 + f_3 + f_4 + f_5$

Σf = 0,6324 ft.lbf/lbm + 5,4639 ft.lbf/lbm + 1,2385 ft.lbf/lbm + 0,0161 ft.lbf/lbm + 0,0611 ft.lbf/lbm

Σf = 7,4120 ft.lbf/lbm

H. Persamaan Bernoulli

$$-Wf = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Sigma f$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.7-10)

Menghitung perbedaan tekanan :

P_1 = 1,0 atm = 2.116,220 lbf/ft²

P_2 = $P_{Hidrostatis}$ + 1 atm

P_2 = 1,091 atm = 2.308,948 lbf/ft²

$\Delta P = |P_2 - P_1|$

ΔP = 2.308,948 lbf/ft² - 2.116,220 lbf/ft²

ΔP = 192,728 lbf/ft²

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{192{,}728 \text{ lbf/ft}^2}{57{,}33 \text{ lbm/cuft}} = 3{,}3618 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung perbedaan ketinggian :

Z_1 = 10,5 ft (Ketinggian Plate Umpan Menara Distilasi 1)

Z_2 = 0 ft

$\Delta Z = |Z_2 - Z_1|$

ΔZ = 0 ft - 10 ft

ΔZ = 10 ft

$$\Delta Z\frac{g}{gc} = 10 \text{ ft} \times \frac{32{,}174 \text{ ft/s}^2}{32{,}174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2} = 10 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung perbedaan kecepatan linear :

v_1 = Kecepatan linear dalam pipa (ft/s)

v_2 = Kecepatan linear dalam HE (ft/s)

$\Delta v = |v_2 - v_1|$

Δv = 3,817 ft/s - 1,834 ft/s

Δv = 1,983 ft/s

Δv^2 = 3,93 ft²/s²

$$\frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc} = \frac{4 \text{ ft}^2/\text{s}^2}{2 \times 1 \times 32{,}174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2} = 0{,}06 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung energi yang dibutuhkan menggunakan persamaan bernoulli :

-Wf = 3,3618 ft.lbf/lbm + 10,4536 ft.lbf/lbm + 0,0611 ft.lbf/lbm + 7,4120 ft.lbf/lbm

-Wf = 21,2886 ft.lbf/lbm

I. Power Pompa

Diketahui :

1. sg_{bahan} = 0,9183
2. Rate Volumetrik ($\dot{v}$) = 68,57 cuft/Jam = 8,5489 gpm

Menghitung power pompa :

$$hp = \frac{-Wf \times \dot{v} \times sg}{3960}$$

(Perry 7th edt : eq 10-15 Page 10-23)

$$hp = \frac{21{,}2886 \text{ ft.lbf/lbm} \times 8{,}5489 \text{ gpm} \times 0{,}9183}{3960}$$

hp = 0,0422 Hp

Efisiensi pompa = 45%

(Timmerhaus 4th edt : Figure 14-37 Page 520)

$$Bhp = \frac{hp}{\eta \text{ pompa}}$$

$$Bhp = \frac{0{,}0422 \text{ Hp}}{45\%}$$

Bhp = 0,0938 Hp

Menghitung power motor :
Efisiensi motor = 80%

(Timmerhaus 4th edt : Figure 14-38 Page 521)

$$\text{Power motor} = \frac{Bhp}{\eta \text{ motor}}$$

$$\text{Power motor} = \frac{0{,}0938 \text{ Hp}}{80\%}$$

Power motor = 0,1172 Hp

Digunakan power = 1,0 Hp

Spesifikasi Pompa 8 (L-311)

Fungsi	Mengalirkan produk menuju Menara Distilasi 2 (D-320)
Tipe Pompa	Centrifugal Pump
Bahan Konstruksi	Commercial Steel
Jumlah	1 buah
Kapasitas	1.941,78 Kg/Jam
Rate Volumetrik	68,57 cuft/Jam
Spesifikasi Pipa	Ukuran Pipa = 1 in, sch 80 Panjang Pipa = 71,3 ft
Total Dynamic Head	21,2886 ft.lbf/lbm
Efisiensi Motor	80%
Power Motor	1,0 Hp

21. Reboiler 1 (E-312)

Fungsi	:	Menguapkan kembali produk bawah menara distilasi 1
Tipe Reboiler	:	Kettle Reboiler
Jumlah Reboiler	:	1 buah
Dasar Pemilihan	:	Jenis reboiler yang umum digunakan

Ketentuan :

1. Tekanan Operasi = 1 atm
2. Suhu Feed Awal = 91,11 °C
3. Suhu Feed Akhir = 107,49 °C
4. Jenis Pemanas = Saturated Steam dengan suhu 148 °C

A. Neraca Panas

Dari neraca massa dan neraca panas diperoleh :

Massa bahan masuk	=	1.941,78 Kg/Jam
	=	4.280,89 lb/Jam
Panas yang dibutuhkan	=	36.373.038,5 kJ/Jam
	=	34.476.813,7 Btu/Jam
Massa steam	=	17.161,14 Kg/Jam
	=	37.833,79 lb/Jam

B. Log Mean Temperatur Diference

Temperatur bahan masuk :

t_1 = 91,11 °C = 196 °F

t_2 = 107,5 °C = 225,5 °F

Temperatur steam :

T_1 = 148 °C = 298,4 °F

T_2 = 148 °C = 298,4 °F

$\Delta t_1 = T_2 - t_1$

$\Delta t_1 = 298{,}4 - 196$

$\Delta t_1 = 102{,}4$ °F

$\Delta t_2 = T_1 - t_2$

$\Delta t_2 = 298{,}4 - 225{,}5$

$\Delta t_2 = 72{,}93$ °F

Menghitung LMTD :

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \dfrac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$LMTD = \frac{72,93 - 102,4}{\ln \frac{72,9264}{102,4002}}$$

LMTD = 86,83 °F

$$T_c = \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = 1,4042$$

Dari Kern Figure 17 diperoleh :

K_c = 1

F_c = 0,48

(Kern : Figure 17)

T_c = 298,4 + 0,48 × (298,4 - 298,4) = 298,4 °F

C. Spesifikasi Tube dan Shell

Tube side :

1. OD = 1 in
2. Pitch = 1 1/4 in square pitch
3. Number of Tube = 488
4. Panjang Tube (L) = 24,00 in
5. Number of Passes (n) = 4 Passes

(Kern : Table 9)

6. ID = 0,834 in = 0,070 ft
7. a" = 0,2618 per lin ft, ft^2
8. BWG = 14
9. Flow Area = 0,546 in^2

(Kern : Table 10)

Shell side :

1. ID = 35 in

(Kern : Table 9)

Fluida Panas : Tube Side, Steam	Fluida Dingin : Shell Side, Bottom D-310
(4) Flow Area a'_t = 0,546 in^2 $a_t = \frac{N_t \times a'_t}{144 \times n}$ a_t = 0,463 ft^2 (5) Kecepatan Massa (G_t) G_t = W / a_t	

$G_t = \dfrac{37833,795}{0,4626}$ G_t = 81.788,06 lb/jam.ft² (6) Pada T_c = 298,4 °F μ_{Steam} = 0,0141 cP μ_{Steam} = 0,034 lb/ft.Jam $Re_t = \dfrac{ID \times G_t}{\mu}$ Re_t = 166680,19 (7) J_H = 1000 (Kern : Figure 24) (8) Pada T_c = 298,4 °F Cp = 0,4460 Btu/lb.°F k = 0,3511 Btu/Jam.ft².°F $\left(\dfrac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3}$ = 0,3512 (9) $h_i = j_H \times (k/D) \times (Cp \times \mu / k)^{1/3}$ h_i = 1774,13 Btu/Jam.ft².°F (10) $h_{io} = h_i \times \dfrac{ID}{OD}$ $h_{io} = 1774,13 \times \dfrac{0,83}{1,00}$ h_{io} = 1479,62 Btu/Jam.ft².°F	9. Asumsi Trial h_o h_o = 300,00 Btu/Jam.ft².°F 10. $t_w = t_c + \dfrac{h_{io}}{h_{io} + h_o}(T_c - t_c)$ t_w = 283,62 °F Δt_w = 283,62 - 210,74 Δt_w = 72,89 °F Dari Kern Figure 15.11, diperoleh h_o > 300, maka digunakan ho = 300

11. Clean Overall Coefficient (U_C)

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_C = \frac{1479,62 \times 300}{1479,62 + 300}$$

U_C = 249,427 Btu/Jam.ft².°F

12. Design Overall Coefficient (U_D)

a" = 0,2618 per lin ft, ft²

Total luas permukaan (A) = 488 × 24 × 0,2618

A = 3.066,20 ft²

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t\ LMTD}$$

$$U_D = \frac{34.476.813,7\ \text{Btu/Jam}}{3.066,202\ \text{ft}^2 \times 86,83\ °F}$$

U_D = 129,494 Btu/Jam.ft².°F

Cek flux maksimum :

$$\frac{Q}{A} = \frac{34.476.813,7\ \text{Btu/Jam}}{3.066,202\ \text{ft}^2} = 11.244,1\ \text{Btu/Jam.ft}^2$$

(Memuaskan karena <12.000)

(Kern : Page 475)

13. Dirt Factor R_d

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$R_d = \frac{249,43 - 129,49}{249,43 \times 129,49}$$

R_d = 0,0037

D. Pressure Drop

Perhitungan Pressure Drop	
Fluida Panas : Tube Side, Steam	Fluida Dingin : Shell Side, Bottom D-310
(1) Untuk Re_t = 166680,19 f = 0,00009 ft²/in² (Kern : Figure 26) sg = 1,000 (2) $\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22,E+10 \times D \times sg}$ ΔP_t = 0,0159 psi (3) Untuk : G_t = 81.788,06 lb/jam.ft² V²/2g¹ = 0,0320 (Kern : Figure 27)	Neglible

$\Delta P_r = \frac{4 \times n}{sg} \times \frac{V^2}{2g^1}$ (Kern : eq 7.46) ΔP_r = 0,5120 psi (4) $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$ (Kern : eq 7.47) ΔP_T = 0,0159 + 0,5120 ΔP_T = 0,5279 psi	

Spesifikasi Reboiler 1 (E-312)

Fungsi	Menguapkan kembali produk bawah menara distilasi 1
Tipe Reboiler	Kettle Reboiler
Jumlah Reboiler	1 buah
Reboiler Area	3.066,2 ft²
Kondisi Operasi	P = 1 atm $T_{Umpan\ Masuk}$ = 91,11 °C $T_{Umpan\ Keluar}$ = 107,5 °C $T_{Steam\ Masuk}$ = 148 °C $T_{Steam\ Keluar}$ = 148 °C
Spesifikasi Shell	ID = 35 in = 2,917 ft Pressure Drop = Diabaikan
Spesifikasi Tube	Ukuran = 1 in. OD tubes on 1,25 in. square pitch Number of Passes = 4 Passes Panjang Tube = 24,00 in ID = 0,834 in = 0,070 ft BWG = 14 Pressure Drop = 0,52793 psi
Faktor Pengotor	R_d Perhitungan = 0,0037

22. Heater 3 (E-313)

Fungsi : Memanaskan produk sebelum masuk menara distilasi 2
Tipe HE : Double-Pipe Heat Exchanger
Jumlah HE : 1 buah
Dasar Pemilihan : Umum digunakan pada range perpindahan panas A < 200 ft²

Ketentuan :
1. Tekanan Operasi = 1 atm
2. Suhu Feed Awal = 91,1110 °C
3. Suhu Feed Akhir = 126,8131 °C

4. Jenis Pemanas = Saturated Steam dengan suhu 148 °C

A. Neraca Panas

Dari neraca massa dan neraca panas diperoleh :

Massa bahan masuk	=	1.941,78 Kg/Jam
	=	4.280,89 lb/Jam
Panas yang dibutuhkan	=	142.563,4165 kJ/Jam
	=	135.131,2004 Btu/Jam
Massa steam	=	67,26 Kg/Jam
	=	148,29 lb/Jam

B. Log Mean Temperatur Diference

Temperatur bahan masuk :

t_1 = 91,11 °C = 196 °F

t_2 = 126,8 °C = 260,3 °F

Temperatur steam :

T_1 = 148 °C = 298,4 °F

T_2 = 148 °C = 298,4 °F

$\Delta t_1 = T_2 - t_1$

$\Delta t_1 = 298,4 - 196$

$\Delta t_1 = 102,4$ °F

$\Delta t_2 = T_1 - t_2$

$\Delta t_2 = 298,4 - 260,3$

$\Delta t_2 = 38,14$ °F

Dari Kern Figure 18, dipilih F_T :

$F_T = 1 \rightarrow R = 0 \quad ; \quad S = 0,628$

(Kern : Figure 18)

Menghitung LMTD :

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$LMTD = \frac{38,14 - 102,4}{\ln \frac{38,13638}{102,4002}}$$

LMTD = 65,06 °F

Menghitung perbedaan suhu aktual :

$\Delta t = F_T \times LMTD$

$\Delta t = 1 \times 65,06$ °F

$\Delta t = 65,06$ °F

C. T_c dan t_c Rata-Rata

Menghitung temperatur rata-rata :

$T_c = T_{Average\ Steam}$	$t_c = T_{Average\ Bahan}$
$T_c = \dfrac{298{,}4 + 298{,}4}{2}$	$t_c = \dfrac{196{,}0 + 260{,}3}{2}$
$T_c = 298{,}4$ °F	$t_c = 228{,}1$ °F

Untuk Double-Pipe Heat Exchanger, berdasarkan Kern Table 6.1 dipilih :

1. Outer pipe = 2 IPS
2. Inner pipe = 1 1/4 IPS
3. Ketentuan UD = 100-200 Btu/hr.ft².°F

(Kern : Table 8)

Berdasarkan Kern Table 11, dipilih :

Untuk outer pipe :

1. Nominal pipe size (IPS) = 2 IPS
2. Schedule = 40
3. OD = 2,380 in
4. ID = 2,067 in

Untuk inner pipe :

1. Nominal pipe size (IPS) = 1 1/4 IPS
2. Schedule = 40
3. OD = 1,660 in
4. ID = 1,380 in

Fluida Panas : Annulus, Steam	Fluida Dingin : Inner Pipe, Feed R-210
(4) Flow Area	4. Flow Area
$D_2 = \dfrac{2{,}067}{12} = 0{,}172$ ft	$D = \dfrac{1{,}380}{12} = 0{,}115$ ft
$D_1 = \dfrac{1{,}660}{12} = 0{,}138$ ft	$a_p = \dfrac{\pi \times D^2}{4} = 0{,}010$ ft²
$a_a = \dfrac{\pi (D_2^2 - D_1^2)}{4} = 0{,}008$ ft²	
Equiv Diam, $D_c = \dfrac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$	
$D_c = 0{,}076$ ft	
(5) Kecepatan Massa (Ga)	5. Kecepatan Massa (Gp)
$G_a = W / a_a$	$G_p = W / a_p$

$G_a = \dfrac{148,289}{0,0083}$	$G_p = \dfrac{4280,89}{0,0104}$
G_a = 17.923,68 lb/jam.ft²	G_p = 412.143,41 lb/jam.ft²
(6) Pada T_c = 298,4 °F	6. Pada t_c = 228 °F
μ_{Steam} = 0,0141 cP	μ_{bahan} = 0,855 lb/ft.Jam
μ_{Steam} = 0,034 lb/ft.Jam	$Re_p = \dfrac{D \times G_p}{\mu}$
$Re_a = \dfrac{D_c \times G_a}{\mu}$	Re_p = 55434,72
Re_a = 40022,20	
(7) J_H = 120 (Kern : Figure 24)	7. j_H = 180 (Kern : Figure 24)
	8. Pada t_c = 228 °F
	Cp = 0,5214 Btu/lb.°F
	k = 0,0884 Btu/Jam.ft².°F
	$(Cp \times \mu / k)^{1/3}$ = 1,7151
(9) h_o untuk Steam	9. $h_i = j_H \times (k/D) \times (Cp \times \mu / k)^{1/3} \times (\mu / \mu w)^{0,14}$
h_o = 1500 Btu/Jam.ft².°F (Kern : Page 164)	h_i = 237,22 Btu/Jam.ft².°F
	10. $h_{io} = h_i \times \dfrac{ID}{OD}$
	$h_{io} = 237,22 \times \dfrac{1,38}{1,66}$
	h_{io} = 197,2045 Btu/Jam.ft².°F

11. Clean Overall Coefficient (U_C)

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_C = \frac{197,20 \times 1500}{197,20 + 1500}$$

U_C = 174,291 Btu/Jam.ft².°F

12. Design Overall Coefficient (U_D)

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_D$$

(Kern : eq 6.10)

Diketahui :

Rd = 0,001

(Kern : Table 12)

Maka :

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{174,291} + 0,001$$

U_D = 148,422 Btu/Jam.ft².°F

13. Required Surface (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t\ LMTD}$$

$$A = \frac{135131,200}{148,422 \times 65,063}$$

A = 13,993 ft²

14. Panjang Pipa

Dari Kern Table 11 untuk 1 1/4 in IPS, diketahui :

Surface/Linear ft = 0,435 ft

$$\text{Required Length} = \frac{13,993\ ft^2}{0,435\ ft} = 32,169\ ft \approx 33,0\ ft$$

Panjang yang dibutuhkan dapat dipenuhi dengan menggunakan 1 buah hairpins ukuran (2 × 16 ft), sehingga panjang tube yaitu :

L = 1 × 2 × 16 ft = 32 ft

15. U_D Aktual

A = 32 ft × 0,435 ft = 13,9 ft²

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t\ LMTD}$$

$$U_D = \frac{135131,2004}{13,9 \times 65,063}$$

U_D = 149,21 Btu/Jam.ft².°F → Perhitungan U_D telah memenuhi ketentuan

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$R_d = \frac{174,29 - 149,21}{174,29 \times 149,21}$$

R_d = 0,0010

R_d Perhitungan ≈ R_d Data (Kern : Table 12)

0,0010 ≈ 0,0010

Maka dari segi faktor kekotoran masih memenuhi syarat

D. Pressure Drop

Perhitungan Pressure Drop	
Fluida Panas : Annulus, Steam	Fluida Dingin : Inner Pipe, Feed R-210
(1) Specific Vol of Steam D'_a = 0,0339 ft $Re'_a = \frac{D'_a \times G_a}{\mu_{Steam}}$ Re'_a = 17825,83 $f = D'_a + \frac{0,264}{Re'^{0,42}_a}$ $f = 0,0339 + \frac{0,264}{61,02}$ f = 0,038 s = 1 (Kern : Table 6) ρ = 62,43 lb/cuft	1. Untuk Re_p = 55434,72 $f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re_p^{0,42}}$ f = 0,00619 s = 0,7 (Kern : Table 6) ρ = 56,15 lb/cuft × 0,70 ρ = 39,31 lb/cuft
(2) $\Delta f_p = \frac{4f \times G_a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D'_a}$ Δf_p = 0,0014 ft (3) $V = \frac{G_a}{3600 \times \rho}$ V = 0,0798 fps $F_1 = 1 \times \left(\frac{V^2}{2g}\right)$ F_1 = 0,0001 ft $\Delta P_a = \frac{(\Delta f_p + F_1) \times \rho}{144}$ $\Delta P_a = \frac{0,002 \times 62,43}{144}$	2. $\Delta f_p = \frac{4f \times G_p^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D}$ Δf_p = 0,91 ft $\Delta P_a = \frac{\Delta f_p \times \rho}{144}$ $\Delta P_a = \frac{0,91 \times 39,31}{144}$ ΔP_a = 0,2472 psi (memenuhi untuk liquid) ΔP_a < 10 psi

ΔP_a = 0,00066 psi (memenuhi untuk steam) ΔP_a < 10 psi	

Spesifikasi Heater 3 (E-313)

Fungsi	Memanaskan produk sebelum masuk menara distilasi 2
Tipe HE	Double-Pipe Heat Exchanger
Jumlah HE	1 buah
Jumlah Hairpin	1 buah dengan ukuran (2 × 16 ft)
Panjang Pipa	32 ft
HE Area	13,9 ft²
Kondisi Operasi	P = 1 atm $T_{Umpan\ Masuk}$ = 91,11 °C $T_{Umpan\ Keluar}$ = 126,8 °C $T_{Steam\ Masuk}$ = 148 °C $T_{Steam\ Keluar}$ = 148 °C
Spesifikasi Anulus	IPS, Sch = 2-in, sch 40 OD = 2,380 in ID = 2,067 in Pressure Drop = 0,00066 psi
Spesifikasi Pipa	IPS, Sch = 1,25-in, sch 40 OD = 1,660 in ID = 1,380 in Pressure Drop = 0,24719 psi
Faktor Pengotor	R_d Literatur = 0,0010 R_d Perhitungan = 0,0010

23. Kondensor 1 (E-314)

Fungsi : Mengkondensasikan produk atas menara distilasi 1
Tipe Kondensor : Horizontal Condensor
Jumlah Kondensor : 1 buah
Dasar Pemilihan : Jenis kondensor yang umum digunakan

Ketentuan :
1. Tekanan Operasi = 1 atm
2. Suhu Feed Awal = 64,68 °C
3. Suhu Feed Akhir = 64,57 °C
4. Jenis Pendingin = Cooling Water dengan suhu 25 °C

A. Neraca Panas

Dari neraca massa dan neraca panas diperoleh :

Massa bahan masuk	=	33.378,25 Kg/Jam
	=	73.586,35 lb/Jam
Panas yang dilepaskan	=	33.186.560,26 kJ/Jam
	=	31.456.455,2 Btu/Jam
Massa Cooling Water	=	17.569,94 Kg/Jam
	=	38.735,05 lb/Jam

B. Log Mean Temperatur Diference

Temperatur cooling water :

t_1 = 25 °C = 77 °F

t_2 = 50 °C = 122 °F

Temperatur bahan masuk :

T_1 = 64,68 °C = 148,4 °F

T_2 = 64,57 °C = 148,2 °F

$\Delta t_1 = T_2 - t_1$

$\Delta t_1 = 148,2 - 77$

$\Delta t_1 = 71,23$ °F

$\Delta t_2 = T_1 - t_2$

$\Delta t_2 = 148,4 - 122$

$\Delta t_2 = 26,43$ °F

$$T_c = \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = 2,6949$$

Dari Kern Figure 17 diperoleh :

K_c = 1

F_c = 0,48

(Kern : Figure 17)

T_c = 148,2 + 0,48 × (148,4 - 148,2) = 148,3 °F

C. Spesifikasi Tube dan Shell

Tube side :

1. OD = 3/4 in
2. Pitch (P_T) = 1 in square pitch
3. Number of Tube = 824
4. Panjang Tube (L) = 16,00 in
5. Number of Passes (n) = 2 Passes

(Kern : Table 9)

6. ID = 0,620 in = 0,052 ft
7. a" = 0,1963 per lin ft, ft^2

8. BWG = 16
9. Flow Area = 0,546 in²

(Kern : Table 10)

Shell side :

1. ID = 35 in = 2,917 ft
2. Baffle Space (B) = 30,00 in
3. Pitch (P_S) = 1 in

(Kern : Table 9)

Fluida Panas : Shell Side, Distilat D-310	Fluida Dingin : Tube Side, Water
4. Unsubmerged tubes N_t = 824 × (1 - 0,22) N_t = 643 $G'' = \frac{W}{L \times N_t^{2/3}}$ G" = 61,74 lb/jam.ft² Asumsi h' = 200 T_v = 148,3 °F $t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_v - t_c)$ t_w = 113,5 °F t_f = 1/2 $(T_v + t_w)$ t_f = 130,9 °F sg_f = 0,768465 (Kern : Figure 6) μ_f = 0,4200 cP k_f = 0,1128 Btu/Jam.ft².°F h_o = 500 Btu/Jam.ft².°F (Kern : Figure 12.9)	(4) Flow Area a'_t = 0,546 in² $a_t = \frac{N_t \times a'_t}{144 \times n}$ a_t = 1,562 ft² (5) Kecepatan Massa (G_t) $G_t = W / a_t$ $G_t = \frac{38735,047}{1,5622}$ G_t = 24.795,72 lb/jam.ft² $V = \frac{G_t}{3600 \times \rho}$ V = 0,1103 ft/s (6) h_i = 600 (Kern : Figure 25) $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$ $h_{io} = 600,00 \times \frac{0,62}{0,75}$ h_{io} = 496 Btu/Jam.ft².°F

11. Clean Overall Coefficient (U_c), Kondensasi

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_C = \frac{496{,}00 \times 500}{496{,}00 + 500}$$

U_C = 248,996 Btu/Jam.ft².°F

12. Clean Surface

Kondensasi :

$$A_c = \frac{q_c}{U_C \times \Delta t} = \frac{31456455{,}2250}{248{,}996 \times 71{,}23} = 1.773{,}58 \text{ ft}^2$$

Pendinginan :

A_s = 1.773,58 ft² × 0,22 = 390,19 ft²

Total Surface :

A_C = 1.773,58 ft² + 390,19 ft² = 2.163,77 ft²

13. Weighted Overall Clean Coefficient (U_C)

$$U_C = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{31456455{,}2250}{2163{,}772 \times 71{,}23} = 204{,}095 \text{ Btu/Jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

14. Design Overall Coefficient (U_D)

a" = 0,1963 per lin ft, ft²

Total luas permukaan (A) = 824 × 16 × 0,1963

A = 2.588,019 ft²

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$U_D = \frac{31.456.455{,}2 \text{ Btu/Jam}}{2.588{,}019 \text{ ft}^2 \times 71{,}23\ ^\circ\text{F}}$$

U_D = 170,638 Btu/Jam.ft².°F

15. Dirt Factor R_d

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$R_d = \frac{204{,}10 - 170{,}64}{204{,}10 \times 170{,}64}$$

R_d = 0,00096

D. Pressure Drop

<table>
<tr><th colspan="2">Perhitungan Pressure Drop</th></tr>
<tr><th>Fluida Panas : Shell Side, Distilat D-310</th><th>Fluida Dingin : Tube Side, Water</th></tr>
<tr><td>
1. a_s = ID × C' B/144 P_S
$a_s = \frac{35 \times 0,25 \times 30}{144 \times 1}$
a_s = 1,82 ft²

G_s = W / a_s
$G_s = \frac{73586,349}{1,8229}$
G_s = 40.367,37 lb/jam.ft²

Pada T_1 = 148,4 °F
μ = 0,823 lb/ft.Jam

$Re_s = \frac{D_t \times G_s}{\mu}$
Re_s = 2534,64

f = 0,003 ft²/in²
(Kern : Figure 29)
2. No. of crosses (N+1)
N = 12 × L / B
N = 7

sg = 0,7494
D_s = 2,917 ft

3. $\Delta P_s = \frac{1}{2} \times \frac{f\ G_s^2\ D_s\ (N+1)}{5,22,E+10 \times D_s.sg}$
ΔP_s = 0,0004 psi
</td><td>
(1) Untuk Re_t = 736,27
f = 0,00070 ft²/in²
(Kern : Figure 26)
sg = 1,000

(2) $\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22,E+10 \times D_t \times sg}$
ΔP_t = 0,0051 psi

(3) Untuk :
G_t = 24.795,72 lb/jam.ft²
V²/2g¹ = 0,2300
(Kern : Figure 27)
$\Delta P_r = \frac{4 \times n}{sg} \times \frac{V^2}{2g^1}$
(Kern : eq 7.46)
ΔP_r = 1,8400 psi

(4) $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$
(Kern : eq 7.47)
ΔP_T = 0,0051 + 1,8400
ΔP_T = 1,8451 psi
</td></tr>
</table>

Spesifikasi Kondensor 1 (E-314)

Fungsi	Mengkondensasikan produk atas menara distilasi 1
Tipe Reboiler	Horizontal Condensor
Jumlah Reboiler	1 buah
Kondensor Area	2.588,0 ft²
Kondisi Operasi	P = 1 atm $T_{Umpan\ Masuk}$ = 64,6841 °C

	$T_{Umpan\ Kelua}$ = 64,5725 °C $T_{Cooling\ In}$ = 25,0 °C $T_{Cooling\ Out}$ = 50,0 °C
Spesifikasi Shell	ID = 35 in = 2,917 ft Baffle Space = 30,00 in = 2,500 ft Pressure Drop = 0,00044 psi
Spesifikasi Tube	Ukuran = 0,75 in. OD tubes on 1 in. square pitch Number of Passes = 2 Passes Panjang Tube = 16,00 in ID = 0,620 in = 0,052 ft BWG = 16 Pressure Drop = 1,84511 psi
Faktor Pengotor	R_d Perhitungan = 0,0010

24. Tangki Akumulator 1 (F-315)

Fungsi	:	Menampung kondensat dari produk atas menara distilasi 1
Tipe Tangki	:	Silinder horizontal dengan tutup torispherical
Tipe Tutup	:	Torispherical
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah	:	1 buah
Dasar Pemilihan	:	Umum digunakan untuk menyimpan bahan dengan fase cair

Ketentuan :

1. Produk disimpan pada fase cair
2. Tekanan Operasi = 1 atm
3. Suhu Operasi = 64,5725 °C
4. Waktu Tinggal = 10 Menit

A. Densitas Campuran

Feed masuk ke kondensor 1

Komponen	Fraksi Berat	Massa (kg)	ρ (kg/L)
Metanol	0,999	33344,87	0,792
Air	0,001	33,38	0,9982
Total	1,00	33378,25	

Perhitungan :

$$\rho \text{ Input} = \frac{1}{\frac{1,00}{0,79} + \frac{0,00}{0,998}}$$

$$\rho \text{ Input} = 0{,}79 \text{ kg/L} \times \frac{62{,}43 \text{ lb/cuft}}{1 \text{ kg/L}}$$

$$\rho \text{ Input} = 49{,}45 \text{ lb/cuft}$$

B. Rate Volumetrik

Perhitungan :

$$\dot{v} \text{ Input} = \frac{(33.344{,}868 \text{ Kg/Jam} + 33{,}3782 \text{ Kg/Jam})}{49{,}45 \text{ lb/cuft}} \times \frac{2{,}2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}}$$

$$\dot{v} \text{ Input} = 1.488{,}00 \text{ cuft/Jam}$$

C. Volume dan Dimensi Tangki

Ketentuan :

1. Asumsi volume bahan dalam Tangki = 80%
2. Rasio L/D = 2 - 5

(Ulrich : Table 4-27)

3. Pemilihan Rasio L/D = 3,00
4. Waktu Tinggal = 10 Menit
5. Jumlah tangki = 1 buah

Perhitungan :

Volume Bahan = 1.488,00 cuft/Jam × 10 Menit

Volume Bahan = 248,000 cuft

$$\text{Volume Tangki} = \frac{248{,}00 \text{ cuft}}{80\% \times 1}$$

Volume Tangki = 310,00 cuft

Volume Tangki = 1/4 × π × D² × H

Substitusi nilai L = 3 D

Volume Tangki = 1/4 × 3,14 × D² × 3,00 D

310,00 cuft = 2,3562 × D³

D³ = 131,568 cuft

D = 5,1 ft = 61,20 in = 1,5545 m

L = 15,3 ft = 183,60 in = 4,6634 m

Sehingga :

Volume Design = 312,552 cuft

D. Tebal Minimum Shell

Ketentuan :

1. Faktor korosi (C) = 1/16 in - 1/8 in
2. Pemilihan (C) = 1/8 in

(Srie Muljani : Perencanaan Bejana Bertekanan)

3. Jenis pengelasan = Double Welded Butt-Joint
4. Faktor pengelasan (E) = 80%

(Brownell & Young 2nd edt : Table 13.2)

5. Bahan Konstruksi = Carbon Steel SA-283 Grade C
6. Stress allowable (f) = 12.650 psi

(Brownell & Young 2nd edt : Table 13.1)

Menghitung nilai p :

$$p = \frac{\rho \times (H - 1)}{144}$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 3.17)

Nilai ketinggian cairan dalam tangki sebesar 80 % dari diameter tangki. Maka :

D = 5,1 ft

H_{Cairan} = 80% × 5,1 ft

H_{Cairan} = 4,1 ft

Dari persamaan 3.17 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai p , yaitu :

$$p = \frac{49{,}45 \text{ lb/cuft} \times (4{,}08 \text{ ft} - 1)}{144}$$

p = 1,0577 psi

Menghitung p design :

$P_{Operasi}$ = 1 atm = 14,7 psia

$P_{Hidrostatis}$ = 1,0577 psi

P_{Design} = P_{Inside} - $P_{Outside}$ + $P_{Hidrostatis}$

P_{Design} = 14,7 psia - 14,7 psia + 1,0577 psia

P_{Design} = 1,0577 psia → Faktor keamanan 10% = 1,1635 psia

Menghitung tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk *cylindrical tank* :

$$t_{min} = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0{,}6 \times p} + C$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 13.1)

Dari persamaan 13.1 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai t_{min}, yaitu :

$$t_{min} = \frac{1{,}1635 \text{ psi} \times 31 \text{ in}}{12.650 \text{ psi} \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 1{,}1635 \text{ psi}} + 1/8 \text{ in}$$

t_{min} = 0,1285 in = 2/16 in

Dipilih tebal shell yaitu :

t_{shell} = 3/16 in

E. Tebal dan Panjang Tutup

Ketentuan :

1. Tipe Tutup = Torispherical
2. Tekanan operasi = 1 atm = 14,7 psia
3. P_{Design} = 1,16 psia
4. Bahan Konstruksi = Carbon Steel SA-283 Grade C

Asumsi tebal head :

Tebal shell minimum = 2/16 in

Asumsi tebal head (t_h) = 3/16 in

Menghitung outside diameter :

OD = ID + 2 t_h

OD = 61 in + 2 × 0,188 in

OD = 61,58 in

OD = r_c = 61,58 in

Menghitung $P_{allowable}$:

$$\frac{rc}{100 \times t_h} = \frac{61{,}58 \text{ in}}{100 \times 0{,}19 \text{ in}} = 3{,}28$$

$$P_{allowable} = \frac{B \times t_h}{r_c}$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 8.33)

Dari Figure 8.8 Brownell & Young, diperoleh nilai B dengan plot nilai rc/100×t_h, yaitu :

B = 1000

(Brownell & Young 2nd edt : Figure 8.8)

Maka :

$$P_{allowable} = \frac{1000 \times 3/16 \text{ in}}{61{,}58 \text{ in}}$$

$P_{allowable}$ = 3,05 psia

$P_{allowable} \geq P_{Design}$

3,0 psia $\geq$ 1,2 psia

Karena $P_{allowable} > P_{design}$, sehingga asumsi ketebalan dapat digunakan

Berdasarkan Brownell & Young Table 5.6, dipilih ukuran standart yaitu :

t_h = 3/16 in

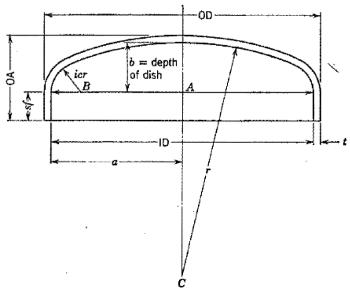
icr = 1 1/2 in

(Brownell & Young 2nd edt : Table 5.6)

sf = 9/16 in

(Brownell & Young 2nd edt : Table 5.8)

Menghitung panjang head :



(Brownell & Young 2nd edt : Figure 5.8)

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$b = r_c - AC$$

$$BC = r_c - icr$$

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

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$L_{Head} = t_h + b + sf$$

(Brownell & Young 2nd edt : Page 87)

Dari persamaan diatas dicari nilai b untuk dapat menentukan tinggi head :

$$AB = \frac{61 \text{ in}}{2} - 1{,}500 \text{ in} = 29{,}10 \text{ in}$$

$$BC = 61{,}58 \text{ in} - 1{,}500 \text{ in} = 60{,}08 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{60{,}08 \text{ in}^2 - 29{,}10 \text{ in}^2} = 52{,}56 \text{ in}$$

$$b = 61{,}58 \text{ in} - 52{,}56 \text{ in} = 9{,}02 \text{ in}$$

$$L_{Head} = 0{,}19 \text{ in} + 9{,}02 \text{ in} + 0{,}56 \text{ in} = 9{,}77 \text{ in} = 0{,}81 \text{ ft}$$

Digunakan dimensi, ketebalan shell yang sama untuk tutup atas dan bawah, sehingga :

$L_{Head} = L_{Bottom}$ = 0,81 ft

$t_h = t_b$ = 3/16 in

H. Tinggi Total dan Panjang Tangki

Karena menggunakan tipe tangki horizontal, maka tinggi total :

$H_{Tangki} = D_{Tangki} + 2 \quad t_{shell}$

$H_{Tangki} = 5{,}131$ ft

Panjang total tangki :

$L_{Total} = L_{Tangki} + L_{Head} + t_{bottom}$

$L_{Total} = 15{,}3 \text{ ft} + 0{,}81 \text{ ft} + 0{,}016 \text{ ft}$

$L_{Total} = 16{,}13$ ft

Spesifikasi Tangki Akumulator 1 (F-315)

Fungsi	Menampung kondensat dari produk atas menara distilasi 1
Tipe Tangki	Silinder horizontal dengan tutup torispherical
Tipe Head	Torispherical
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah Tangki	1 buah
Kondisi Operasi	P = 1 atm T = 65 °C
Waktu Tinggal	10 Menit
Dimensi Tangki	Diameter Tangki = 5 ft (Tinggi Tangki) Panjang Tangki = 15 ft Volume Tangki = 312,6 cuft = 8,9 m³
Dimensi Tutup	Tebal Tutup = 0,81 ft Panjang Tutup = 3/16 in
Tinggi Total	5,13 ft
Panjang Total	16,13 ft

25. Pompa 9 (L-316)

Fungsi	:	Mengalirkan top product distilasi 1 menuju mixer (M-150) dan mengembalikan sebagian ke menara distilasi
Tipe Pompa	:	Centrifugal Pump
Bahan Konstruksi	:	Commercial Steel
Jumlah Pompa	:	1 buah
Dasar Pemilihan	:	Sesuai untuk liquid dengan viskositas <10 cP

Diketahui :

1. ρ Arus 14 = 49,45 lb/cuft
2. $\rho_{reference}$ (air) = 62,43 lb/cuft
3. $\dot{v}$ Arus 14 = 1.488,00 cuft/Jam
   = 0,4133 cuft/s

4. $sg_{reference}$ (air) = 1
5. $\mu_{reference}$ (air) = 0,00085 lb/ft.s
6. $P_{Hidrostatis}$ = 0,072 atm
7. Konstanta Gravitasi Bumi (gc) = 32,174 lbm.ft/lbf .s²
8. Percepatan Gravitasi Bumi (g) = 32,174 ft/s²

A. Asumsi Aliran Turbulen

D_i optimum untuk aliran turbulen, Nre > 2100 digunakan persamaan :

$$D_{i\,Opt} = 3{,}9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

(Timmerhaus 4th edt : eq 15 Page 496)

Dari persamaan 15 Timmerhaus dapat dihitung untuk nilai $D_{i\,Opt}$, yaitu :

$$D_{i\,Opt} = 3{,}9 \times (0{,}4133 \text{ cuft/s})^{0,45} \times (49{,}45 \text{ lb/cuft})^{0,13}$$

$$D_{i\,Opt} = 4{,}35 \text{ in}$$

Digunakan pipa standart dengan ukuran sebagai berikut :

Ukuran Pipa = 4,00 in

Schedule = 40

OD = 4,500 in

ID = 4,026 in = 0,336 ft = 0,102 m

A_2 = 0,0884 ft²

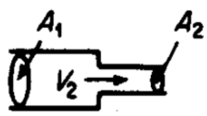
(McCabe 5th edt : Appx 5 Page 1086)

Dimensi pipa heat exchanger :

A_1 = 0,5903 ft²

Mencari nilai K_c :

$$\frac{A_2}{A_1} < 0{,}715 \rightarrow K_c = 0{,}4 \left(1{,}25 - \frac{A_2}{A_1}\right)$$



$$\frac{A_2}{A_1} > 0{,}715 \rightarrow K_c = 0{,}75 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)$$

Sehingga :

$$\frac{A_2}{A_1} = \frac{0{,}0884 \text{ ft}^2}{0{,}5903 \text{ ft}^2} = 0{,}1498$$

$$Kc = 0{,}4401$$

(Timmerhaus 4th edt : Page 484)

B. Kecepatan Aliran Linear

$$v = \frac{\text{Rate volumetrik } (\dot{v})}{A}$$

Kecepatan linear dalam heat exchanger :

$$v_1 = \frac{0{,}4133 \text{ cuft/s}}{0{,}5903 \text{ ft}^2}$$

$$v_1 = 0{,}700 \text{ ft/s}$$

Kecepatan linear dalam pipa :

$$v_2 = \frac{0{,}4133 \text{ cuft/s}}{0{,}0884 \text{ ft}^2}$$

$$v_2 = 4{,}676 \text{ ft/s}$$

C. Specific Gravity Bahan

$$sg_{\text{bahan}} = \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho_{\text{reference}} \text{ (air)}} \times sg_{\text{reference}}$$

Maka dapat dihitung untuk specific gravitynya yaitu :

$$sg_{\text{bahan}} = \frac{49{,}45 \text{ lb/cuft}}{62{,}43 \text{ lb/cuft}} \times 1$$

$$sg_{\text{bahan}} = 0{,}7921$$

D. Viskositas Bahan

$$\mu_{\text{bahan}} = \frac{sg_{\text{bahan}}}{sg_{\text{reference}} \text{ (air)}} \times \mu_{\text{reference}} \text{ (air)}$$

Maka dapat dihitung untuk viskositasnya yaitu :

$$\mu_{\text{bahan}} = \frac{0{,}7921}{1} \times 0{,}00085 \text{ lb/ft.s}$$

$$\mu_{\text{bahan}} = 0{,}00067 \text{ lb/ft.s}$$

E. Bilangan Reynold

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

Maka dapat dihitung untuk bilangan reynold yaitu :

$$Nre = \frac{0{,}336 \text{ ft} \times 4{,}68 \text{ ft/s} \times 49{,}45 \text{ lb/cuft}}{0{,}00067 \text{ lb/ft.s}}$$

$$Nre = 115216{,}6091 \geq 2.100 \text{ (Asumsi turbulen benar)}$$

F. Pemilihan Jenis Bahan Pipa

Dipilih pipa dengan jenis : Commercial steel

Maka dapat diketahui :

f = 0,0045

ε = 0,000046 m = 0,00015 ft

(Geankoplis 3rd edt : Figure 2.10-3)

$$\varepsilon/ID = \frac{0{,}000046\ m}{0{,}102260\ m} = 0{,}0004$$

α = 1 (Aliran Turbulen)

(Timmerhaus 4th edt : Page 485)

G. Menghitung Friksi

Panjang pipa lurus :

1. Tangki menuju elbow pertama = 8,0 ft
2. Tangki menuju alat selanjutnya = 30,0 ft
3. Tinggi alat selanjutnya = 29,0 ft
4. Panjang heat exchanger = 7,1 ft
5. Tinggi plate umpan masuk = 26,6 ft
6. Jarak aman tinggi tangki selanjutnya dengan pipa = 1 ft

Maka total panjang pipa lurus yaitu :

$L_{Pipa\ Lurus}$ = 101,7 ft

Panjang ekuivalen suction (L) dihitung menggunakan rumus :

$$L = n \times \frac{L}{D} \times ID$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Sehingga dapat dihitung panjang ekuivalen dengan nilai L/D yang dapat dilihat pada Geankoplis Table 2.10-1, yaitu :

1. 5 Elbow 90°

L_{Elbow} = 5 × 35 × 0,34 ft

L_{Elbow} = 58,71 ft

2. 1 Gate Valve

L_{Valve} = 1 × 9 × 0,34 ft

L_{Valve} = 3,02 ft

Total Panjang Pipa

$L = L_{Pipa\ Lurus} + L_{Elbow} + L_{Valve}$

L = 102 ft + 59 ft + 3 ft

L = 163,5 ft

Friksi yang terjadi yaitu :

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$f_1 = \frac{2 \times \mu \times v_1^2 \times Le}{gc \times ID}$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Maka nilai f_1 yaitu :

$$f_1 = \frac{2 \times 0{,}00067 \text{ lb/ft.s} \times (4{,}676 \text{ ft/s})^2 \times 163 \text{ ft}}{32{,}174 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2 \times 0{,}34 \text{ ft}}$$

f_1 = 0,4458 ft.lbf/lbm

2. Friksi karena Elbow 90°

$$f_2 = Kf \times \frac{v_1^2}{2}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.10-17)

Diketahui nilai Kf untuk Elbow 90° = 0,75

(Geankoplis 3rd edt : Table 2.10-1)

Maka nilai f_2 yaitu :

$$f_2 = 0{,}75 \frac{\times (4{,}676 \text{ ft/s})^2}{2}$$

f_2 = 8,1984 ft.lbf/lbm

3. Friksi karena Gate Valve

$$f_3 = Kf \times \frac{v_1^2}{2}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.10-17)

Diketahui nilai Kf untuk Gate Valve = 0,17

(Geankoplis 3rd edt : Table 2.10-1)

Maka nilai f_3 yaitu :

$$f_3 = 0{,}17 \frac{\times (4{,}676 \text{ ft/s})^2}{2}$$

f_3 = 1,8583 ft.lbf/lbm

4. Friksi karena kontraksi dari heat exchanger ke pipa

$$f_4 = \frac{K_c \times v_1^2}{2\alpha \times gc}$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Maka nilai f_4 yaitu :

$$f_4 = \frac{0{,}4401 \times (0{,}700 \text{ ft/s})^2}{2 \times 32{,}174 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2}$$

f_4 = 0,0034 ft.lbf/lbm

5. Friksi karena ekspansi dari pipa ke heat exchanger

$$f_5 = \frac{(v_2 - v_1)^2}{2\alpha \times gc}$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Maka nilai f_5 yaitu :

$$f_5 = \frac{(\ 4,676 \text{ ft/s} - 0,700 \text{ ft/s}\ )^2}{2 \times 32,174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2}$$

$$f_5 = 0,2456 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Total Friksi :

$$\Sigma f = f_1 + f_2 + f_3$$

$$\Sigma f = 0,4458 \text{ ft.lbf/lbm} + 8,1984 \text{ ft.lbf/lbm} + 1,8583 \text{ ft.lbf/lbm} + 0,0034 \text{ ft.lbf/lbm} + 0,2456 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\Sigma f = 10,5025 \text{ ft.lbf/lbm}$$

H. Persamaan Bernoulli

$$-Wf = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Sigma f$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.7-10)

Menghitung perbedaan tekanan :

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 2.116,220 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = P_{Hidrostatis} + 1 \text{ atm}$$

$$P_2 = 1,072 \text{ atm} = 2.268,537 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = |P_2 - P_1|$$

$$\Delta P = 2.268,537 \text{ lbf/ft}^2 - 2.116,220 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = 152,317 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{152,317 \text{ lbf/ft}^2}{49,45 \text{ lbm/cuft}} = 3,0800 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung perbedaan ketinggian :

Z_1 = 30 ft (Ketinggian Tangki Pencampuran (M-150))

Z_2 = 0 ft

$$\Delta Z = |Z_2 - Z_1|$$

$$\Delta Z = 0 \text{ ft} - 30 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = 30 \text{ ft}$$

$$\Delta Z \frac{g}{gc} = 30 \text{ ft} \times \frac{32{,}174 \text{ ft/s}^2}{32{,}174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2} = 30 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung perbedaan kecepatan linear :

v_1 = Kecepatan linear dalam HE (ft/s)

v_2 = Kecepatan linear dalam pipa (ft/s)

$\Delta v = |v_2 - v_1|$

Δv = 4,68 ft/s - 0,70 ft/s

Δv = 3,98 ft/s

Δv^2 = 15,80 ft²/s²

$$\frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc} = \frac{16 \text{ ft}^2/\text{s}^2}{2 \times 1 \times 32{,}174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2} = 0{,}25 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung energi yang dibutuhkan menggunakan persamaan bernoulli :

-Wf = 3,0800 ft.lbf/lbm + 30,0000 ft.lbf/lbm + 0,2456 ft.lbf/lbm + 10,5025 ft.lbf/lbm

-Wf = 43,8281 ft.lbf/lbm

I. Power Pompa

Diketahui :

1. sg_{bahan} = 0,7921
2. Rate Volumetrik ($\dot{v}$) = 1.488,00 cuft/Jam = 185,5130 gpm

Menghitung power pompa :

$$hp = \frac{-Wf \times \dot{v} \times sg}{3960}$$

(Perry 7th edt : eq 10-15 Page 10-23)

$$hp = \frac{43{,}8281 \text{ ft.lbf/lbm} \times 185{,}5130 \text{ gpm} \times 0{,}7921}{3960}$$

hp = 1,6264 Hp

Efisiensi pompa = 45%

(Timmerhaus 4th edt : Figure 14-37 Page 520)

$$Bhp = \frac{hp}{\eta \text{ pompa}}$$

$$Bhp = \frac{1{,}6264 \text{ Hp}}{45\%}$$

Bhp = 3,6143 Hp

Menghitung power motor :

Efisiensi motor = 80%

(Timmerhaus 4th edt : Figure 14-38 Page 521)

$$\text{Power motor} = \frac{\text{Bhp}}{\eta \text{ motor}}$$

$$\text{Power motor} = \frac{3{,}6143 \text{ Hp}}{80\%}$$

Power motor = 4,5178 Hp

Digunakan power = 5,0 Hp

Spesifikasi Pompa 9 (L-316)

Fungsi	Mengalirkan top product distilasi 1 menuju mixer (M-150) dan mengembalikan sebagian ke menara distilasi
Tipe Pompa	Centrifugal Pump
Bahan Konstruksi	Commercial Steel
Jumlah	1 buah
Kapasitas	33.378,25 Kg/Jam
Rate Volumetrik	1.488,00 cuft/Jam
Spesifikasi Pipa	Ukuran Pipa = 4 in, sch 40 Panjang Pipa = 163,5 ft
Total Dynamic Head	43,8281 ft.lbf/lbm
Efisiensi Motor	80%
Power Motor	5,0 Hp

26. Cooler 1 (E-317)

Fungsi : Mendinginkan feed recycle Mixer (M-150)

Tipe HE : Shell and Tube Heat Exchanger

Jumlah HE : 1 buah

Dasar Pemilihan : Umum digunakan pada range perpindahan panas A > 200 ft^2

Ketentuan :

1. Tekanan Operasi = 1 atm
2. Suhu Feed Awal = 64,57 °C
3. Suhu Feed Akhir = 30,00 °C
4. Jenis Pendingin = Cooling Water dengan suhu 25 °C

A. Neraca Panas

Dari neraca massa dan neraca panas diperoleh :

Massa bahan masuk	=	28.659,05 Kg/Jam
	=	63.182,30 lb/Jam
Panas yang dilepaskan	=	2.747.560,0553 kJ/Jam
	=	2.604.322,3273 Btu/Jam
Massa Cooling Water	=	1.818,30 Kg/Jam
	=	4.008,66 lb/Jam

B. Log Mean Temperatur Diference

Temperatur cooling water :

t_1 = 25 °C = 77 °F

t_2 = 45 °C = 113 °F

Temperatur bahan masuk :

T_1 = 64,57 °C = 148,2 °F

T_2 = 30,00 °C = 86 °F

$\Delta t_1 = T_2 - t_1$

$\Delta t_1 = 86 - 77$

$\Delta t_1 = 9$ °F

$\Delta t_2 = T_1 - t_2$

$\Delta t_2 = 148,2 - 113$

$\Delta t_2 = 35,23$ °F

Dari Kern Figure 18, dipilih F_T :

$F_T = 0,9 \rightarrow R = 0,96 \; ; \; S = 0,505$

(Kern : Figure 18)

Menghitung LMTD :

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$LMTD = \frac{35,23 - 9}{\ln \frac{35,23048}{9}}$$

LMTD = 19,22 °F

Menghitung perbedaan suhu aktual :

$\Delta t = F_T \times LMTD$

$\Delta t = 0,9 \times 19,22$ °F

$\Delta t = 17,3$ °F

C. T_c dan t_c Rata-Rata

Menghitung temperatur rata-rata :

$T_c = T_{Average\ Bahan}$

$$T_c = \frac{148,2 + 86,0}{2}$$

$T_c = 117,1$ °F

$t_c = T_{Average\ Cooler}$

$$t_c = \frac{77,0 + 113,0}{2}$$

$t_c = 95,0$ °F

D. Trial U_D

Diketahui :

1. Rd = 0,0005

(Kern : Table 12)

2. Ketentuan UD = 250-500 Btu/hr.ft².°F

(Kern : Table 8)

3. U_D = 330,00 Btu/Jam.ft².°F (Asumsi)

Trial :

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t\ LMTD}$$

$$A = \frac{2604322,327}{330,000 \times 17,299}$$

A = 456,210 ft²

a" = 0,2618 per lin ft, ft²

(Kern : Table 10)

$$\text{Number of tubes } (N_t) = \frac{456,210 \text{ ft}^2}{16,00 \text{ in} \times 0,2618} = 109$$

E. Spesifikasi Tube dan Shell

Tube side :

1. OD = 1 in
2. Pitch (P_T) = 1 1/4 in square pitch
3. Number of Tube = 112
4. Panjang Tube (L) = 16,00 in
5. Number of Passes (n) = 2 Passes

(Kern : Table 9)

6. ID = 0,834 in = 0,070 ft
7. a" = 0,2618 per lin ft, ft²
8. BWG = 14
9. Flow Area = 0,546 in²

(Kern : Table 10)

Shell side :

1. ID = 21 1/4 in
2. Baffle Space (B) = 20,00 in
3. Pitch (P_S) = 1 1/4 in

(Kern : Table 9)

F. Corrected U_D

A = 112 × 16 × 0,2618

A = 469,146 ft²

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t\ LMTD}$$

$$U_D = \frac{2604322{,}327}{469{,}146\ ft^2 \times 17{,}299}$$

U_D = 320,90 Btu/Jam.ft².°F

Fluida Panas : Shell Side, Recycle D-310	Fluida Dingin : Tube Side, Cooling Water
(4) Flow Area	4. Flow Area
$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 \times P_T}$	a'_t = 0,546 in²
a_s = 0,590 ft²	$a_t = \frac{N_t \times a'_t}{144 \times n}$
	a_t = 0,212 ft²
(5) Kecepatan Massa (G_s)	5. Kecepatan Massa (G_t)
$G_s = W / a_s$	$G_t = W / a_t$
$G_s = \frac{63182{,}304}{0{,}590}$	$G_t = \frac{4008{,}66}{0{,}2123}$
G_s = 107.038,26 lb/jam.ft²	G_t = 18.879,08 lb/jam.ft²
(6) Pada T_c = 117,1 °F	6. Pada t_c = 95,0 °F
μ_{bahan} = 0,823 lb/ft.Jam	μ_{Cooler} = 0,7333 cP
	μ_{Cooler} = 1,774 lb/ft.Jam
D_s = 0,99 in	$Re_p = \frac{D \times G_p}{\mu}$
(Kern : Figure 28)	
D_s = 0,083 ft	Re_p = 739,67
$Re_a = \frac{D_s \times G_a}{\mu}$	$V = \frac{G_t}{3600 \times \rho}$
Re_a = 10731,71	V = 0,0840 ft/s

(7) J_H = 650 (Kern : Figure 28) (8) Pada T_c = 117,1 °F Cp = 0,6115 Btu/lb.°F k = 0,1124 Btu/Jam.ft².°F $(Cp \times \mu / k)^{1/3}$ = 1,6479 (9) h_o = $j_H \times (k/D) \times (Cp \times \mu / k)^{1/3} \times (\mu / \mu w)^{0,14}$ h_o = 1459,81 Btu/Jam.ft².°F	9. h_i = 520,00 × 1,20 (Kern : Figure 25) h_i = 624,00 Btu/Jam.ft².°F 10. $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$ $h_{io} = 624,00 \times \frac{0,83}{1,00}$ h_{io} = 520,416 Btu/Jam.ft².°F

11. Clean Overall Coefficient (U_C)

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_C = \frac{520,42 \times 1460}{520,42 + 1460}$$

U_C = 383,648 Btu/Jam.ft².°F

12. Dirt Factor (R_D)

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$R_d = \frac{383,65 - 320,90}{383,65 \times 320,90}$$

R_d = 0,0005

R_d Perhitungan ≈ R_d Data (Kern : Table 12)

0,0005 ≈ 0,0005

Maka dari segi faktor kekotoran masih memenuhi syarat

D. Pressure Drop

Perhitungan Pressure Drop	
Fluida Panas : Shell Side, Recycle D-310	Fluida Dingin : Tube Side, Cooling Water
(1) Untuk Re_s = 10731,71 f = 0,00200 ft²/in² (Kern : Figure 29)	1. Untuk Re_t = 739,67 f = 0,00070 ft²/in² (Kern : Figure 26) sg = 1,000
(2) No. of crosses (N+1) N = 12 × L / B N = 10 sg = 0,7666 D_s = 0,083 ft	2. $\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22,E+10 \times D_t \times sg}$ ΔP_t = 0,0022 psi
(3) $\Delta P_s = \frac{1}{2} \times \frac{f\ G_s^2\ D_s\ (N+1)}{5,22,E+10 \times D_s.sg}$ ΔP_s = 0,0029 psi	3. Untuk : G_t = 18.879,08 lb/jam.ft² $V^2/2g^1$ = 0,2300 (Kern : Figure 27) $\Delta P_r = \frac{4 \times n}{sg} \times \frac{V^2}{2g^1}$ (Kern : eq 7.46) ΔP_r = 1,8400 psi 4. $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$ (Kern : eq 7.47) ΔP_T = 0,0022 + 1,8400 ΔP_T = 1,8422 psi

Spesifikasi Cooler 1 (E-317)

Fungsi	Mendinginkan feed recycle Mixer (M-150)
Tipe HE	Shell and Tube Heat Exchanger
Jumlah HE	1 buah
HE Area	469,1 ft²
Kondisi Operasi	P = 1 atm $T_{Umpan\ Masuk}$ = 64,5725 °C $T_{Umpan\ Keluar}$ = 30,00 °C $T_{Cooler\ In}$ = 25,00 °C $T_{Cooler\ Out}$ = 45,00 °C
Spesifikasi Shell	ID = 21 1/4 in = 1,771 ft Baffle Space = 20,00 in = 1,667 ft Pressure Drop = 0,00286 psi
Spesifikasi	Ukuran = 1 in. OD tubes on 1,25 in. square pitch

Tube	Number of Passes = 2 Passes Panjang Tube = 16,00 in ID = 0,834 in = 0,070 ft BWG = 14 Pressure Drop = 1,84220 psi
Faktor Pengotor	R_d Literatur = 0,0005 R_d Perhitungan = 0,0005

27. Menara Distilasi 2 (D-320)

Fungsi : Memurnikan produk PEA hingga 99,7%
Tipe Tangki : Silinder tegak dengan tutup bawah torispherical
Tipe Tutup : Torispherical
Jenis Reboiler : Partial Reboiler
Jenis Condensor : Total Condensor
Bahan Konstruksi : Low-alloy Steels SA-203 Grade B
Jumlah : 1 buah
Tipe Kolom : Plate Tower (Menggunakan Sieve Tray)
Dasar Pemilihan : Diameter kolom lebih dari 3 ft, dan sieve tray lebih murah dengan pressure drop rendah dan efisiensi tinggi

1. Kondisi Operasi

Ketentuan :

1. Tekanan Operasi = 1,0 atm = 760,0 mmHg

A. Komposisi Feed

Pemilihan komponen kunci :
Light key = Air (H_2O)
Heavy key = Stirena Oksida (C_8H_8O)

Asumsi distribusi dari feed masuk :
Metanol = 100,0%
Air = 90,00%
Natrium Hidroksida = 100%
Natrium Karbonat = 100%
Stirena Oksida = 80%
Phenyl Ethyl Alcohol = 2%

Persamaan tekanan uap murni komponen i :

$$\log_{10} P_i = A + \frac{B}{T} + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

(Yaws : eq 7-1)

Persamaan Konstanta kesetimbangan komponen i :

$$K_i = \frac{P_i}{P_t}$$

Komposisi feed, distilat, dan bottom :

Komp	Feed		Distilat		Bottom	
	Kmol	x_f	Kmol	y_d	Kmol	x_w
CH_3OH	9,03	0,34348	9,03	0,6679	0,0000	0,0000
H_2O	3,59	0,13648	3,23	0,2388	0,3586	0,0281
NaOH	0,99	0,03765	0,99	0,0732	0,0000	0,0000
Na_2CO_3	0,01	0,00029	0,01	0,0006	0,0000	0,0000
C_8H_8O	0,01	0,00048	0,01	0,0007	0,0025	0,0002
$C_8H_{10}O$	12,66	0,48162	0,25	0,0187	12,4023	0,9717
Total	26,28	1	13,51347	1	12,76347	1

Dew point distilat :

Trial x_i digunakan persamaan :

$$\sum x_i = \sum \frac{y_i}{K_i} = 1$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 11.7-7)

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_{i\ Heavy\ Key}}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 11.7-4)

Trial T = 394,3857 K = 121,24 °C

Komp	y_d	P_i	K_i	α_i	y_d / α_i	x_i
CH_3OH	0,668	4959,9	6,5261	77,2691	0,0086	0,3009
H_2O	0,239	1546,5	2,0349	24,0933	0,0099	0,1174
NaOH	0,073	224,5725	0,2955	3,4986	0,0011	0,0496
Na_2CO_3	0,001	32,6102	0,0429	0,5080	0,0011	0,0131
C_8H_8O	0,001	64,190	0,0845	1,0000	0,0007	0,0089
$C_8H_{10}O$	0,019	27,901	0,0367	0,4347	0,0431	0,5102
Total	1,000				0,065	1,000

Bubble point bottom :

Trial y_i digunakan persamaan :

$$\sum y_i = \sum K_i x_i = 1$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 11.7-5)

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_{i\ Heavy\ Key}}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 11.7-4)

Trial T = 472,8372 K = 199,69 °C

Komp	x_w	P_i	K_i	α_i	$\alpha_i\ x_w$	y_i
CH_3OH	0	30131,77	39,6471	42,9003	0	0
H_2O	0,028	11563,56	15,2152	16,4637	0,4626	0,4275
NaOH	0	1,00	0,0013	0,0014	0	0
Na_2CO_3	0	1,00	0,0013	0,0014	0	0
C_8H_8O	0,00020	702,37	0,9242	1,0000	0,000199	0,0002
$C_8H_{10}O$	0,972	447,83	0,5893	0,6376	0,6196	0,5726
Total	1,000				1,082	1,000

B. Relative Volatility Rata-Rata Light Key

Menghitung relative volatility rata-rata :

$$\alpha_{avg} = (\alpha_{Distilat} \times \alpha_{Bottom})^{0,5}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 11.7-13)

Nilai α yang dihitung adalah untuk light key, maka :

$\alpha_{Lk\text{-}d}$ = 24,0933 (T = 121,24 °C pada kolom atas)

$\alpha_{Lk\text{-}w}$ = 16,4637 (T = 199,69 °C pada kolom bawah)

$$\alpha_{avg\ Lk} = (24,0933 \times 16,4637)^{0,5}$$

$$\alpha_{avg\ Lk} = 19,9164$$

C. Jumlah Stage Minimum

Menentukan jumlah stage minimum menggunakan persamaan Fenske :

$$N_{min} = \frac{\log\left(\left(\frac{x_{Lk\text{-}d}}{x_{Hk\text{-}d}}\right) \times \left(\frac{x_{Lk\text{-}w}}{x_{Hk\text{-}w}}\right)\right)}{\log(\alpha_{avg\ Lk})}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 11.7-12)

Keterangan :

$x_{Lk\text{-}d}$ = Fraksi mol komponen kunci ringan dalam produk distilat

$x_{Hk\text{-}d}$ = Fraksi mol komponen kunci berat dalam produk distilat

$x_{Lk\text{-}w}$ = Fraksi mol komponen kunci ringan dalam produk bottom

$x_{Hk\text{-}w}$ = Fraksi mol komponen kunci berat dalam produk bottom

Maka dapat dihitung jumlah stage minimum yaitu :

$$N_{min} = \frac{\log\left(\left(\frac{0,239}{0,001}\right) \times \left(\frac{0,0281}{0,0002}\right)\right)}{\log(19,92)}$$

N_{min} = 3,582 ≈ 4,0 (Termasuk plate reboiler)

= 3,0 (Tanpa reboiler)

D. Nilai Rasio Refluks

Umpan masuk menara distilasi pada kondisi liquid jenuh, sehingga :

1. q = 1

Perhitungan :

T Dew Point = 121,24 °C = 394,39 K

Nilai Ki dan αi dicari pada T Dew Point = 394,39 K, maka :

Komp	x_f	y_d	P_i	K_i	α_i	x_w
CH_3OH	0,34348	0,668	4959,868	6,5261	77,2691	0,0000
H_2O	0,13648	0,239	1546,536	2,0349	24,0933	0,0281
NaOH	0,03765	0,073	224,573	0,2955	3,4986	0,0000
Na_2CO_3	0,00029	0,001	32,610	0,0429	0,5080	0,0000
C_8H_8O	0,00048	0,001	64,190	0,0845	1,0000	0,0002
$C_8H_{10}O$	0,48162	0,019	27,901	0,0367	0,4347	0,9717
Total	1	1				1,0000

Menghitung nilai 1-q dengan trial θ :

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_i \times x_f}{\alpha_i - \theta}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 11.7-19)

Trial θ = 0,833538

Komp	$\frac{\alpha_i \times x_f}{\alpha_i - \theta}$
CH_3OH	0,347223
H_2O	0,141371
NaOH	0,049431
Na_2CO_3	-0,00045
C_8H_8O	0,002896
$C_8H_{10}O$	-0,52482
1 - q	0,01564

Mencari nilai refluks minimum :

$$Rm + 1 = \sum \frac{\alpha_i \times x_d}{\alpha_i - \theta}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 11.7-20)

Substitusi nilai θ dari hasil trial ke persamaan diatas :

Komp	$\frac{\alpha_i \times x_d}{\alpha_i - \theta}$
CH_3OH	0,675174

H_2O	0,447407
NaOH	0,10
Na_2CO_3	0,00
C_8H_8O	0,00
$C_8H_{10}O$	-0,02
Rm + 1	1,201914

Sehingga reflux rationya adalah :

R_{min} = 0,201914

$R_{operasi}$ = 1,2 - 1,5 R_{min}

Dipilih :

$R_{operasi}$ = 1,5 × R_{min}

$R_{operasi}$ = 0,302871

E. Menentukan Jumlah Stage Ideal

Digunakan korelasi Erbar-Maddox :

$$\frac{R_{operasi}}{R_{operasi} + 1} = \frac{0,302871}{1,302871} = 0,232464$$

$$\frac{R_{min}}{R_{min} + 1} = \frac{0,201914}{1,201914} = 0,167993$$

Dari Geankoplis Figure 11.7-3, diperoleh :

$$\frac{N_{min}}{N} = 0,34$$

(Geankoplis 3rd edt : Figure 11.7-3)

$$\frac{4,0}{N} = 0,34$$

N = 11,76471 ≈ 12 (Termasuk plate reboiler)

= 11 (Tanpa reboiler)

Sehingga diperoleh jumlah stage ideal sebesar 12 stage

F. Penentuan Efisiensi Plate dan Plate Aktual

Menghitung μ produk distilat :

T = 394,4 K

Komp	y_d	μ (cP)	y_d / μ
CH_3OH	0,668	0,01296	51,552
H_2O	0,239	0,01298	18,395

NaOH	0,073	0,00348	21,043
Na_2CO_3	0,001	0,00730	0,077
C_8H_8O	0,001	0,00861	0,087
$C_8H_{10}O$	0,019	0,00823	2,277
Total	1		93,431

$\mu_{avg\ distilat}$ = 0,010703 cP

Menghitung µ produk bottom :

T = 472,8 K

Komp	x_w	µ (cP)	x_w / µ
CH_3OH	0,000	0,08266	0,000
H_2O	0,028	0,13632	0,206
NaOH	0,000	21,23844	0,000
Na_2CO_3	0,000	0,00280	0,000
C_8H_8O	0,000	0,28774	0,001
$C_8H_{10}O$	0,972	0,22754	4,271
Total	1		4,477357

$\mu_{avg\ bottom}$ = 0,2233 cP

Menghitung µ rata-rata :

$\mu_{avg} = (\mu_{avg\ distilat} \times \mu_{avg\ bottom})^{0,5}$

μ_{avg} = 0,049 cP

Menghitung efisiensi plate :

$\alpha_{avg\ Lk}$ = 19,9164

$\alpha_{avg\ Lk} \times \mu_{avg}$ = 0,973766

Dari Chopey Figure 8.16, maka nilai efisiensi plate yaitu :

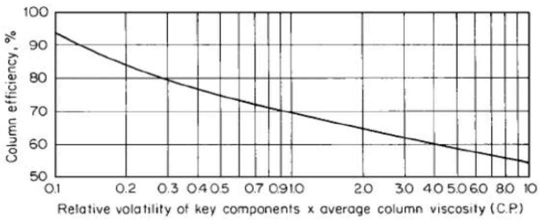


FIGURE 8.16 Column efficiency as a function of average column viscosity and relative volatility.

Eo = 72%

(Chopey : Figure 8.16)

Maka plate aktual yaitu :

$N_{aktual} = \frac{N}{Eo}$

$N_{aktual} = \frac{12}{72\%}$

$N_{aktual} = 16{,}66667 \approx 17$ (Termasuk plate reboiler)

$= 16$ (Tanpa reboiler)

G. Menentukan Letak Plate Umpan

Mencari letak plate umpan menggunakan persamaan kirkbride :

$$\log \frac{N_e}{N_s} = 0{,}206 \times \log \left(\frac{x_{Hk\text{-}f} \times W}{x_{Lk\text{-}f} \times D} \left(\frac{x_{Lk\text{-}w}}{x_{Hk\text{-}d}} \right)^2 \right)$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 11.7-21)

$\log \frac{N_e}{N_s} = 0{,}138134$

$\frac{N_e}{N_s} = 1{,}374465$

$N_e = 1{,}374465 \; N_s$

$N_{aktual} = N_e + N_s$

$17 = 1{,}374465 \; N_s + N_s$

$N_s = 8$ (Umpan masuk pada tray ke 8 dari bawah)

$N_e = 9$ (Umpan masuk pada tray ke 9 dari atas)

2. Dimensi Menara Distilasi

Ketentuan :

1. Tinggi plate spacing = 0,3 m

(Coulson 4th edt : Page 557)

A. Laju Alir Massa

a. Bagian Atas Kolom (Distilat)

Dari neraca massa diketahui :

Feed	=	F	=	1.941,7807 Kg/Jam		
Top Product	=	D	=	419,864 Kg/Jam		
Vapor rate	=	V	=	$(1 + R_{operasi}) \times D$	=	547,0284 Kg/Jam
Liquid rate	=	L	=	127,1644 Kg/Jam		

b. Bagian Bawah Kolom (Bottom)

Bottom Product = B = 1.521,9167 Kg/Jam

L' = L + qF = 2.068,9451 Kg/Jam

V' = L' - B = 547,0284 Kg/Jam

L' - V' = 1.521,9167 Kg/Jam
L' / V' = 3,7822

B. Densitas Bahan

Tekanan Operasi = 1 atm
Konstanta gas ideal = 0,0000821 m³.atm/K.mol

Persamaan densitas liquid :

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

(Yaws : eq 8-1)

Keterangan :

ρ = Densitas (kg/L)
T = Temperatur operasi (K)
T_c = Temperatur kritis (K)
A, B, n = Konstanta regresi bahan

Persamaan densitas uap :

$$\rho_{uap} = \text{BM Campuran} \times \frac{P}{R \times T \times Z}$$

Digunakan persamaan generalized virial coeficient :

$$Z = 1 + \left(\frac{B \times P_c}{R \times T_c}\right)\left(\frac{P_r}{T_r}\right)$$

(Smith-Van Ness 8th edt : eq 3.60)

$$\frac{B \times P_c}{R \times T_c} = B^0 + \omega \times B^1$$

(Smith-Van Ness 8th edt : eq 3.58-3.59)

$$B^0 = 0{,}083 - \frac{0{,}422}{T_r^{1,6}}$$

(Smith-Van Ness 8th edt : eq 3.61)

$$B^1 = 0{,}139 - \frac{0{,}172}{T_r^{4,2}}$$

(Smith-Van Ness 8th edt : eq 3.62)

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad \Big| \quad P_r = \frac{P}{P_c}$$

$$\omega = \frac{3}{7} \times \frac{T_b / T_c}{1 - T_b / T_c} (\log P_c) - 1$$

Keterangan :

T_r = Suhu tereduksi (T/Tc)
T_c = Suhu kritis (K)
P_r = Tekanan tereduksi (P/P_c)
P_c = Tekanan kritis (atm)
ω = Acentric factor
T_b = Suhu mendidih (K)

Menghitung densitas (kg/m³) distilat :

T = 394,4 K

Komp	BM	y_d	ρ_{liquid}	y_d / ρ_{liquid}	T_r	P_r	B^o
CH_3OH	32,04	0,668	685,91	0,000974	0,77	0,013	-0,56
H_2O	18,02	0,239	933,81	0,000256	0,61	0,005	-0,85
NaOH	40,00	0,073	1869,45	3,92E-05	0,14	0,004	-9,74
Na_2CO_3	105,99	0,001	1881,87	3E-07	0,14	0,003	-10,30
C_8H_8O	120,15	0,001	936,75	8,01E-07	0,56	0,026	-0,98
$C_8H_{10}O$	122,17	0,019	921,99	2,03E-05	0,58	0,026	-0,94
Total		1		0,00129			

$\rho_{mix\ liquid}$ = 775,145 kg/m³

Komp	B¹	ω	Z	ρ_{uap}	y_d / ρ_{uap}
CH_3OH	-0,38	0,581	0,99	1,00	0,6660
H_2O	-1,24	0,368	0,99	0,56	0,4248
NaOH	-666,22	0,481	8,44	0,15	0,50
Na_2CO_3	-771,24	0,903	16,48	0,20	0,00
C_8H_8O	-1,79	0,356	0,92	4,02	0,00
$C_8H_{10}O$	-1,60	0,750	0,90	4,17	0,00
Total					1,5985

$\rho_{mix\ uap}$ = 0,626 kg/m³

Menghitung densitas (kg/m³) bottom :

T = 472,8 K

Komp	BM	x_w	ρ_{liquid}	x_w / ρ_{liquid}	T_r	P_r	B^o
CH_3OH	32,04	0,000	557,3614	0	0,922	0,013	-0,40
H_2O	18,02	0,028	845,2028	3,32E-05	0,731	0,005	-0,61
NaOH	40,00	0,000	1835,027	0	0,168	0,004	-7,27
Na_2CO_3	105,99	0,000	1847,448	0	0,162	0,003	-7,69
C_8H_8O	120,15	0,000	857,397	2,32E-07	0,675	0,026	-0,71
$C_8H_{10}O$	122,17	0,972	836,1136	0,001162	0,691	0,026	-0,68
Total		1		0,001196			

$\rho_{mix\ liquid}$ = 836,370 kg/m³

Komp	B¹	ω	Z	ρ_{uap}	x_w / ρ_{uap}
CH_3OH	-0,10	0,581	0,99	0,83098	0,000
H_2O	-0,50	0,368	0,99	0,46666	0,060
NaOH	-310,88	0,481	2,74	0,37629	0,000
Na_2CO_3	-359,90	0,903	5,86	0,46590	0,000
C_8H_8O	-0,76	0,356	0,96	3,22014	0,000
$C_8H_{10}O$	-0,67	0,750	0,96	3,29434	0,295
Total					0,3552

$\rho_{mix\ uap}$ = 2,815 kg/m³

C. Liquid-Vapor Flow Factor

$$F_{Lv} = \frac{L_w}{V_w}\left(\frac{\rho_v}{\rho_L}\right)^{0,5}$$

(Coulson 4th edt : eq 11.82)

Keterangan :

F_{Lv} = Liquid-vapor flow factor
L_w = Laju alir massa cairan (Kg/Jam)
V_w = Laju alir massa vapor (Kg/Jam)
ρ_L = Densitas cairan (kg/m³)
ρ_v = Densitas vapor (kg/m³)

Untuk aliran distilat :
F_{Lv} = 0,003302

Untuk aliran bottom :
F_{Lv} = 0,002697

Diperoleh K1 dari Coulson Figure 11.27 untuk tray spacing 0,3 m, yaitu :
K_1 = 0,0045 → Untuk aliran distilat

K_1 = 0,0032 → Untuk aliran bottom

(Coulson 4th edt : Figure 11.27)

D. Kecepatan Flooding

$$u_f = K_1\left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}\right)^{0,5}$$

(Coulson 4th edt : eq 11.81)

Keterangan :

u_f = Kecepatan flooding (m/s)

Untuk aliran distilat :

u_f = 0,158 m/s

Untuk aliran bottom :

u_f = 0,055 m/s

Kecepatan uap umumnya 80-85 % dari kecepatan flooding, untuk perancangan maka diambil :

u_v = 85%

(Coulson 4th edt : Page 568)

Maka nilai dari kecepatan uap yaitu :

Untuk aliran distilat :

u_v = 0,135 m/s

Untuk aliran bottom :

u_v = 0,047 m/s

E. Laju Alir Volumetrik Maksimum

$Q_v = \frac{V_w}{}$

V_w = Laju alir massa uap (kg/s)

ρ_v = Densitas uap (kg/m³)

Untuk aliran distilat :

Q_v = 0,243 m³/s

Untuk aliran bottom :

Q_v = 0,054 m³/s

F. Luas Area Netto Untuk Kontak Uap-Cair

$$A_n = \frac{Q_v}{u_v}$$

(Coulson 4th edt : Page 581)

Keterangan

A_n = Luas area netto (m²)

Q_v = Laju alir volumetrik maksimum (m³/s)

u_v = Kecepatan uap (m/s)

Untuk aliran distilat :

A_n = 1,80 m²

Untuk aliran bottom :

A_n = 1,15 m²

G. Luas Penampang Lintang Menara

$$A_c = \frac{A_n}{1 - A_d}$$

(Coulson 4th edt : Page 581)

Luas penampang downcomer (A_d) = 12% dari luas keseluruhan, sehingga :

Untuk aliran distilat :

A_c = 2,05 m²

Untuk aliran bottom :

A_c = 1,31 m²

H. Diameter Menara Distilasi

$$D_c = \left(\frac{4 \times A_c}{\pi}\right)^{0,5}$$

(Coulson 4th edt : Page 581)

Keterangan

D_c = Diameter menara (m)

Untuk aliran distilat :

D_c = 1,616 m

Untuk aliran bottom :

D_c = 1,292 m

I. Tebal Dinding Menara

Ketentuan :

1. Faktor korosi (C) = 1/16 in - 1/8 in
2. Pemilihan (C) = 1/8 in

(Srie Muljani : Perencanaan Bejana Bertekanan)

3. Jenis pengelasan = Double Welded Butt-Joint
4. Faktor pengelasan (E) = 80%

(Brownell & Young 2nd edt : Table 13.2)

5. Bahan Konstruksi = Low-alloy Steels SA-203 Grade B
6. Stress allowable (*f*) = 17.500 psi

(Brownell & Young 2nd edt : Table 13.1)

Menghitung *p* design :

$P_{Operasi}$ = 1,0 atm = 14,7 psia

P_{Design} = 1,2 × $P_{Operasi}$
P_{Design} = 1,2 × 14,7 psia
P_{Design} = 17,64 psia

Menghitung tebal minimum shell :
Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk *cylindrical tank* :

$$t_{min} = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0{,}6 \times p} + C$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 13.1)

Dari persamaan 13.1 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai t_{min}, yaitu :
Untuk bagian atas menara :

$$t_{min} = \frac{17{,}64 \text{ psi} \times 31{,}8 \text{ in}}{17.500 \text{ psi} \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 17{,}64 \text{ psi}} + 1/8 \text{ in}$$

t_{min} = 0,1651 in = 3/16 in

Untuk bagian bawah menara :

$$t_{min} = \frac{17{,}64 \text{ psi} \times 25{,}4 \text{ in}}{17.500 \text{ psi} \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 17{,}64 \text{ psi}} + 1/8 \text{ in}$$

t_{min} = 0,1571 in = 3/16 in

Dipilih tebal shell yaitu :
t_{shell} = 3/16 in → Untuk bagian atas menara
t_{shell} = 4/16 in → Untuk bagian bawah menara

J. Tebal Head dan Tinggi Head Menara

Ketentuan :

1. Tipe Tutup = Torispherical
2. Tekanan operasi = 0,4 atm = 5,4 psia
3. P_{Design} = 17,64 psia
4. Bahan Konstruksi = Low-alloy Steels SA-203 Grade B
5. Stress allowable (*f*) = 17.500 psi

Menghitung tebal shell minimum :

$$t_h = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0{,}2 \times p} + C$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 13.1)

Dari persamaan 13.1 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai t_{min}, yaitu :

$$t_{min} = \frac{17{,}6351 \text{ psi} \times 25{,}4 \text{ in}}{17.500 \text{ psi} \times 0{,}8 - 0{,}2 \times 17{,}6351 \text{ psi}} + 1/8 \text{ in}$$

t_{min} = 0,1570 in = 3/16 in

Berdasarkan Brownell & Young Table 5.8, dipilih tebal standart yaitu :

Diameter menara = 50,86 in

t_h = 3/16 in

sf = 1 1/2 in

(Brownell & Young 2nd edt : Table 5.8)

icr = 9/16 in

(Brownell & Young 2nd edt : Table 5.6)

Menghitung outside diameter :

OD = ID + 2 t_h

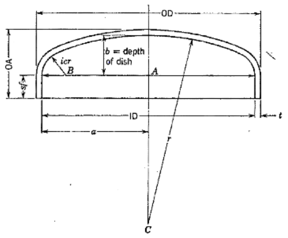
OD = 0,0 in + 2 × 0,188 in

OD = 0,38 in

Karena OD < 240 in, maka nilai r_c dapat dilihat pada table 5.7 Brownell & Young, diperoleh :

r_c = 40,00 in

Menghitung tinggi head :



(Brownell & Young 2nd edt : Figure 5.8)

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$b = r_c - AC$$

$$BC = r_c - icr$$

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

$$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$H_{Head} = t_h + b + sf$$

(Brownell & Young 2nd edt : Page 87)

Dari persamaan diatas dicari nilai b untuk dapat menentukan tinggi head :

$$AB = \frac{51 \text{ in}}{2} - 0{,}563 \text{ in} = 24{,}87 \text{ in}$$

$$BC = 40{,}00 \text{ in} - 0{,}563 \text{ in} = 39{,}44 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{39{,}44 \text{ in}^2 - 24{,}87 \text{ in}^2} = 30{,}61 \text{ in}$$

$$b = 40{,}00 \text{ in} - 30{,}61 \text{ in} = 9{,}39 \text{ in}$$

$$H_{Head} = 0{,}19 \text{ in} + 9{,}39 \text{ in} + 1{,}50 \text{ in} = 11{,}08 \text{ in} = 0{,}92 \text{ ft}$$

Digunakan dimensi, ketebalan shell yang sama untuk tutup atas dan bawah, sehingga :

H_{Head} = H_{Bottom} = 0,92 ft

t_h = t_b = 3/16 in

K. Tinggi Menara Distilasi

Diketahui :

1. Jarak plate teratas dengan tutup = 1,0 m
2. Tinggi penyangga menara = 1,0 m
3. Jumlah plate = 16 (Tanpa reboiler)
4. Tebal plate = 0,003 m
5. Tinggi tray spacing = 0,3 m
6. Tinggi head = 0,281 m
7. Tebal head = 0,005 m

Menghitung jumlah cairan yang berada di bottom kolom :

$$Q = \frac{L}{\rho_{mix\ liquid}}$$

$$Q = \frac{127{,}16\ Kg/Jam}{836{,}37\ kg/m^3}$$

$$Q = 0{,}152\ m^3/Jam = 0{,}003\ m^3/min$$

Waktu tinggal cairan di bawah plate terakhir antara 5 - 10 menit, dipilih :

Waktu tinggal = 5 menit

$$\text{Volume Cairan} = 1/4 \times \pi \times D_c^2 \times H_L$$

$$H_L = \frac{\text{Volume Cairan} \times \text{Waktu Tinggal}}{1/4 \times \pi \times D_c^2}$$

$$H_L = \frac{0{,}003\ m^3/min \times 5\ menit}{1{,}3105\ m^2}$$

$$H_L = 0{,}010\ m$$

Jarak plate terbawah dengan dasar :

Jarak Plate = H_L + H_{head} - t_b

Jarak Plate = 0,010 m + 0,281 m - 0,005 m

Jarak Plate = 0,286 m

Maka tinggi total menara distilasi yaitu :

H_{Menara} = Jarak plate teratas dengan tutup + Tinggi penyangga menara + (Jumlah plate × Tray spacing) + Tinggi head + Tebal head +

Jarak plate terbawah dengan dasar

H_{Menara} = 1,0 m + 1,0 m + (16 × 0,3 m) + 0,281 m + 0,005 m + 0,286 m

H_{Menara} = 7,37 m = 24,19 ft

3. Perancangan Tray

Diketahui :

1. Diameter menara (D_c) = 1,292 m
2. Luas Menara (A_c) = 1,31 m²
3. Tebal tray = 0,003 m
4. Luas downcomer (A_d) = 12% × A_c = 0,16 m²
5. Luas netto (A_n) = 1,15 m²
6. Luas aktif (A_a) = A_c - 2 A_d = 1,00 m²
7. Luas area hole (A_h) = 0,03 × A_a = 0,03 m²

Menghitung panjang weir :

Dari Coulson Figure 11.31 untuk Ad/Ac = 12 % maka :

l_w/D_c = 0,72

(Coulson 4th edt : Figure 11.31)

l_w = 0,72 × D_c

l_w = 0,93 m

Digunakan tinggi weir standar yaitu :

h_w = 50,0 mm

(Coulson 4th edt : Page 572)

Digunakan hole diameter standar yaitu :

d_h = 5,0 mm

(Coulson 4th edt : Page 573)

Spesifikasi Menara Distilasi 2 (D-320)

Fungsi	Memurnikan produk PEA hingga 99,7%
Jenis Distilasi	Plate Tower (Menggunakan Sieve Tray)
Tipe Menara	Silinder tegak dengan tutup bawah torispherical
Tipe Tutup	Torispherical
Bahan Konstruksi	Low-alloy Steels SA-203 Grade B
Jumlah Alat	1 buah
Jenis Kondensor	Total Condensor
Jenis Reboiler	Partial Reboiler
Kondisi Operasi	P = 1,0 atm $T_{Dew\ Point}$ = 121,24 °C $T_{Bubble\ Point}$ = 199,69 °C

	Low Key Comp = Air (H2O) Heavy Key Comp = Stirena Oksida (C8H8O) Refluks Operasi = 0,3029 Rate Distilat = 8,578 cuft/s Rate Bottom = 1,906 cuft/s
Dimensi Menara	D_{Top} = 1,616 m = 5,30 ft D_{bottom} = 1,292 m = 4,24 ft Tinggi Menara = 7,37 m = 24,19 ft Tebal Shell Bagian Atas = 3/16 in Tebal Shell Bagian Bawah = 4/16 in
Dimensi Head	Tebal Head = 3/16 in Tinggi Head = 0,92 ft
Dimensi Bottom	Tebal Bottom = 3/16 in Tinggi Bottom = 0,92 ft
Tray	Plate Aktual = 17 (Termasuk plate reboiler) = 16 (Tanpa reboiler) Lokasi Umpan Masuk = 8 (Tray dari atas kolom) = 9 (Tray dari bawah kolom) Efisiensi Plate = 72% Tinggi Plate Spacing = 0,3 m Tebal Tray = 3,0 mm Tinggi Weir = 50,0 mm Panjang Weir = 0,93 m Diameter Hole = 5,0 mm Luas Area Hole = 0,03 m² Jarak Tray Puncak dengan Head = 1,0 m = 3,28 ft Jarak Tray Dasar dengan Bottom = 0,286 m = 0,94 ft

28. Pompa 10 (L-321)

Fungsi : Mengalirkan bottom D-320 menuju tangki produk akhir
Tipe Pompa : Centrifugal Pump
Bahan Konstruksi : Commercial Steel
Jumlah Pompa : 2 buah
Dasar Pemilihan : Sesuai untuk liquid dengan viskositas <10 cP

Diketahui :

1. ρ Arus 17 = 63,86 lb/cuft
2. $\rho_{reference}$ (air) = 62,43 lb/cuft
3. $\dot{v}$ Arus 17 = 52,54 cuft/Jam
   = 0,0146 cuft/s

4. sg $_{reference}$ (air) = 1
5. μ $_{reference}$ (air) = 0,00085 lb/ft.s
6. $P_{Hidrostatis}$ = 0,014 atm
7. Konstanta Gravitasi Bumi (gc) = 32,174 lbm.ft/lbf .s²
8. Percepatan Gravitasi Bumi (g) = 32,174 ft/s²

A. Asumsi Aliran Turbulen

D_i optimum untuk aliran turbulen, Nre > 2100 digunakan persamaan :

$$D_{i\,Opt} = 3{,}9 \times q_f^{0{,}45} \times \rho^{0{,}13}$$

(Timmerhaus 4th edt : eq 15 Page 496)

Dari persamaan 15 Timmerhaus dapat dihitung untuk nilai $D_{i\,Opt}$, yaitu :

$$D_{i\,Opt} = 3{,}9 \times (0{,}0146 \text{ cuft/s})^{0{,}45} \times (63{,}86 \text{ lb/cuft})^{0{,}13}$$

$$D_{i\,Opt} = 1{,}00 \text{ in}$$

Digunakan pipa standart dengan ukuran sebagai berikut :

Ukuran Pipa = 1,00 in

Schedule = 80

OD = 1,315 in

ID = 0,957 in = 0,080 ft = 0,024 m

A_2 = 0,00499 ft²

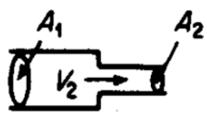
(McCabe 5th edt : Appx 5 Page 1086)

Dimensi pipa heat exchanger :

A_1 = 0,0216 ft²

Mencari nilai K_c :

$$\frac{A_2}{A_1} < 0{,}715 \rightarrow K_c = 0{,}4 \left(1{,}25 - \frac{A_2}{A_1}\right)$$



$$\frac{A_2}{A_1} > 0{,}715 \rightarrow K_c = 0{,}75 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)$$

Sehingga :

$$\frac{A_2}{A_1} = \frac{0{,}0050 \text{ ft}^2}{0{,}0216 \text{ ft}^2} = 0{,}2311$$

$$Kc = 0{,}4076$$

(Timmerhaus 4th edt : Page 484)

B. Kecepatan Aliran Linear

$$v = \frac{\text{Rate volumetrik } (\dot{v})}{A}$$

Kecepatan linear dalam heat exchanger :

$$v_1 = \frac{0{,}0146 \text{ cuft/s}}{0{,}0216 \text{ ft}^2}$$

$$v_1 = 0{,}676 \text{ ft/s}$$

Kecepatan linear dalam pipa :

$$v_2 = \frac{0{,}0146 \text{ cuft/s}}{0{,}0050 \text{ ft}^2}$$

$$v_2 = 2{,}925 \text{ ft/s}$$

C. Specific Gravity Bahan

$$sg_{\text{bahan}} = \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho_{\text{reference}} \text{ (air)}} \times sg_{\text{reference}}$$

Maka dapat dihitung untuk specific gravitynya yaitu :

$$sg_{\text{bahan}} = \frac{63{,}86 \text{ lb/cuft}}{62{,}43 \text{ lb/cuft}} \times 1$$

$$sg_{\text{bahan}} = 1{,}0229$$

D. Viskositas Bahan

$$\mu_{\text{bahan}} = \frac{sg_{\text{bahan}}}{sg_{\text{reference}} \text{ (air)}} \times \mu_{\text{reference}} \text{ (air)}$$

Maka dapat dihitung untuk viskositasnya yaitu :

$$\mu_{\text{bahan}} = \frac{1{,}0229}{1} \times 0{,}00085 \text{ lb/ft.s}$$

$$\mu_{\text{bahan}} = 0{,}00087 \text{ lb/ft.s}$$

E. Bilangan Reynold

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

Maka dapat dihitung untuk bilangan reynold yaitu :

$$Nre = \frac{0{,}080 \text{ ft} \times 2{,}92 \text{ ft/s} \times 63{,}86 \text{ lb/cuft}}{0{,}00087 \text{ lb/ft.s}}$$

$$Nre = 17132{,}27 \geq 2.100 \text{ (Asumsi turbulen benar)}$$

F. Pemilihan Jenis Bahan Pipa

Dipilih pipa dengan jenis : Commercial steel

Maka dapat diketahui :

f = 0,0065

ε = 0,000046 m = 0,00015 ft

(Geankoplis 3rd edt : Figure 2.10-3)

$$\varepsilon/ID = \frac{0{,}000046 \text{ m}}{0{,}024308 \text{ m}} = 0{,}0019$$

α = 1 (Aliran Turbulen)

(Timmerhaus 4th edt : Page 485)

G. Menghitung Friksi

Panjang pipa lurus :

1. Tangki menuju elbow pertama = 2,0 ft
2. Tangki menuju alat selanjutnya = 20,0 ft
3. Tinggi alat selanjutnya = 18,0 ft
4. Panjang heat exchanger = 160,0 ft
5. Jarak aman tinggi tangki selanjutnya dengan pipa = 1,0 ft

Maka total panjang pipa lurus yaitu :

$L_{Pipa\ Lurus}$ = 201,0 ft

Panjang ekuivalen suction (L) dihitung menggunakan rumus :

$$L = n \times \frac{L}{D} \times ID$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Sehingga dapat dihitung panjang ekuivalen dengan nilai L/D yang dapat dilihat pada Geankoplis Table 2.10-1, yaitu :

1. 4 Elbow 90°

   L_{Elbow} = 4 × 35 × 0,08 ft

   L_{Elbow} = 11,17 ft

2. 1 Gate Valve

   L_{Valve} = 1 × 9 × 0,08 ft

   L_{Valve} = 0,72 ft

Total Panjang Pipa

L = $L_{Pipa\ Lurus}$ + L_{Elbow} + L_{Valve}

L = 201 ft + 11 ft + 1 ft

L = 212,9 ft

Friksi yang terjadi yaitu :

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$f_1 = \frac{2 \times \mu \times v_2^2 \times Le}{gc \times ID}$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Maka nilai f_1 yaitu :

$$f_1 = \frac{2 \times 0{,}00087 \text{ lb/ft.s} \times (2{,}925 \text{ ft/s})^2 \times 213 \text{ ft}}{32{,}174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2 \times 0{,}08 \text{ ft}}$$

f_1 = 1,2342 ft.lbf/lbm

2. Friksi karena Elbow 90°

$$f_2 = Kf \times \frac{v_2^2}{2}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.10-17)

Diketahui nilai Kf untuk Elbow 90° = 0,75

(Geankoplis 3rd edt : Table 2.10-1)

Maka nilai f_2 yaitu :

$$f_2 = 0{,}75 \frac{\times (2{,}925 \text{ ft/s})^2}{2}$$

f_2 = 3,2081 ft.lbf/lbm

3. Friksi karena Gate Valve

$$f_3 = Kf \times \frac{v_2^2}{2}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.10-17)

Diketahui nilai Kf untuk Gate Valve = 0,17

(Geankoplis 3rd edt : Table 2.10-1)

Maka nilai f_3 yaitu :

$$f_3 = 0{,}17 \frac{\times (2{,}925 \text{ ft/s})^2}{2}$$

f_3 = 0,7272 ft.lbf/lbm

4. Friksi karena kontraksi dari heat exchanger ke pipa

$$f_4 = \frac{K_c \times v_1^2}{2\alpha \times gc}$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Maka nilai f_4 yaitu :

$$f_4 = \frac{0{,}4076 \times (0{,}676 \text{ ft/s})^2}{2 \times 32{,}174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2}$$

f_4 = 0,0029 ft.lbf/lbm

5. Friksi karena ekspansi dari pipa ke heat exchanger

$$f_5 = \frac{(v_2 - v_1)^2}{2\alpha \times gc}$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Maka nilai f_5 yaitu :

$$f_5 = \frac{(2{,}925 \text{ ft/s} - 0{,}676 \text{ ft/s})^2}{2 \times 32{,}174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2}$$

$$f_5 = 0{,}0786 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Total Friksi :

$$\Sigma f = f_1 + f_2 + f_3 + f_4 + f_5$$

$$\Sigma f = 1{,}2342 \text{ ft.lbf/lbm} + 3{,}2081 \text{ ft.lbf/lbm} + 0{,}7272 \text{ ft.lbf/lbm} + 0{,}0029 \text{ ft.lbf/lbm} + 0{,}0786 \text{ ft.lbf/lbm}$$

$$\Sigma f = 5{,}2510 \text{ ft.lbf/lbm}$$

H. Persamaan Bernoulli

$$-Wf = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Sigma f$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.7-10)

Menghitung perbedaan tekanan :

$$P_1 = P_{Hidrostatis} + 1{,}0 \text{ atm} = 2.116{,}594 \text{ lbf/ft}^2$$

$$P_2 = P_{Hidrostatis} + 1 \text{ atm}$$

$$P_2 = 1{,}014 \text{ atm} = 2.145{,}987 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = |P_2 - P_1|$$

$$\Delta P = 2.145{,}987 \text{ lbf/ft}^2 - 2.116{,}594 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\Delta P = 29{,}393 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{29{,}393 \text{ lbf/ft}^2}{63{,}86 \text{ lbm/cuft}} = 0{,}4603 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung perbedaan ketinggian :

Z_1 = 18,0 ft (Ketinggian Tangki Produk PEA)

Z_2 = 0 ft

$$\Delta Z = |Z_2 - Z_1|$$

$$\Delta Z = 0 \text{ ft} - 18 \text{ ft}$$

$$\Delta Z = 18 \text{ ft}$$

$$\Delta Z \frac{g}{gc} = 18 \text{ ft} \times \frac{32{,}174 \text{ ft/s}^2}{32{,}174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2} = 18 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung perbedaan kecepatan linear :

v_1 = Kecepatan linear dalam pipa (ft/s)

v_2 = Kecepatan linear dalam HE (ft/s)

$\Delta v = |v_2 - v_1|$

Δv = 2,925 ft/s - 0,676 ft/s

Δv = 2,249 ft/s

Δv^2 = 5,06 ft²/s²

$$\frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc} = \frac{5 \text{ ft}^2/\text{s}^2}{2 \times 1 \times 32{,}174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2} = 0{,}08 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung energi yang dibutuhkan menggunakan persamaan bernoulli :

-Wf = 0,4603 ft.lbf/lbm + 18,0000 ft.lbf/lbm + 0,0786 ft.lbf/lbm + 5,2510 ft.lbf/lbm

-Wf = 23,7899 ft.lbf/lbm

I. Power Pompa

Diketahui :

1. sg_{bahan} = 1,0229
2. Rate Volumetrik ($\dot{v}$) = 52,54 cuft/Jam = 6,5506 gpm

Menghitung power pompa :

$$hp = \frac{-Wf \times \dot{v} \times sg}{3960}$$

(Perry 7th edt : eq 10-15 Page 10-23)

$$hp = \frac{23{,}7899 \text{ ft.lbf/lbm} \times 6{,}5506 \text{ gpm} \times 1{,}0229}{3960}$$

hp = 0,0403 Hp

Efisiensi pompa = 45%

(Timmerhaus 4th edt : Figure 14-37 Page 520)

$$Bhp = \frac{hp}{\eta \text{ pompa}}$$

$$Bhp = \frac{0{,}0403 \text{ Hp}}{45\%}$$

Bhp = 0,0895 Hp

Menghitung power motor :

Efisiensi motor = 80%

(Timmerhaus 4th edt : Figure 14-38 Page 521)

$$\text{Power motor} = \frac{\text{Bhp}}{\eta \text{ motor}}$$

$$\text{Power motor} = \frac{0{,}0895 \text{ Hp}}{80\%}$$

Power motor = 0,1118 Hp

Digunakan power = 1,0 Hp

Spesifikasi Pompa 10 (L-321)

Fungsi	Mengalirkan bottom D-320 menuju tangki produk akhir
Tipe Pompa	Centrifugal Pump
Bahan Konstruksi	Commercial Steel
Jumlah	2 buah
Kapasitas	1.521,92 Kg/Jam
Rate Volumetrik	52,54 cuft/Jam
Spesifikasi Pipa	Ukuran Pipa = 1 in, sch 80 Panjang Pipa = 212,9 ft
Total Dynamic Head	23,7899 ft.lbf/lbm
Efisiensi Motor	80%
Power Motor	1,0 Hp

29. Reboiler 2 (E-322)

Fungsi : Menguapkan kembali produk bawah menara distilasi 2
Tipe Reboiler : Kettle Reboiler
Jumlah Reboiler : 1 buah
Dasar Pemilihan : Jenis reboiler yang umum digunakan

Ketentuan :

1. Tekanan Operasi = 1 atm
2. Suhu Feed Awal = 199,69 °C
3. Suhu Feed Akhir = 217,89 °C
4. Jenis Pemanas = Saturated Steam dengan suhu 239 °C

A. Neraca Panas

Dari neraca massa dan neraca panas diperoleh :

Massa bahan masuk = 1.521,92 Kg/Jam
= 3.355,25 lb/Jam

Panas yang dibutuhkan = 1.131.711,98 kJ/Jam
= 1.072.712,8 Btu/Jam
Massa steam = 639,60 Kg/Jam
= 1.410,08 lb/Jam

B. Log Mean Temperatur Diference

Temperatur bahan masuk :

t_1 = 199,7 °C = 391,4 °F
t_2 = 217,9 °C = 424,2 °F

Temperatur steam :

T_1 = 239 °C = 462,2 °F
T_2 = 239 °C = 462,2 °F

$\Delta t_1 = T_2 - t_1$
$\Delta t_1 = 462,2 - 391,4$
$\Delta t_1 = 70,76$ °F

$\Delta t_2 = T_1 - t_2$
$\Delta t_2 = 462,2 - 424,2$
$\Delta t_2 = 38$ °F

Menghitung LMTD :

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$LMTD = \frac{38 - 70,76}{\ln \frac{38,00453}{70,76312}}$$

LMTD = 52,7 °F

$$T_c = \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = 1,8620$$

Dari Kern Figure 17 diperoleh :

K_c = 1
F_c = 0,23

(Kern : Figure 17)

T_c = 462,2 + 0,23 × (462,2 - 462,2) = 462,2 °F

C. Spesifikasi Tube dan Shell

Tube side :

1. OD = 1 in
2. Pitch = 1 1/4 in square pitch
3. Number of Tube = 56
4. Panjang Tube (L) = 12,00 in

5. Number of Passes (n) = 2 Passes

(Kern : Table 9)

6. ID = 0,834 in = 0,070 ft
7. a" = 0,2618 per lin ft, ft^2
8. BWG = 14
9. Flow Area = 0,546 in^2

(Kern : Table 10)

Shell side :
1. ID = 13 1/4 in

(Kern : Table 9)

Fluida Panas : Tube Side, Steam	Fluida Dingin : Shell Side, Bottom D-320
(4) Flow Area a'_t = 0,546 in^2 $a_t = \frac{N_t \times a'_t}{144 \times n}$ a_t = 0,106 ft^2 (5) Kecepatan Massa (G_t) $G_t = W / a_t$ $G_t = \frac{1410,080}{0,1062}$ G_t = 13.281,75 lb/jam.ft^2 (6) Pada T_c = 462,2 °F μ_{Steam} = 0,0179 cP μ_{Steam} = 0,043 lb/ft.Jam $Re_t = \frac{ID \times G_t}{\mu}$ Re_t = 21360,77 (7) J_H = 130 (Kern : Figure 24) (8) Pada T_c = 462,2 °F Cp = 0,4619 Btu/lb.°F k = 0,3889 Btu/Jam.ft^2.°F $\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3}$ = 0,3716	

(9) $h_i = j_H \times (k/D) \times (Cp \times \mu / k)^{1/3}$	9. Asumsi Trial h_o
h_i = 270,32 Btu/Jam.ft².°F	h_o = 300,00 Btu/Jam.ft².°F
(10) $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$	10. $t_w = t_c + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c)$
$h_{io} = 270,32 \times \frac{0,83}{1,00}$	t_w = 431,15 °F
h_{io} = 225,4443 Btu/Jam.ft².°F	Δt_w = 431,15 - 407,82
	Δt_w = 23,33 °F
	Dari Kern Figure 15.11, diperoleh h_o > 300, maka digunakan ho = 300

11. Clean Overall Coefficient (U_C)

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_C = \frac{225,44 \times 300}{225,44 + 300}$$

U_C = 128,716 Btu/Jam.ft².°F

12. Design Overall Coefficient (U_D)

a" = 0,2618 per lin ft, ft²

Total luas permukaan (A) = 56 × 12 × 0,2618

A = 175,930 ft²

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t\ LMTD}$$

$$U_D = \frac{1.072.712,8 \text{ Btu/Jam}}{175,930 \text{ ft}^2 \times 52,70 \text{ °F}}$$

U_D = 115,705 Btu/Jam.ft².°F

Cek flux maksimum :

$$\frac{Q}{A} = \frac{1.072.712,8 \text{ Btu/Jam}}{175,930 \text{ ft}^2} = 6.097,4 \text{ Btu/Jam.ft}^2$$

(Memuaskan karena <12.000)

(Kern : Page 475)

13. Dirt Factor R_d

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$R_d = \frac{128{,}72 - 115{,}71}{128{,}72 \times 115{,}71}$$

R_d = 0,0009

D. Pressure Drop

Perhitungan Pressure Drop	
Fluida Panas : Tube Side, Steam	Fluida Dingin : Shell Side, Bottom D-320
(1) Untuk Re_t = 21360,77 f = 0,00021 ft²/in² (Kern : Figure 26) sg = 1,000 (2) $\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5{,}22{,}E{+}10 \times D \times sg}$ ΔP_t = 0,0002 psi (3) Untuk : G_t = 13.281,75 lb/jam.ft² $V^2/2g^1$ = 0,0002 (Kern : Figure 27) $\Delta P_r = \frac{4 \times n}{sg} \times \frac{V^2}{2g^1}$ (Kern : eq 7.46) ΔP_r = 0,0016 psi (4) $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$ (Kern : eq 7.47) ΔP_T = 0,0002 + 0,0016 ΔP_T = 0,0018 psi	Neglible

Spesifikasi Reboiler 2 (E-322)

Fungsi	Menguapkan kembali produk bawah menara distilasi 2
Tipe Reboiler	Kettle Reboiler
Jumlah Reboiler	1 buah
Reboiler Area	175,9 ft²
Kondisi Operasi	P = 1 atm $T_{Umpan\ Masuk}$ = 199,7 °C $T_{Umpan\ Keluar}$ = 217,9 °C $T_{Steam\ Masuk}$ = 239 °C $T_{Steam\ Keluar}$ = 239 °C

Spesifikasi Shell	ID = 13 1/4 in = 1,104 ft Pressure Drop = Diabaikan
Spesifikasi Tube	Ukuran = 1 in. OD tubes on 1,25 in. square pitch Number of Passes = 2 Passes Panjang Tube = 12,00 in ID = 0,834 in = 0,070 ft BWG = 14 Pressure Drop = 0,00185 psi
Faktor Pengotor	R_d Perhitungan = 0,0009

30. Cooler 2 (E-323)

Fungsi : Mendinginkan produk akhir (PEA) sebelum masuk tangki
Tipe HE : Double-Pipe Heat Exchanger
Jumlah HE : 1 buah
Dasar Pemilihan : Umum digunakan pada range perpindahan panas A < 200 ft²

Ketentuan :

1. Tekanan Operasi = 1 atm
2. Suhu Feed Awal = 199,69 °C
3. Suhu Feed Akhir = 30,00 °C
4. Jenis Pendingin = Cooling Water dengan suhu °C

A. Neraca Panas

Dari neraca massa dan neraca panas diperoleh :

Massa bahan masuk = 1.521,92 Kg/Jam
= 3.355,25 lb/Jam
Panas yang dilepaskan = 625.790,8924 kJ/Jam
= 593.166,7226 Btu/Jam
Massa Cooling Water = 414,14 Kg/Jam
= 913,02 lb/Jam

B. Log Mean Temperatur Diference

Temperatur cooling water :

t_1 = 25 °C = 77 °F
t_2 = 45 °C = 113 °F

Temperatur bahan masuk :

T_1 = 199,69 °C = 391,4 °F
T_2 = 30,00 °C = 86 °F

$\Delta t_1 = T_2 - t_1$	$\Delta t_2 = T_1 - t_2$
$\Delta t_1 = 86 - 77$	$\Delta t_2 = 391{,}4 - 113$
$\Delta t_1 = 9$ °F	$\Delta t_2 = 278{,}4$ °F

Dari Kern Figure 18, dipilih F_T :

$F_T = 0{,}8 \rightarrow R = 4{,}714 \; ; \; S = 0{,}114$

(Kern : Figure 18)

Menghitung LMTD :

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$LMTD = \frac{278{,}4 - 9}{\ln \frac{278{,}4369}{9}}$$

$LMTD = 78{,}51$ °F

Menghitung perbedaan suhu aktual :

$\Delta t = F_T \times LMTD$

$\Delta t = 0{,}8 \times 78{,}51$ °F

$\Delta t = 62{,}81$ °F

C. T_c dan t_c Rata-Rata

Menghitung temperatur rata-rata :

$T_c = T_{Average\ Bahan}$	$t_c = T_{Average\ Cooler}$
$T_c = \frac{391{,}4 + 86{,}0}{2}$	$t_c = \frac{77{,}0 + 113{,}0}{2}$
$T_c = 238{,}7$ °F	$t_c = 95{,}0$ °F

Untuk Double-Pipe Heat Exchanger, berdasarkan Kern Table 6.1 dipilih :

1. Outer pipe = 4 IPS
2. Inner pipe = 3 IPS
3. Ketentuan UD = 75-150 Btu/hr.ft².°F

(Kern : Table 8)

Berdasarkan Kern Table 11, dipilih :

Untuk outer pipe :

1. Nominal pipe size (IPS) = 4 IPS
2. Schedule = 40
3. OD = 4,500 in
4. ID = 4,026 in

(Kern : Table 11)

Untuk inner pipe :

1. Nominal pipe size (IPS) = 3 IPS
2. Schedule = 40
3. OD = 3,500 in
4. ID = 3,068 in

(Kern : Table 11)

Fluida Panas : Annulus, Recycle D-310	Fluida Dingin : Inner Pipe, Cooling Water
(4) Flow Area	4. Flow Area
$D_2 = \frac{4{,}026}{12} = 0{,}336$ ft	$D = \frac{3{,}068}{12} = 0{,}256$ ft
$D_1 = \frac{3{,}500}{12} = 0{,}292$ ft	$a_p = \frac{\pi \times D^2}{4} = 0{,}051$ ft
$a_a = \frac{\pi (D_2^2 - D_1^2)}{4} = 0{,}022$ ft²	
Equiv Diam, $D_c = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$	
$D_c = 0{,}094$ ft	
(5) Kecepatan Massa (Ga)	5. Kecepatan Massa (Gp)
$G_a = W / a_a$	$G_p = W / a_p$
$G_a = \frac{3355{,}248}{0{,}0216}$	$G_p = \frac{913{,}02}{0{,}0513}$
G_a = 155.398,67 lb/jam.ft²	G_p = 17.784,55 lb/jam.ft²
(6) Pada T_c = 238,7 °F	6. Pada t_c = 95,0 °F
μ_{bahan} = 1,296 lb/ft.Jam	μ_{Cooler} = 0,7333 cP
	μ_{Cooler} = 1,774 lb/ft.Jam
$Re_a = \frac{D_c \times G_a}{\mu}$	$Re_p = \frac{D \times G_p}{\mu}$
Re_a = 11303,41	Re_p = 2563,23
(7) J_H = 110	7. j_H = 10
(Kern : Figure 24)	(Kern : Figure 24)
(8) Pada T_c = 238,7 °F	8. Pada t_c = 95,0 °F
Cp = 0,4952 Btu/lb.°F	Cp = 0,9990 Btu/lb.°F
k = 0,0827 Btu/Jam.ft².°F	k = 1,7351 Btu/Jam.ft².°F
$(Cp \times \mu / k)^{1/3}$ = 1,9798	$(Cp \times \mu / k)^{1/3}$ = 1,0070

(9) $h_o = j_H \times (k/D) \times (Cp \times \mu / k)^{1/3} \times (\mu / \mu w)^{0,14}$ h_o = 191,07 Btu/Jam.ft².°F	9. $h_i = j_H \times (k/D) \times (Cp \times \mu / k)^{1/3} \times (\mu / \mu w)^{0,14}$ h_i = 68,35 Btu/Jam.ft².°F 10. $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$ $h_{io} = 68,35 \times \frac{3,07}{3,50}$ h_{io} = 59,90964 Btu/Jam.ft².°F

11. Clean Overall Coefficient (U_C)

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_C = \frac{59,91 \times 191}{59,91 + 191}$$

U_C = 45,609 Btu/Jam.ft².°F

12. Design Overall Coefficient (U_D)

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_D$$

(Kern : eq 6.10)

Diketahui :

Rd = 0,003

(Kern : Table 12)

Maka :

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{45,609} + 0,003$$

U_D = 40,120 Btu/Jam.ft².°F

13. Required Surface (A)

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t\ LMTD}$$

$$A = \frac{593166,723}{40,120 \times 78,508}$$

A = 188,324 ft²

14. Panjang Pipa

Dari Kern Table 11 untuk 3 in IPS, diketahui :

Surface/Linear ft = 1,178 ft

Required Length $= \dfrac{188{,}324 \text{ ft}^2}{1{,}178 \text{ ft}} = 159{,}9 \text{ ft} \approx 160{,}0 \text{ ft}$

Panjang yang dibutuhkan dapat dipenuhi dengan menggunakan 5 buah hairpins ukuran (2 × 16 ft), sehingga panjang tube yaitu :

L = 5 × 2 × 16 ft = 160 ft

15. U_D Aktual

A = 160 ft × 1,178 ft = 188,5 ft²

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t \text{ LMTD}}$$

$$U_D = \frac{593166{,}7226}{188{,}5 \times 78{,}508}$$

U_D = 40,09 Btu/Jam.ft².°F → Perhitungan U_D telah memenuhi ketentuan

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$R_d = \frac{45{,}61 - 40{,}09}{45{,}61 \times 40{,}09}$$

R_d = 0,0030

R_d Perhitungan ≈ R_d Data (Kern : Table 12)

0,0030 ≈ 0,0030

Maka dari segi faktor kekotoran masih memenuhi syarat

D. Pressure Drop

Perhitungan Pressure Drop	
Fluida Panas : Annulus, Recycle D-310	Fluida Dingin : Inner Pipe, Cooling Wate
(1) Specific Vol	1. Untuk Re_p = 2563,23
D'_a = 0,0438 ft	$f = 0{,}0035 + \dfrac{0{,}264}{Re_p^{\ 0{,}42}}$
$Re'_a = \dfrac{D'_a \times G_a}{\mu_{Bahan}}$	f = 0,01327
Re'_a = 5256,70	s = 1,018
$f = D'_a + \dfrac{0{,}264}{Re'^{\ 0{,}42}_a}$	ρ = 63,57 lb/cuft × 1,02
	ρ = 64,73 lb/cuft
$f = 0{,}0438 + \dfrac{0{,}264}{36{,}53}$	

$f = 0{,}051$

$s = 1$

(Kern : Table 6)

$\rho = 62{,}43$ lb/cuft

(2) $\Delta f_p = \dfrac{4f \times G_a^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D'_a}$

$\Delta f_p = 0{,}5525$ ft

(3) $V = \dfrac{G_a}{3600 \times \rho}$

$V = 0{,}6914$ fps

$F_1 = 5 \times \left(\dfrac{V^2}{2g}\right)$

$F_1 = 0{,}0371$ ft

$\Delta P_a = \dfrac{(\Delta f_p + F_1) \times \rho}{144}$

$\Delta P_a = \dfrac{0{,}590 \times 62{,}43}{144}$

$\Delta P_a = 0{,}25565$ psi

(memenuhi untuk bahan)

$\Delta P_a < 10$ psi

2. $\Delta f_p = \dfrac{4f \times G_p^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D}$

$\Delta f_p = 0{,}003$ ft

$\Delta P_a = \dfrac{\Delta f_p \times \rho}{144}$

$\Delta P_a = \dfrac{0{,}00 \times 64{,}73}{144}$

$\Delta P_a = 0{,}0013$ psi

(memenuhi untuk cooler)

$\Delta P_a < 10$ psi

Spesifikasi Cooler 2 (E-323)

Fungsi	Mendinginkan produk akhir (PEA) sebelum masuk tangki
Tipe HE	Double-Pipe Heat Exchanger
Jumlah HE	1 buah
Jumlah Hairpin	5 buah dengan ukuran (2 × 16 ft)
Panjang Pipa	160 ft
HE Area	188,5 ft^2
Kondisi Operasi	P = 1 atm $T_{Umpan\ Masul}$ = 199,7 °C $T_{Umpan\ Kelua}$ = 30 °C $T_{Steam\ Masuk}$ = 199,7 °C $T_{Steam\ Keluar}$ = 30 °C
Spesifikasi Anulus	IPS, Sch = 4-in, sch 40 OD = 4,500 in

	ID = 4,026 in Pressure Drop = 0,25565 psi
Spesifikasi Pipa	IPS, Sch = 3-in, sch 40 OD = 3,500 in ID = 3,068 in Pressure Drop = 0,00135 psi
Faktor Pengotor	R_d Literatur = 0,0030 R_d Perhitungan = 0,0030

31. Kondensor 2 (E-324)

Fungsi : Mengkondensasikan produk atas menara distilasi 2
Tipe Kondensor : Horizontal Condensor
Jumlah Kondensor : 1 buah
Dasar Pemilihan : Jenis kondensor yang umum digunakan

Ketentuan :

1. Tekanan Operasi = 1 atm
2. Suhu Feed Awal = 121,24 °C
3. Suhu Feed Akhir = 117,81 °C
4. Jenis Pendingin = Cooling Water dengan suhu 30 °C

A. Neraca Panas

Dari neraca massa dan neraca panas diperoleh :

Massa bahan masuk = 545,98 Kg/Jam
= 1.203,67 lb/Jam
Panas yang dilepaskan = 797.340,51 kJ/Jam
= 755.773,0 Btu/Jam
Massa Cooling Water = 528,43 Kg/Jam
= 1.165,00 lb/Jam

B. Log Mean Temperatur Diference

Temperatur cooling water :

t_1 = 30 °C = 86 °F
t_2 = 50 °C = 122 °F

Temperatur bahan masuk :

T_1 = 121,24 °C = 250,2 °F
T_2 = 117,81 °C = 244,1 °F

Δt_1 = T_2 - t_1	Δt_2 = T_1 - t_2
Δt_1 = 244,1 - 86	Δt_2 = 250,2 - 122
Δt_1 = 158,1 °F	Δt_2 = 128,2 °F

$$T_c = \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2} = 1{,}2327$$

Dari Kern Figure 17 diperoleh :

K_c = 1

F_c = 0,48

(Kern : Figure 17)

T_c = 244,1 + 0,48 × (250,2 - 244,1) = 247 °F

C. Spesifikasi Tube dan Shell

Tube side :

1. OD = 1 in
2. Pitch (P_T) = 1 1/4 in square pitch
3. Number of Tube = 16
4. Panjang Tube (L) = 8,00 in
5. Number of Passes (n) = 2 Passes

(Kern : Table 9)

6. ID = 0,834 in = 0,070 ft
7. a" = 0,2618 per lin ft, ft²
8. BWG = 14
9. Flow Area = 0,546 in²

(Kern : Table 10)

Shell side :

1. ID = 8 in = 0,667 ft
2. Baffle Space (B) = 5,00 in
3. Pitch (P_S) = 1 1/4 in

(Kern : Table 9)

Fluida Panas : Shell Side, Distilat D-310	Fluida Dingin : Tube Side, Water
4. Unsubmerged tubes	(4) Flow Area
N_t = 16 × (1 - 0,22)	a'_t = 0,546 in²
N_t = 13	
$G" = \frac{W}{L \times N_t^{2/3}}$	$a_t = \frac{N_t \times a'_t}{144 \times n}$
G" = 27,21 lb/jam.ft²	a_t = 0,030 ft²
	(5) Kecepatan Massa (G_t)
Asumsi h' = 200	G_t = W / a_t

$T_v = 247$ °F	$G_t = \dfrac{1164{,}995}{0{,}0303}$
$t_w = t_c + \dfrac{h_o}{h_{io} + h_o}(T_v - t_c)$	$G_t = 38.406{,}43$ lb/jam.ft²
$t_w = 150{,}4$ °F	$V = \dfrac{G_t}{3600 \times \rho}$
$t_f = 1/2\ (T_v + t_w)$	$V = 0{,}1709$ ft/s
$t_f = 198{,}7$ °F	(6) $h_i = 500$
$sg_f = 0{,}810441$	(Kern : Figure 25)
(Kern : Figure 6)	$h_{io} = h_i \times \dfrac{ID}{OD}$
$\mu_f = 0{,}3089$ cP	$h_{io} = 500{,}00 \times \dfrac{0{,}83}{1{,}00}$
$k_f = 0{,}1188$ Btu/Jam.ft².°F	$h_{io} = 417$ Btu/Jam.ft².°F
$h_o = 600$ Btu/Jam.ft².°F	
(Kern : Figure 12.9)	

11. Clean Overall Coefficient (U_c), Kondensasi

$$U_C = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$U_C = \frac{417{,}00 \times 600}{417{,}00 + 600}$$

$$U_C = 246{,}018 \text{ Btu/Jam.ft}^2.°F$$

12. Clean Surface

Kondensasi :

$$A_c = \frac{q_c}{U_C \times \Delta t} = \frac{755772{,}9969}{246{,}018 \times 158{,}1} = 19{,}44 \text{ ft}^2$$

Pendinginan :

$$A_s = 19{,}44 \text{ ft}^2 \times 0{,}22 = 4{,}28 \text{ ft}^2$$

Total Surface :

$$A_C = 19{,}44 \text{ ft}^2 + 4{,}28 \text{ ft}^2 = 23{,}71 \text{ ft}^2$$

13. Weighted Overall Clean Coefficient (U_C)

$$U_C = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{755772{,}9969}{23{,}711 \times 158{,}1} = 201{,}654 \text{ Btu/Jam.ft}^2.°F$$

14. Design Overall Coefficient (U_D)

a" = 0,2618 per lin ft, ft²

Total luas permukaan (A) = 16 × 8 × 0,2618

A = 33,510 ft²

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$U_D = \frac{755.773,0 \text{ Btu/Jam}}{33,510 \text{ ft}^2 \times 158,06 \text{ °F}}$$

U_D = 142,685 Btu/Jam.ft².°F

15. Dirt Factor R_d

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$R_d = \frac{201,65 - 142,69}{201,65 \times 142,69}$$

R_d = 0,00205

D. Pressure Drop

Perhitungan Pressure Drop	
Fluida Panas : Shell Side, Distilat D-310	Fluida Dingin : Tube Side, Water
1. a_s = ID × C' B/144 P_S	(1) Untuk Re_t = 1534,05
$a_s = \frac{8 \times 0,25 \times 5}{144 \times 1,25}$	f = 0,00070 ft²/in² (Kern : Figure 26)
a_s = 0,06 ft²	sg = 1,000
G_s = W / a_s	(2) $\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22,E+10 \times D_t \times sg}$
$G_s = \frac{1203,670}{0,0556}$	ΔP_t = 0,0046 psi
G_s = 21.666,06 lb/jam.ft²	(3) Untuk :
Pada T_1 = 250,2 °F	G_t = 38.406,43 lb/jam.ft²
μ = 0,562 lb/ft.Jam	V²/2g¹ = 0,2300 (Kern : Figure 27)
$Re_s = \frac{D_t \times G_s}{\mu}$	$\Delta P_r = \frac{4 \times n}{sg} \times \frac{V^2}{2g^1}$ (Kern : eq 7.46)
Re_s = 2678,89	ΔP_r = 1,8400 psi
f = 0,020 ft²/in²	

(Kern : Figure 29) 2. No. of crosses (N+1) N = 12 × L / B N = 20 sg = 0,7762 D_s = 0,667 ft 3. $\Delta P_s = \frac{1}{2} \times \frac{f\, G_s^2\, D_s\, (N+1)}{5{,}22{,}E{+}10 \times D_s.sg}$ ΔP_s = 0,0023 psi	(4) $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$ (Kern : eq 7.47) ΔP_T = 0,0046 + 1,8400 ΔP_T = 1,8446 psi

Spesifikasi Kondensor 2 (E-324)

Fungsi	Mengkondensasikan produk atas menara distilasi 2
Tipe Reboiler	Horizontal Condensor
Jumlah Reboiler	1 buah
Kondensor Area	33,5 ft²
Kondisi Operasi	P = 1 atm $T_{Umpan\ Masul}$ = 121,2357 °C $T_{Umpan\ Kelua}$ = 117,8131 °C $T_{Cooling\ In}$ = 30,0 °C $T_{Cooling\ Out}$ = 50,0 °C
Spesifikasi Shell	ID = 8 in = 0,667 ft Baffle Space = 5,00 in = 0,417 ft Pressure Drop = 0,00232 psi
Spesifikasi Tube	Ukuran = 1 in. OD tubes on 1,25 in. square pitch Number of Passes = 2 Passes Panjang Tube = 8,00 in ID = 0,834 in = 0,070 ft BWG = 14 Pressure Drop = 1,84455 psi
Faktor Pengotor	R_d Perhitungan = 0,0020

32. Tangki Akumulator 2 (F-325)

Fungsi	:	Menampung kondensat dari produk atas menara distilasi 2
Tipe Tangki	:	Silinder horizontal dengan tutup torispherical
Tipe Tutup	:	Torispherical
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah	:	1 buah
Dasar Pemilihan	:	Umum digunakan untuk menyimpan bahan dengan fase cair

Ketentuan :

1. Produk disimpan pada fase cair
2. Tekanan Operasi = 1 atm
3. Suhu Operasi = 199,6872 °C
4. Waktu Tinggal = 30 Menit

A. Densitas Campuran

Feed masuk ke kondensor 2

Komponen	Fraksi Berat	Massa (kg)	ρ (kg/L)
Metanol	0,689	376,78	0,792
Air	0,138	75,76	0,9982
Stirena Oksida	0,003	1,59	1,0540
NaOH	0,094	51,56	2,1300
Na_2CO_3	0,002	1,05	2,5330
PEA	0,074	40,29	1,0230
Total	1,00	547,03	

Perhitungan :

$$\rho \text{ Input} = \frac{1}{\frac{0,689}{0,79} + \frac{0,138}{0,998} + \frac{0,003}{1,054} + \frac{0,094}{2,130} + \frac{0,002}{2,533} + \frac{0,074}{1,023}}$$

$$\rho \text{ Input} = 0,89 \text{ kg/L} \times \frac{62,43 \text{ lb/cuft}}{1 \text{ kg/L}}$$

$$\rho \text{ Input} = 55,34 \text{ lb/cuft}$$

B. Rate Volumetrik

Perhitungan :

$$\dot{v} \text{ Input} = \frac{(376,7847 \text{ Kg/Jam} + 75,7583 \text{ Kg/Jam})}{55,34 \text{ lb/cuft}} \times \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}}$$

$$\dot{v} \text{ Input} = 18,03 \text{ cuft/Jam}$$

C. Volume dan Dimensi Tangki

Ketentuan :

1. Asumsi volume bahan dalam Tangki = 80%
2. Rasio L/D = 2 - 5

(Ulrich : Table 4-27)

3. Pemilihan Rasio L/D = 2,00
4. Waktu Tinggal = 60 Menit

5. Jumlah tangki = 1 buah

Perhitungan :

Volume Bahan = 18,03 cuft/Jam × 60 Menit

Volume Bahan = 18,030 cuft

$$\text{Volume Tangki} = \frac{18{,}03 \text{ cuft}}{80\% \times 1}$$

Volume Tangki = 22,54 cuft

Volume Tangki = 1/4 × π × D² × H

Substitusi nilai L = 2 D

Volume Tangki = 1/4 × 3,14 × D² × 2,00 D

22,54 cuft = 1,5708 × D³

D³ = 14,348 cuft

D = 2,5 ft = 30,00 in = 0,7620 m

L = 5,0 ft = 60,00 in = 1,5240 m

Sehingga :

Volume Design = 24,544 cuft

D. Tebal Minimum Shell

Ketentuan :

1. Faktor korosi (C) = 1/16 in - 1/8 in
2. Pemilihan (C) = 1/8 in

(Srie Muljani : Perencanaan Bejana Bertekanan)

3. Jenis pengelasan = Double Welded Butt-Joint
4. Faktor pengelasan (E) = 80%

(Brownell & Young 2nd edt : Table 13.2)

5. Bahan Konstruksi = Carbon Steel SA-283 Grade C
6. Stress allowable (*f*) = 12.650 psi

(Brownell & Young 2nd edt : Table 13.1)

Menghitung nilai *p* :

$$p = \frac{\rho \times (H - 1)}{144}$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 3.17)

Nilai ketinggian cairan dalam tangki sebesar 80 % dari diameter tangki. Maka :

D = 2,5 ft

H_{Cairan} = 80% × 2,5 ft

H_{Cairan} = 2,0 ft

Dari persamaan 3.17 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai *p* , yaitu :

$$p = 55{,}34 \text{ lb/cuft} \times \frac{(2{,}00 \text{ ft} - 1)}{144}$$

$$p = 0{,}3843 \text{ psi}$$

Menghitung *p* design :

$P_{Operasi}$ = 1 atm = 14,7 psia
$P_{Hidrostatis}$ = 0,3843 psi

P_{Design} = P_{Inside} - $P_{Outside}$ + $P_{Hidrostatis}$
P_{Design} = 14,7 psia - 14,7 psia + 0,3843 psia
P_{Design} = 0,3843 psia ⟶ Faktor keamanan 10% = 0,4227 psia

Menghitung tebal minimum shell :
Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk *cylindrical tank* :

$$t_{min} = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0{,}6 \times p} + C$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 13.1)

Dari persamaan 13.1 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai t_{min}, yaitu :

$$t_{min} = \frac{0{,}4227 \text{ psi} \times 15 \text{ in}}{12.650 \text{ psi} \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 0{,}4227 \text{ psi}} + 1/8 \text{ in}$$

$$t_{min} = 0{,}1256 \text{ in} = 2/16 \text{ in}$$

Dipilih tebal shell yaitu :
t_{shell} = 3/16 in

E. Tebal dan Panjang Tutup

Ketentuan :

1. Tipe Tutup = Torispherical
2. Tekanan operasi = 1 atm = 14,7 psia
3. P_{Design} = 0,42 psia
4. Bahan Konstruksi = Carbon Steel SA-283 Grade C

Asumsi tebal head :
Tebal shell minimum = 2/16 in
Asumsi tebal head (t_h) = 3/16 in

Menghitung outside diameter :

$$OD = ID + 2 \; t_h$$

$$OD = 30 \text{ in} + 2 \times 0{,}188 \text{ in}$$

OD = 30,38 in

OD = r_c = 30,38 in

Menghitung $P_{allowable}$:

$$\frac{rc}{100 \times t_h} = \frac{30{,}38 \text{ in}}{100 \times 0{,}19 \text{ in}} = 1{,}62$$

$$P_{allowable} = \frac{B \times t_h}{r_c}$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 8.33)

Dari Figure 8.8 Brownell & Young, diperoleh nilai B dengan plot nilai rc/100×t_h, yaitu :

B = 1200

(Brownell & Young 2nd edt : Figure 8.8)

Maka :

$$P_{allowable} = \frac{1200 \times 3/16 \text{ in}}{30{,}38 \text{ in}}$$

$P_{allowable}$ = 7,41 psia

$P_{allowable} \geq P_{Design}$

7,4 psia $\geq$ 0,4 psia

Karena $P_{allowable} > P_{design}$, sehingga asumsi ketebalan dapat digunakan

Berdasarkan Brownell & Young Table 5.6, dipilih ukuran standart yaitu :

t_h = 3/16 in

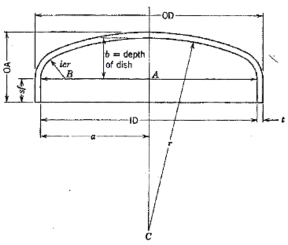
icr = 1 1/2 in

(Brownell & Young 2nd edt : Table 5.6)

sf = 9/16 in

(Brownell & Young 2nd edt : Table 5.8)

Menghitung panjang head :



(Brownell & Young 2nd edt : Figure 5.8)

$$a = \frac{ID}{2}$$

b = r_c - AC

$BC = r_c - icr$

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

$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

$L_{Head} = t_h + b + sf$

(Brownell & Young 2nd edt : Page 87)

Dari persamaan diatas dicari nilai b untuk dapat menentukan tinggi head :

$AB = \frac{30 \text{ in}}{2} - 1{,}500 \text{ in} = 13{,}50 \text{ in}$

$BC = 30{,}38 \text{ in} - 1{,}500 \text{ in} = 28{,}88 \text{ in}$

$AC = \sqrt{28{,}88 \text{ in}^2 - 13{,}50 \text{ in}^2} = 25{,}52 \text{ in}$

$b = 30{,}38 \text{ in} - 25{,}52 \text{ in} = 4{,}85 \text{ in}$

$L_{Head} = 0{,}19 \text{ in} + 4{,}85 \text{ in} + 0{,}56 \text{ in} = 5{,}60 \text{ in} = 0{,}47 \text{ ft}$

Digunakan dimensi, ketebalan shell yang sama untuk tutup atas dan bawah, sehingga :

$L_{Head} = L_{Bottom} = 0{,}47 \text{ ft}$

$t_h = t_b = 3/16 \text{ in}$

H. Tinggi Total dan Panjang Tangki

Karena menggunakan tipe tangki horizontal, maka tinggi total :

$H_{Tangki} = D_{Tangki} + 2 \; t_{shell}$

$H_{Tangki} = 2{,}531 \text{ ft}$

Panjang total tangki :

$L_{Total} = L_{Tangki} + L_{Head} + t_{bottom}$

$L_{Total} = 5{,}0 \text{ ft} + 0{,}47 \text{ ft} + 0{,}016 \text{ ft}$

$L_{Total} = 5{,}48 \text{ ft}$

Spesifikasi Tangki Akumulator 2 (F-325)

Fungsi	Menampung kondensat dari produk atas menara distilasi 2
Tipe Tangki	Silinder horizontal dengan tutup torispherical
Tipe Head	Torispherical
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah Tangki	1 buah
Kondisi Operasi	P = 1 atm T = 200 °C
Waktu Tinggal	30 Menit
Dimensi Tangki	Diameter Tangki = 3 ft (Tinggi Tangki) Panjang Tangki = 5 ft

	Volume Tangki = 24,5 cuft = 0,7 m³
Dimensi Tutup	Tebal Tutup = 0,47 ft Panjang Tutup = 3/16 in
Tinggi Total	2,53 ft
Panjang Total	5,48 ft

33. Pompa 11 (L-326)

Fungsi : Mengalirkan produk atas distilasi 2 menuju WWTP dan mengembalikan sebagian ke menara distilasi

Tipe Pompa : Centrifugal Pump

Bahan Konstruksi : Commercial Steel

Jumlah Pompa : 1 buah

Dasar Pemilihan : Sesuai untuk liquid dengan viskositas <10 cP

Diketahui :

1. ρ Arus 16 = 55,34 lb/cuft
2. $\rho_{\text{reference}}$ (air) = 62,43 lb/cuft
3. $\dot{v}$ Arus 16 = 18,03 cuft/Jam
   = 0,0050 cuft/s
4. $sg_{\text{reference}}$ (air) = 1
5. $\mu_{\text{reference}}$ (air) = 0,00085 lb/ft.s
6. $P_{\text{Hidrostatis}}$ = 0,026 atm
7. Konstanta Gravitasi Bumi (gc) = 32,174 lbm.ft/lbf .s²
8. Percepatan Gravitasi Bumi (g) = 32,174 ft/s²

A. Asumsi Aliran Turbulen

D_i optimum untuk aliran turbulen, Nre > 2100 digunakan persamaan :

$$D_{i\,Opt} = 3{,}9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

(Timmerhaus 4th edt : eq 15 Page 496)

Dari persamaan 15 Timmerhaus dapat dihitung untuk nilai $D_{i\,Opt}$, yaitu :

$$D_{i\,Opt} = 3{,}9 \times (0{,}0050 \text{ cuft/s})^{0,45} \times (55{,}34 \text{ lb/cuft})^{0,13}$$

$$D_{i\,Opt} = 0{,}61 \text{ in}$$

Digunakan pipa standart dengan ukuran sebagai berikut :

Ukuran Pipa = 0,50 in

Schedule = 40

OD = 0,840 in

ID = 0,546 in = 0,046 ft = 0,014 m

A = 0,0016 ft²

(McCabe 5th edt : Appx 5 Page 1086)

B. Kecepatan Aliran Linear

$$v = \frac{\text{Rate volumetrik } (\dot{v})}{A}$$

Maka dapat dihitung untuk kecepatan linearnya yaitu :

$$v = \frac{0{,}0050 \text{ cuft/s}}{0{,}0016 \text{ ft}^2}$$

$$v = 3{,}073 \text{ ft/s}$$

C. Specific Gravity Bahan

$$sg_{\text{bahan}} = \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho_{\text{reference}} \text{ (air)}} \times sg_{\text{reference}}$$

Maka dapat dihitung untuk specific gravitynya yaitu :

$$sg_{\text{bahan}} = \frac{55{,}34 \text{ lb/cuft}}{62{,}43 \text{ lb/cuft}} \times 1$$

$$sg_{\text{bahan}} = 0{,}8864$$

D. Viskositas Bahan

$$\mu_{\text{bahan}} = \frac{sg_{\text{bahan}}}{sg_{\text{reference}} \text{ (air)}} \times \mu_{\text{reference}} \text{ (air)}$$

Maka dapat dihitung untuk viskositasnya yaitu :

$$\mu_{\text{bahan}} = \frac{0{,}8864}{1} \times 0{,}00085 \text{ lb/ft.s}$$

$$\mu_{\text{bahan}} = 0{,}00075 \text{ lb/ft.s}$$

E. Bilangan Reynold

$$Nre = \frac{ID \times v \times \rho}{\mu}$$

Maka dapat dihitung untuk bilangan reynold yaitu :

$$Nre = \frac{0{,}046 \text{ ft} \times 3{,}07 \text{ ft/s} \times 55{,}34 \text{ lb/cuft}}{0{,}00075 \text{ lb/ft.s}}$$

$$Nre = 10267{,}93 \geq 2.100 \text{ (Asumsi turbulen benar)}$$

F. Pemilihan Jenis Bahan Pipa

Dipilih pipa dengan jenis : Commercial steel

Maka dapat diketahui :

$$f = 0{,}004$$

ε = 0,000046 m = 0,00015 ft

(Geankoplis 3rd edt : Figure 2.10-3)

$$\varepsilon/ID = \frac{0{,}000046 \text{ m}}{0{,}013868 \text{ m}} = 0{,}0033$$

α = 1 (Aliran Turbulen)

(Timmerhaus 4th edt : Page 485)

G. Menghitung Friksi

Panjang pipa lurus :

1. Tangki menuju elbow pertama = 2,0 ft
2. Tangki menuju WWTP = 30,0 ft
3. Tinggi plate umpan masuk = 26,6 ft

Maka total panjang pipa lurus yaitu :

$L_{Pipa\ Lurus}$ = 58,6 ft

Panjang ekuivalen suction (L) dihitung menggunakan rumus :

$$L = n \times \frac{L}{D} \times ID$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Sehingga dapat dihitung panjang ekuivalen dengan nilai L/D yang dapat dilihat pada Geankoplis Table 2.10-1, yaitu :

1. 3 Elbow 90°

L_{Elbow} = 2 × 35 × 0,05 ft

L_{Elbow} = 3,19 ft

2. 1 Gate Valve

L_{Valve} = 1 × 9 × 0,05 ft

L_{Valve} = 0,41 ft

Total Panjang Pipa

$L = L_{Pipa\ Lurus} + L_{Elbow} + L_{Valve}$

L = 59 ft + 3 ft + 0 ft

L = 62 ft

Friksi yang terjadi yaitu :

1. Friksi karena gesekan bahan dalam pipa

$$f_1 = \frac{2 \times \mu \times v_1^2 \times Le}{gc \times ID}$$

(Timmerhaus 4th edt : Table 1 Page 484)

Maka nilai f_1 yaitu :

$$f_1 = \frac{2 \times 0{,}00075 \text{ lb/ft.s} \times (3{,}073 \text{ ft/s})^2 \times 62 \text{ ft}}{32{,}174 \text{ lbm.ft/lbf.s}^2 \times 0{,}05 \text{ ft}}$$

f_1 = 0,6047 ft.lbf/lbm

2. Friksi karena Elbow 90°

$$f_2 = Kf \times \frac{v_1^2}{2}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.10-17)

Diketahui nilai Kf untuk Elbow 90° = 0,75

(Geankoplis 3rd edt : Table 2.10-1)

Maka nilai f_2 yaitu :

$$f_2 = \frac{0{,}75 \times (3{,}073 \text{ ft/s})^2}{2}$$

f_2 = 3,5402 ft.lbf/lbm

3. Friksi karena Gate Valve

$$f_3 = Kf \times \frac{v_1^2}{2}$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.10-17)

Diketahui nilai Kf untuk Gate Valve = 0,17

(Geankoplis 3rd edt : Table 2.10-1)

Maka nilai f_3 yaitu :

$$f_3 = \frac{0{,}17 \times (3{,}073 \text{ ft/s})^2}{2}$$

f_3 = 0,8024 ft.lbf/lbm

Total Friksi :

$\Sigma f = f_1 + f_2 + f_3$

Σf = 0,6047 ft.lbf/lbm + 3,5402 ft.lbf/lbm + 0,8024 ft.lbf/lbm

Σf = 4,9474 ft.lbf/lbm

H. Persamaan Bernoulli

$$-Wf = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc} + \Sigma f$$

(Geankoplis 3rd edt : eq 2.7-10)

Menghitung perbedaan tekanan :

$P_1 = P_{Hidrostatis}$ + 1,0 atm

P_1 = 1,026 atm = 2.171,556 lbf/ft²

P_2 = 1,0 atm = 2.116,220 lbf/ft²

$\Delta P = |P_2 - P_1|$

$\Delta P = 2.116,220 \text{ lbf/ft}^2 - 2.171,556 \text{ lbf/ft}^2$

$\Delta P = 55,336 \text{ lbf/ft}^2$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{55,336 \text{ lbf/ft}^2}{55,34 \text{ lbm/cuft}} = 1,0000 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung perbedaan ketinggian :

$Z_1 = 0 \text{ ft}$

$Z_2 = 10 \text{ ft}$

$\Delta Z = |Z_2 - Z_1|$

$\Delta Z = 10 \text{ ft} - 0 \text{ ft}$

$\Delta Z = 10 \text{ ft}$

$$\Delta Z \frac{g}{gc} = 10 \text{ ft} \times \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2} = 10 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung perbedaan kecepatan linear :

v_1 = Kecepatan sebelum melewati pompa

v_2 = Kecepatan setelah melewati pompa

$\Delta v = |v_2 - v_1|$

$\Delta v = 3,07 \text{ ft/s} - 0 \text{ ft/s}$

$\Delta v = 3,07 \text{ ft/s}$

$\Delta v^2 = 9,44 \text{ ft}^2/\text{s}^2$

$$\frac{\Delta v^2}{2 \times \alpha \times gc} = \frac{9 \text{ ft}^2/\text{s}^2}{2 \times 1 \times 32,174 \text{ lbm.ft/lbf .s}^2} = 0,15 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Menghitung energi yang dibutuhkan menggunakan persamaan bernoulli :

$-Wf = 1,0000 \text{ ft.lbf/lbm} + 10,0000 \text{ ft.lbf/lbm} + 0,1467 \text{ ft.lbf/lbm}$
$+ 4,9474 \text{ ft.lbf/lbm}$

$-Wf = 16,0941 \text{ ft.lbf/lbm}$

I. Power Pompa

Diketahui :

1. sg_{bahan} = 0,8864
2. Rate Volumetrik ($\dot{v}$) = 18,03 cuft/Jam = 2,2478 gpm

Menghitung power pompa :

$$hp = \frac{-Wf \times \dot{v} \times sg}{3960}$$

(Perry 7th edt : eq 10-15 Page 10-23)

$$hp = \frac{16{,}0941 \text{ ft.lbf/lbm} \times 2{,}2478 \text{ gpm} \times 0{,}8864}{3960}$$

hp = 0,0081 Hp

Efisiensi pompa = 45%

(Timmerhaus 4th edt : Figure 14-37 Page 520)

$$Bhp = \frac{hp}{\eta \text{ pompa}}$$

$$Bhp = \frac{0{,}0081 \text{ Hp}}{45\%}$$

Bhp = 0,0180 Hp

Menghitung power motor :

Efisiensi motor = 80%

(Timmerhaus 4th edt : Figure 14-38 Page 521)

$$\text{Power motor} = \frac{Bhp}{\eta \text{ motor}}$$

$$\text{Power motor} = \frac{0{,}0180 \text{ Hp}}{80\%}$$

Power motor = 0,0225 Hp

Digunakan power = 1,0 Hp

Spesifikasi Pompa 11 (L-326)

Fungsi	Mengalirkan produk atas distilasi 2 menuju WWTP dan mengembalikan sebagian ke menara distilasi
Tipe Pompa	Centrifugal Pump
Bahan Konstruksi	Commercial Steel
Jumlah	1 buah
Kapasitas	419,86 Kg/Jam
Rate Volumetrik	18,03 cuft/Jam
Spesifikasi Pipa	Ukuran Pipa = 0,5 in, sch 40 Panjang Pipa = 62,2 ft
Total Dynamic Head	16,0941 ft.lbf/lbm
Efisiensi Motor	80%

Power Motor	1,0 Hp

34. Tangki Produk Phenyl Ethyl Alcohol (F-410)

Fungsi	:	Menampung produk Phenyl Ethyl Alcohol
Tipe Tangki	:	Silinder tegak dengan tutup bawah datar
Tipe Head	:	Torispherical
Bahan Konstruksi	:	Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah	:	2 buah
Dasar Pemilihan	:	Umum digunakan untuk menyimpan bahan dengan fase cair

1. Produk disimpan pada fase cair
2. Tekanan Operasi = 1 atm
3. Suhu Operasi = 30 °C
4. Waktu Tinggal = 15 Hari

A. Densitas Campuran

Komponen	Fraksi Berat	Massa (kg)	ρ (kg/L)
Stirena Oksida	0,0002	0,3044	1,054
Air	0,0042	6,4608	0,998
PEA	0,9956	1515,1515	1,023
Total	1,00	1521,92	[redacted]

Perhitungan :

$$\rho \text{ Input} = \frac{1}{\frac{0,0002}{1,054} + \frac{0,004}{0,998} + \frac{0,996}{1,023}}$$

$$\rho \text{ Input} = 1,02 \text{ kg/L} \times \frac{62,43 \text{ lb/cuft}}{1 \text{ kg/L}}$$

$$\rho \text{ Input} = 63,86 \text{ lb/cuft}$$

B. Rate Volumetrik

Perhitungan :

$$\dot{v} \text{ Produk} = \frac{0,3044 \text{ Kg/Jam} + 6,4608 \text{ Kg/Jam} + 1.515,1515 \text{ Kg/Jam}}{63,86 \text{ lb/cuft}} \times \frac{2,2046 \text{ lb}}{1 \text{ kg}}$$

$$\dot{v} \text{ Produk} = 52,54 \text{ cuft/Jam}$$

C. Volume dan Dimensi Tangki

Ketentuan :

1. Asumsi volume bahan dalam Tangki = 80%
2. Rasio H/D = < 2

(Ulrich : Table 4-27)

3. Pemilihan Rasio H/D = 0,60
4. Waktu Tinggal = 15 Hari
5. Jumlah tangki = 2 buah

Perhitungan :

Volume Bahan = 52,54 cuft/Jam × 15 Hari × 24 Jam

Volume Bahan = 18.915,389 cuft

$$\text{Volume Tangki} = \frac{18.915,39 \text{ cuft}}{80\% \times 2}$$

Volume Tangki = 11.822,12 cuft

Volume Tangki = 1/4 × π × D² × H

Substitusi nilai H = 0,6 D

Volume Tangki = 1/4 × 3,14 × D² × 0,60 D

11.822,12 cuft = 0,4712 × D³

D³ = 25.087,314 cuft

D = 29,2742 ft = 351,29 in = 8,9228 m

H = 17,5645 ft = 210,77 in = 5,3537 m

Digunakan ukuran tangki standar sebagai berikut :

D = 30 ft = 360 in = 9,1440 m

H = 18 ft = 216 in = 5,4864 m

Volume Tangki = 12.723,450 cuft = 360,2880 m³

(Brownell & Young 2nd edt : Appx E Item 1)

D. Tebal Minimum Shell

Ketentuan :

1. Faktor korosi (C) = 1/16 in - 1/8 in
2. Pemilihan (C) = 1/8 in

(Srie Muljani : Perencanaan Bejana Bertekanan)

3. Jenis pengelasan = Double Welded Butt-Joint
4. Faktor pengelasan (E) = 80%

(Brownell & Young 2nd edt : Table 13.2)

5. Bahan Konstruksi = Carbon Steel SA-283 Grade C
6. Stress allowable (*f*) = 12.650 psi

(Brownell & Young 2nd edt : Table 13.1)

Menghitung nilai *p* :

$$p = \frac{\rho \times (H - 1)}{144}$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 3.17)

Nilai ketinggian cairan dalam tangki dapat dicari dengan rumus volume silinder, dimana diameter tangki yang digunakan = 30 ft, sehingga :

$$\text{Volume Cairan} = 1/4 \times \pi \times D^2 \times H_{Cairan}$$

$$9.457{,}694 \text{ cuft} = 1/4 \times 3{,}14 \times (30 \text{ ft})^2 \times H_{Cairan}$$

$$H_{Cairan} = 13{,}38 \text{ ft}$$

Dari persamaan 3.17 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai *p* , yaitu :

$$p = \frac{63{,}86 \text{ lb/cuft} \times (13{,}3799 \text{ ft} - 1)}{144}$$

$$p = 5{,}4899 \text{ psi}$$

Menghitung *p* design :

$$P_{Operasi} = 1 \text{ atm} = 14{,}7 \text{ psia}$$

$$P_{Hidrostatis} = 5{,}4899 \text{ psi}$$

$$P_{Design} = P_{Inside} - P_{Outside} + P_{Hidrostatis}$$

$$P_{Design} = 14{,}7 \text{ psia} - 14{,}7 \text{ psia} + 5{,}4899 \text{ psia}$$

$$P_{Design} = 5{,}4899 \text{ psia} \rightarrow \text{Faktor keamanan 10\%} = 6{,}0389 \text{ psia}$$

Menghitung tebal minimum shell :

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk *cylindrical tank* :

$$t_{min} = \frac{p \times r_i}{f \times E - 0{,}6 \times p} + C$$

(Brownell & Young 2nd edt : eq 13.1)

Dari persamaan 13.1 Brownell & Young dapat dihitung untuk nilai t_{min}, yaitu :

$$t_{min} = \frac{6{,}0389 \text{ psi} \times 180 \text{ in}}{12.650 \text{ psi} \times 0{,}8 - 0{,}6 \times 6{,}0389 \text{ psi}} + 1/8 \text{ in}$$

$$t_{min} = 0{,}2325 \text{ in} = 4/16 \text{ in}$$

E. Tebal Shell Bottom, Tangki dan Jumlah Course

Digunakan course dengan lebar = 72 in (6 ft) dengan tipe Butt-welded courses. Untuk ukuran tangki dengan :

D = 30 ft ; H = 18 ft

Course yang dibutuhkan sebanyak 3 buah dengan ketebalan :

Course 1 & 2 = 5/16 in

Course 3 = 1/4 in

Tebal shell memenuhi karena $t_{min} \leq t_{design}$

4/16 in ≤ 5/16 in
1/4 in

Karena tangki flat bottom, maka tebal shell bottom = tebal Course 1, sehingga :

t_{bottom} = 5/16 in

F. Panjang Plate Course

Tangki menggunakan 10 plate dengan weld allowance 5/32 in .

Sehingga panjang masing-masing plate yaitu :

$$L_{Plate} = \frac{\pi \times d - \text{weld length}}{12 \times n}$$

(Brownell & Young 2nd edt : Page 55)

Dari persamaan Brownell page 55, dapat dihitung nilai L_{Plate} yaitu :

1. Course 1 & 2

$$L_{Plate} = \frac{3,14 \times (360 \text{ in} + 5/16 \text{ in}) - 10 \times 5/32 \text{ in}}{12 \times 10}$$

L_{Plate} = 9,4199 ft

2. Course 3

$$L_{Plate} = \frac{3,14 \times (360 \text{ in} + 1/4 \text{ in}) - 10 \times 5/32 \text{ in}}{12 \times 10}$$

L_{Plate} = 9,4183 ft

G. Tebal dan Tinggi Head

Ketentuan :

1. Tipe Head = Torispherical
2. Tekanan operasi = 1 atm = 14,7 psia
3. P_{Design} = 6,04 psia
4. Bahan Konstruksi = Carbon Steel SA-283 Grade C

Asumsi tebal head :

Tebal shell minimum = 4/16 in

Asumsi tebal head (t_h) = 5/16 in

Menghitung outside diameter :

OD = ID + 2 t_h

OD = 360 in + 2 × 0,313 in

OD = 360,63 in

OD = r_c = 360,63 in

Menghitung $P_{allowable}$:

$$\frac{rc}{100 \times t_h} = \frac{360{,}63 \text{ in}}{100 \times 0{,}31 \text{ in}} = 11{,}54$$

$$P_{allowable} = \frac{B \times t_h}{r_c}$$

(Brownell & Young 2^{nd} edt : eq 8.33)

Dari Figure 8.8 Brownell & Young, diperoleh nilai B dengan plot nilai rc/100×t_h, yaitu :

B = 9000

(Brownell & Young 2^{nd} edt : Figure 8.8)

Maka :

$$P_{allowable} = \frac{9000 \times 5/16 \text{ in}}{360{,}63 \text{ in}}$$

$P_{allowable}$ = 7,80 psia

$P_{allowable} \geq P_{Design}$

7,8 psia $\geq$ 6,0 psia

Karena $P_{allowable} > P_{design}$, sehingga asumsi ketebalan dapat digunakan

Berdasarkan Brownell & Young Table 5.6, dipilih ukuran standart yaitu :

t_h = 5/16 in

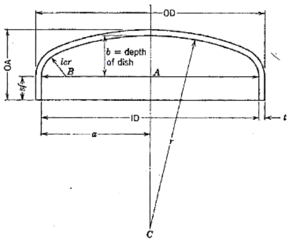
icr = 2 5/8 in

(Brownell & Young 2^{nd} edt : Table 5.6)

sf = 3 in

(Brownell & Young 2^{nd} edt : Table 5.8)

Menghitung tinggi head :



(Brownell & Young 2^{nd} edt : Figure 5.8)

$$a = \frac{ID}{2}$$

b = r_c - AC

$BC = r_c - icr$

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

$AC = \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$

$H_{Head} = t_h + b + sf$

(Brownell & Young 2nd edt : Page 87)

Dari persamaan diatas dicari nilai b untuk dapat menentukan tinggi head :

$AB = \frac{360 \text{ in}}{2} - 2{,}625 \text{ in} = 177{,}38 \text{ in}$

$BC = 360{,}63 \text{ in} - 2{,}625 \text{ in} = 358{,}00 \text{ in}$

$AC = \sqrt{358{,}00 \text{ in}^2 - 177{,}38 \text{ in}^2} = 310{,}97 \text{ in}$

$b = 360{,}63 \text{ in} - 310{,}97 \text{ in} = 49{,}66 \text{ in}$

$H_{Head} = 0{,}31 \text{ in} + 49{,}66 \text{ in} + 3{,}00 \text{ in} = 52{,}97 \text{ in} = 4{,}41 \text{ ft}$

H. Tinggi Total Tangki

$H_{Total} = H_{Tangki} + H_{Head} + t_{bottom}$

$H_{Total} = 18 \text{ ft} + 4{,}41 \text{ ft} + 0{,}026 \text{ ft} = 22{,}44 \text{ ft}$

Spesifikasi Tangki Produk Phenyl Ethyl Alcohol (F-410)

Fungsi	Menampung produk Phenyl Ethyl Alcohol
Tipe Tangki	Silinder tegak dengan tutup bawah datar
Tipe Head	Torispherical
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C
Jumlah Tangki	2 buah
Kondisi Operasi	P = 1 atm T = 30 °C
Waktu Tinggal	15 Hari
Dimensi Tangki	Diameter Tangki = 30 ft Tinggi Tangki = 18 ft Volume Tangki = 12.723,5 cuft = 360,3 m³
Course 1 & 2	Panjang Plate = 9,420 ft Lebar Plate = 6 ft Tebal Shell = 5/16 in
Course 3	Panjang Plate = 9,418 ft Lebar Plate = 6 ft Tebal Shell = 1/4 in
Dimensi Head	Tebal Head = 4,41 ft Tinggi Head = 5/16 in
Dimensi Bottom	Tebal Bottom = 5/16 in
Tinggi Total	22,44 ft

APPENDIX D
PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Kapasitas produksi	=	12.000	ton/tahun
	=	1515,1515	kg/jam
Dengan bahan baku			
Stirena oksida	=	1522,0833	kg/jam
Hidrogen	=	30,6142	kg/jam
Metanol	=	28919,58181	kg/jam
Katalis Pd/C	=	22,8312488	kg/jam
Natrium hidroksid	=	39,57416458	kg/jam
Menghasilkan produk			
Phenyl ethyl alkohol	=	1515,1515	kg/jam

Faktor - faktor yang perlu untuk ditinjau antara lain :
1. Laju pengembalian modal (*Rate of Return*)
2. Lama pengembalian modal (*Pay out Periode*)
3. Titik impas (*Break Event Point*)

Untuk meninjau faktor -faktor diatas, perlu adanya penaksiran terhadap beberapa faktor yaitu :
1. Penaksiran modal industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri atas :
   a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
   b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan biaya produksi total (*Production Cost*) yang terdiri atas :
   a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
   b. Biaya pengeluaran umum *(General Expences)*
   c. Total pendapatan

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 :

$$Cp = \frac{Ip}{Io} \times Co$$

Dimana : Cp = Harga alat pada tahun 2022
Co = Harga alat pada tahun data 2021

Ip = Cost Index pada tahun 2022
Io = Cost Index pada tahun data 2021

Perhitungan peralatan didasarkan pada cost equipment www.matche.com.
Sedangkan Cost Indeks didasarkan pada Peters and Timmerhauss ed.5
"Plant Design and Economic for Chemical Engineering"'

Tabel D.1. Indeks Harga Peralatan

Tahun	**Indeks**
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	603,9
2021	600,3

sumber: CEPCI tahun 2021 annual index

Dengan metode least square dan data-data pada tabel di atas dilakukan pendekatan atau penafsiran indeks harga peralatan pada awal tahun dimana data-data

keterangan :
Y = indeks harga peralatan pada tahun ke-n
X = tahun ke-n

X	Y	X^2	Y^2	XY
2012	584,6	4048144	341757	1176215
2013	567,3	4052169	321829	1141975
2014	576,1	4056196	331891	1160265
2015	556,8	4060225	310026	1121952
2016	541,7	4064256	293439	1092067
2017	567,5	4068289	322056	1144648
2018	603,1	4072324	363730	1217056
2019	607,5	4076361	369056	1226543
2020	603,9	4080400	364695	1219878
2021	600,3	4084441	360306	1213115
20165	5809	40662805	3378786	11713714

Jumlah data = n (10)

Pers 17-21, Peters & Timmerhauss

$$\sum(\bar{x}-x)^2 = \sum x^2 - \frac{\left(\sum x\right)^2}{n} = \quad 82{,}5$$

$$\sum(\bar{y}-y)^2 = \sum y^2 - \frac{\left(\sum y\right)^2}{n} = \quad 4622{,}71$$

Pers 17-20, Peters & Timmerhauss

$$\sum(\bar{x}-x)(\bar{y}-y) = \sum xy - \frac{\sum x \sum y}{n} = \quad 359{,}3975$$

Pers 17-19, Peters & Timmerhauss

$$b = \frac{\sum(\bar{x}-x)(\bar{y}-y)}{\sum(\bar{x}-x)^2} = \quad 4{,}3563$$

Rata-rata y = Sy / 10 = a = 580,8755

Rata-rata x = Sx /10 = c = 2016,5

y = a + b (x-c)
= 580,8755 + 4,3563 (x - 2016,5)
= 580,8755 + 4,3563 x - 8784,5462
= -8203,6707 + 4,3563 x

Dari persamaan di atas diperoleh indeks harga pada tahun 2022 sebesar
y = -8203,6707 + 4,3563 x (2022)
y = 604,8353 Rumus yang diperkirakan harga alat pada tahun 2022

Kurs Dollar pada tahun 2022
(US $) 1 = Rp 14.379,74 (1$ = Rp 14.379 BI April 2022)

Perhitungan Harga Alat

Harga alat-alat yang digunakan dihitung berdasarkan persamaan umum :

$$\text{Harga tahun 2022} = \frac{\text{Indeks harga tahun 2022}}{\text{indeks harga tahun A}} \times \text{Harga tahun A}$$

Contoh perhitungan harga peralatan :

Belt conveyor

Harga belt conveyor tahun 2014 US $ = $ 13.500 (www.matche.com)

Indeks harga tahun 2014 = 576,10

Indeks harga tahun 2022 = 604,84

$$\text{Harga alat tahun 2022} = \frac{604,84}{576,10} \times \$\ 13.500$$

= $ 14.173

= Rp 203.809.339

2. Harga Peralatan Proses

No	Nama alat	Harga US $ 2014	Harga US $ 2022	Jumlah	Harga Total US $	Harga Total (Rp)
F-110	Tangki Penyimpan Stirena Oksida	850000	892397,2	2	1784794	25.664.879.746
L-111	Pompa 1	18000	18897,8	2	37796	543.491.571
F-120	Tangki Penyimpan Metanol	550000	577433,5	3	1732300	24.910.030.341
L-121	Pompa 2	18000	18897,8	2	37796	543.491.571
F-130	Silo Penyimpan NaOH	527500	553811,2	1	553811	7.963.661.215
J-131	Screw Conveyor 1	145700	152967,4	1	152967	2.199.631.164
M-140	Tangki Pelarutan NaOH	689700	724101,6	1	724102	10.412.392.683
L-141	Pompa 3	18000	18897,8	1	18898	271.745.786
M-150	Tangki Pencampuran	658700	691555,3	1	691555	9.944.386.052
L-151	Pompa 4	18000	18897,8	2	37796	543.491.571
E-152	Heater 1	657000	689770,6	1	689771	9.918.721.172
R-210	Reaktor Bubble	8263700	8675885,7	1	8675886	124.756.980.443
L-211	Pompa 5	18000	18897,8	2	37796	543.491.571

F-220	Flash Drum	1206000	1266154,2	1	1266154	18.206.967.631
L-221	Pompa 6	18000	18897,8	1	18898	271.745.786
F-230	Tangki Penyimpan Sementara	63000	66142,4	2	132285	1.902.220.499
L-231	Pompa 7	18000	18897,8	1	18898	271.745.786
E-232	Heater 2	658900	691765,3	2	1383531	19.894.810.899
D-310	Menara Distilasi 1	796000	835703,7	1	835704	12.017.202.516
L-311	Pompa 8	18000	18897,8	1	18898	271.745.786
E-312	Reboiler 1	103100	108242,5	1	108243	1.556.499.472
E-313	Heater 3	190200	199687,0	1	199687	2.871.447.134
E-314	Kondensor 1	115700	121471,0	1	121471	1.746.721.522
F-315	Tangki Akumulator 1	630800	662263,7	1	662264	9.523.180.084
L-316	Pompa 9	18000	18897,8	1	18898	271.745.786
E-317	Cooler 1	559000	586882,4	1	586882	8.439.216.340
D-320	Menara Distilasi 2	796000	835703,7	1	835704	12.017.202.516
L-321	Pompa 10	18000	18897,8	2	37796	543.491.571
E-322	Reboiler 2	125700	131969,8	1	131970	1.897.691.402
E-323	Cooler 2	190000	199477,0	1	199477	2.868.427.736
E-324	Kondensor 2	17800	18687,8	1	18688	268.726.388
F-325	Tangki Akumulator 2	352800	370397,3	1	370397	5.326.217.397
L-326	Pompa 11	18000	18897,8	1	18898	271.745.786

F-410	Tangki Produk Phenyl Ethyl Alcohol	805900	846097,5	2	1692195	24.333.325.396
Total		19151200	20106444,1	45	23.852.203	2.983.999.709.167

3. Harga Peralatan Utilitas

No	Nama alat	Harga US $ 2014	Harga US $ 2022	Jumlah	Harga Total US $	Harga Total (Rp)
1	Tangki Penampung Air PDAM	25000	26247,0	1	26247	377.424.702
2	Sand Filter	30000	31496,4	2	62993	905.819.285
3	Pompa Sand Filter	10000	10498,8	1	10499	150.969.881
4	Bak Penampung Air Bersih	20000	20997,6	1	20998	301.939.762
5	Pompa ke Bak Sanitasi	10000	10498,8	1	10499	150.969.881
6	Pompa Bak Air Pendingin	10000	10498,8	1	10499	150.969.881
7	Pompa Bak Air Proses	10000	10498,8	1	10499	150.969.881
8	Bak Penampung Air Sanitasi	25000	26247,0	1	26247	377.424.702
9	Bak Air Pendingin	25000	26247,0	1	26247	377.424.702
10	Pompa Recycle Air Pendingin	10000	10498,8	1	10499	150.969.881
11	Tangki Kation Exchanger	22000	23097,3	2	46195	664.267.476
12	Pompa Tangki Kation Exchanger	10000	10498,8	1	10499	150.969.881
13	Tangki Anion Exchanger	22000	23097,3	2	46195	664.267.476
14	Pompa Tangki Anion Exchanger	10000	10498,8	1	10499	150.969.881
15	Bak Penampung Air Umpan Boiler	25000	26247,0	1	26247	377.424.702
16	Boiler	250000	262469,8	1	262470	3.774.247.021

17	Generator Set	230000	241472,2	1	241472	3.472.307.260
18	Tangki Bahan Bakar	50000	52494,0	1	52494	754.849.404
19	Pompa Cooling Tower	10000	10498,8	1	10499	150.969.881
20	Cooling Tower	250000	262469,8	1	262470	3.774.247.021
Total		1054000	1106572,5	23	1.184.264	25.544.103.841

Harga total pertalatan = harga peralatan proses + harga peralatan utilitas
= Rp2.983.999.709.167 + Rp25.544.103.841
= Rp3.009.543.813.008

4. Harga Tanah dan Bangunan

1. Tanah

Luas tanah = 30.730 m^2
Harga tanah per m^2 = Rp 3.000.000
(Rumah.com (Area Cilegon))
Harga tanah total = Rp 92.191.140.000

2. Bangunan pabrik

Luas bangunan pabrik = 18.314 m^2
Harga bangunan pabrik per m^2 = Rp 5.000.000
(Rumah.com (Area Cilegon))
Harga bangunan pabrik total = Rp 91.570.300.000

3. Luas Bangunan Gedung

Luas bangunan gedung = 1.725 m^2
Harga bangunan gedung per m^2 = Rp 5.000.000
(Rumah.com (Area Cilegon))
Harga bangunan gedung total = Rp 8.625.000.000
Total
Total Harga Bangunan Gedung = Rp 100.195.300.000
Total harga tanah dan bangunan = **Rp 192.386.440.000**

5. Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jml	Gaji Per Orang	Jumlah
1	Direktur Utama	1	25.000.000	25.000.000
2	Direktur Produksi & Teknik	1	20.000.000	20.000.000
3	Direktur Keuangan & Umum	1	15.000.000	15.000.000
4	Senior Advisor	1	15.000.000	15.000.000

5	Sekretaris Direktur	1	7.000.000	7.000.000
6	Kepala Bagian Produksi	1	10.000.000	10.000.000
7	Kepala Bagian Teknik	1	10.000.000	10.000.000
8	Kabag Pemasaran&Pengadaan	1	8.000.000	8.000.000
9	Kepala Bagian Finance	1	8.000.000	8.000.000
10	Kabag Umum & Personalia	1	8.000.000	8.000.000
11	Kasie Proses & Produksi	1	7.500.000	7.500.000
12	Kasie Lab Analisa & Riset	1	7.500.000	7.500.000
13	Kasie Utilitas	1	7.000.000	7.000.000
14	Kasie HSSE	1	7.000.000	7.000.000
15	Kasie Pemeliharaan	1	7.500.000	7.500.000
16	Kasie Project Engineering	1	7.500.000	7.500.000
17	Kasie Pemasaran	1	6.000.000	6.000.000
18	Kasie Pengadaan	1	6.000.000	6.000.000
19	Kasie Keuangan & Audit	1	6.000.000	6.000.000
20	Kasie Anggaran & Akuntansi	1	6.000.000	6.000.000
21	Kasie Humas	1	6.000.000	6.000.000
22	Kasie Personalia	1	6.000.000	6.000.000
23	Karyawan Proses(Kepala)	4	6.000.000	24.000.000
24	Karyawan Proses(Regu)	30	4.000.000	120.000.000
25	Karyawan Laboratorium	6	5.000.000	30.000.000
26	Karyawan Bagian Utilitas	9	4.300.000	38.700.000
27	Karyawan Bagian Personalia	3	4.300.000	12.900.000
28	Karyawan Bagian Pemasaran	5	4.300.000	21.500.000
29	Karyawan Bagian Administra	3	4.300.000	12.900.000
30	Karyawan Bagian Pembelian	3	4.300.000	12.900.000
31	Karyawan Pemeliharaan	5	4.300.000	21.500.000
32	Karyawan Bagian Gudang	7	4.300.000	30.100.000
33	Karyawan Bagian Kebersihan	6	4.000.000	24.000.000
34	Dokter	2	6.000.000	12.000.000
35	Perawat	5	4.500.000	22.500.000
36	Sopir	4	3.500.000	14.000.000
37	Satpam	11	3.500.000	38.500.000
Jumlah		125	[redacted]	641.500.000

Gaji Karyawan Per Bulan	=	Rp	641.500.000		
Gaji Karyawan Per Tahun	=	Rp	641.500.000	x	13
	=	**Rp**	**8.339.500.000**		

6. Biaya Utilitas

a. Air PDAM

Kebutuhan air tiap hai	=	62,43	m^3/jam		
Biaya air tiap hari	=	1498,36	x Rp	550	/m^3
	=	Rp	824.098	***(Pergub Jabar)***	
Biaya pengolahan per tahun	=	Rp	271.952.279,59		

b. Kebutuhan penunjang pengolahan air

Kebutuhan Dowex Kation	=	42246	kg/tahun		
Harga Dowex	=	Rp	8.000	per kg	***(Alibaba.com)***
Biaya Dowex per tahun	=	Rp	337.965.136		
Kebutuhan Dowex Anion	=	38021	kg/tahun		
Harga Dowex	=	Rp	8.000	per kg	***(Alibaba.com)***
Biaya Dowex per tahun	=	Rp	304.168.622		
Kebutuhan HCl 33%	=	10770,9	liter/tahun		
Harga HCl	=	Rp	7.000	per liter (sinarkimia.com)	
Biaya HCl per tahun	=	Rp	75.396.583		
Kebutuhan NaOH	=	10139	kg/tahun		
Harga NaOH	=	Rp	8.000	per kg	(PT Miwon)
Biaya NaOH per tahun	=	Rp	81.111.633		
Kebutuhan chlorine	=	1426	kg/tahun		
Harga chlorine	=	Rp	55.000	per kg	(sinarkimia.com)
Biaya chlorine per tahun	=	Rp	78.408.000		

c. Bahan Bakar *(diesel oil)*

Kebutuhan bahan bakar	=	3228	liter/jam					
	=	77480	liter/hari					
Harga bahan bakar per liter	=	Rp	10.600	(solarindustribanten.com)				
Biaya bahan bakar per tahun	=	77480	x	330	x	Rp	10.600	
	=	Rp	271.023.475.885					

d. Listrik

Kebutuhan listrik per jam	=	1213	Kwh				
	=	29112,0000	Kw/hari				
Harga per kWh	=	Rp	1.252	PLN per maret 2022			
Biaya listrik per tahun	=	29112,0000	x	330	x	Rp	1.252
	=	Rp	12.027.913.920				

Jadi total biaya utilitas = Rp 284.200.392.057

B. Penjualan Produk Utama dan Produk Samping

7. Harga Bahan Baku dan Produk

7.a Harga Bahan Baku

Stirena Oksida

Kebutuhan	=	1522,0833	kg/jam	
Biaya per kg	=	Rp 1.120.034	Per kg	***(Alibaba.com)***
Hari kerja Per tahun	=	330	Hari	
Biaya per tahun	=	Rp 13.501.897.155.397		

NaOH

Kebutuhan	=	39,5742	kg/jam	
Biaya per kg	=	Rp 21.000	per kg	***(Alibaba.com)***
Biaya per tahun	=	Rp 6.581.975.053		

Metanol

Kebutuhan	=	3470349,8172	kg/tahun	
Biaya per kg	=	Rp 6.000	Per kg	***(Alibaba.com)***
Biaya per tahun	=	Rp 20.822.098.903		

Pd/C

Kebutuhan	=	30	kg/jam	
Biaya per kg	=	Rp 1.423.991	per kg	***(Alibaba.com)***
Biaya per tahun	=	Rp 42.719.730		

Gas Hidrogen

Kebutuhan	=	30,6142	kg/jam	
Biaya per kg	=	Rp 5.000	per kg	***(Alibaba.com)***
Biaya per tahun	=	Rp 1.212.320.961		

Total harga bahan baku = Rp 13.530.556.270.044

7.b Harga Penjualan Produk

Phenyl ethyl alcohol

Produk yang dihasilkan	=	12.000.000	kg/tahun	
Harga Produk yang dihasilkan	=	Rp 2.021.002	Per kg	***(Alibaba.com)***
Harga produk / Tahun	=	Rp 24.252.024.000.000		

Total harga jual produk per tahun Rp 24.252.024.000.000

7.c Biaya Pengemasan Produk

Phenyl ethyl alcohol

Produk yang dihasilkan	=	12000000	kg/tahun
Densitas produk	=	1,020	kg/lt
Volume produk	=	11764706	Liter/tahun
Kapasitas Drum	=	350	Liter
Kebutuhan Drum	=	33613	unit/tahun
Harga 1 Unit	=	Rp	125.000,00
Biaya pengemasan per tahun	=	Rp	4.201.680.672
Total biaya pengemasan produk		**Rp**	**4.201.680.672**

Total harga jual produk	=	Rp	24.252.024.000.000	
Total biaya pengemasan produ	=	Rp	4.201.680.672	+
Total Biaya Penjualan		**Rp**	**24.256.225.680.672**	

8. Penentuan TCI

8.1 Modal Tetap (FCI)

A. Biaya Langsung (*Direct Cost*) *(Peter and Timmerhaus)*

1	Harga Pengadaan Peralatan (E)	=	Rp3.009.543.813.008		
2	Instrumentasi 26 % (E)	=	Rp	782.481.391.382	
3	Perpipaan Terpasang 31 % (E)	=	Rp	932.958.582.033	
4	Pelistrikan Terpasang 10% (E)	=	Rp	300.954.381.301	
5	Isolasi 8 % (E)	=	Rp	240.763.505.041	+
6	Harga FOB (C)	=	Rp5.266.701.672.764		
7	Ongkos angkutan laut 10 % dari C (F)	=	Rp	526.670.167.276	+
8	Harga C (cost) dan F (freight)	=	Rp5.793.371.840.041		
9	Biaya Asuransi 1 % dari (C dan F)	=	Rp	57.933.718.400	+
10	Harga CIF (Cost Insurance Freight)	=	Rp5.851.305.558.441		
11	Biaya Angkutan Ke Pabrik (15%CIF)	=	Rp	877.695.833.766	
12	Biaya Instalasi peralatan 39% E	=	Rp	1.173.722.087.073	
13	Bangunan	=	Rp	100.195.300.000	
14	Service Facilities 50% (E)	=	Rp	1.504.771.906.504	
15	Land	=	Rp	92.191.140.000	
16	**Direct Cost**	=	**Rp9.599.881.825.784**		

B. Biaya Tidak Langsung *(Indirect Cost)*

17	Teknik dan Pengawasan 32% (E)	=	Rp	963.054.020.163
18	Biaya Konstruksi 34% (E)	=	Rp	1.023.244.896.423
19	Legal Expenses 4% (E)	=	Rp	120.381.752.520
20	Ongkos Pemborong 5% (E)	=	Rp	150.477.190.650

21 Biaya tak terduga 10% (E)	=	Rp	300.954.381.301 +
22 ***Indirect Cost***		**Rp**	**2.558.112.241.057**

Fixed Capital Investment (FCI) = **Direct Cost + Indirect Cost**
= **Rp12.157.994.066.841**

8.2. Total Production Cost (TPC)

8.2.1. Biaya Produksi (Manufacturing Cost)

I. Direct Production Cost sama dengan variable cost

1. Gaji Karyawan 1 tahun	=	Rp	8.339.500.000
2. bahan baku 1 tahun	=	Rp	13.530.556.270.044
3. biaya utilitas 1 tahun	=	Rp	284.200.392.057
4. biaya packaging 1 tahun	=	Rp	4.201.680.672
5. biaya laboratorium 10% gaji karyawan	=	Rp	833.950.000
6. biaya supervisi 10% gaji karyawan	=	Rp	833.950.000
7. biaya pemeliharaan&perbaikan, 6% FCI	=	Rp	729.479.644.010
8. operating supplier 15% (7)	=	Rp	109.421.946.602 +
Direct Production Cost	=	Rp	14.667.867.333.386

Biaya Produksi Tetap (Fixed Charge)(FC)

Perhitungan depresiasi alat dan bangunan menggunakan Straight Line Method

1. Depresiasi alat

Harga alat = Rp 3.009.543.813.008
Harga alat akhir masa pakai (10% harga alat) = Rp 300.954.381.301
Biaya depresiasi alat selama 10 tahun

$$\text{Depresiasi alat} = \frac{\text{H.alat-H.alat akhir massa pakai}}{n}$$

$$= \frac{3.009.543.813.008 - 300.954.381.301}{10}$$

= Rp 270.858.943.171

2. Depresiasi bangunan

Harga bangunan = Rp100.195.300.000
Harga bangunan akhir masa pakai (20% H.bangunan) = Rp 20.039.060.000
Biaya depresiasi bangunan selama 10 th

$$\text{Depresiasi bangunan} = \frac{\text{H.bangunan-akhir massa pakai}}{n}$$

$$= \frac{100.195.300.000 - 20.039.060.000}{10}$$

= Rp 8.015.624.000

3. Total depresiasi = depresiasi alat + depresiasi bangunan

= Rp 278.874.567.171

II. Biaya Tetap (Fixed Cost) FC

1. Taxes (property) 1% FCI	=	Rp	121.579.940.668,41			
2. Asuransi (1 % FCI)	=	Rp	121.579.940.668,41			
3. Sewa	=		-			
4. Depresiasi alat dan bangunan	=	Rp	278.874.567.171			
Pinjaman biaya berasal dari bank BRI						
5. Bunga Bank (9.5% dari 0,4TCI)	=		0,0380 TCI			
Total Biaya Tetap	=	Rp	522.034.448.508	+	0,0380	TCI
	=	Rp	1.094.967.962.667,8800			

III. Biaya Plant Over Head

60% (tenaga kerja + pemeliharaan+supervisi) = Rp 443.191.856.406

Manufacturing cost

Manufacturing cost = Biaya Produksi Langsung + Biaya Tetap + Biaya Plant Overhead

= Rp 15.633.093.638.300 + 0,0380 TCI

= Rp 16.206.027.152.459,9000

8.2.2. Biaya Pengeluaran Umum (General Expenses)

1. Biaya administrasi 20 %

(Gaji karyawan+supervisi+pemeliharaan = Rp 147.730.618.802

2. Biaya Distribusi & Pemasaran (5 % TPC) = 0,05 TPC

General expenses = Rp147.730.618.802 + 0,05 TPC

= Rp 901.590.505.855

Total Production Cost (TPC) = Total biaya produksi + General expenses

Biaya produksi	=	Rp	15.633.093.638.300	+	0,0380	TCI		
General Expenses	=	Rp	147.730.618.802	+	0,05	TPC		
TPC	=	Rp	15.780.824.257.102	+	0,0380	TCI +	0,05	TPC
0,95 TPC	=	Rp	15.780.824.257.102	+	0,0380	TCI		
TPC	=	Rp	16.912.134.135.679	+	0,0400	TCI		

8.3 Modal Total (Total Capital Invesment , TCI)

Total capital invesment = Fixed capital investment + Working capital investment

WCI diasumsikan untuk 2 bulan dari total product cost

Menghitung WC (dimana WCI adalah penyimpanan bahan baku, penyimpanan produk dan Cadangan dalam 2 bulan)

TCI = FCI + WCI

TCI = Rp 12.157.994.066.841 + WCI

WCI = $\frac{\text{TPC}}{12}$ x 2 bulan

WCI = $\frac{\text{Rp16.912.134.135.679} + 0{,}0400 \ \text{TCI} \times 2}{12}$

WCI = Rp2.818.689.022.613 + 0,0067 x (Rp 12.157.994.066.841 +WCI)

WCI = Rp2.818.689.022.613 + 81053293779 + 0,0067 WCI

WCI = Rp2.919.203.674.220

Menghitung TCI

TCI = FCI + WCI

TCI = Rp 12.157.994.066.841 + Rp2.919.203.674.220

= Rp 15.077.197.741.061

Menghitung TPC

TPC = Rp16.912.134.135.679 + (0,0400 x TCI)

= Rp16.912.134.135.679 + Rp 603.087.909.642,4550

= Rp 17.107.617.658.315

Komposisi modal:

Fixed Capital Invesment	=	Rp	12.157.994.066.841
Modal sendiri (60% FCI)	=	Rp	7.294.796.440.105
Modal pinjaman (40% FCI)	=	Rp	4.863.197.626.736 +
Total modal	=	Rp	12.157.994.066.841

9. Analisa Ekonomi

Metode yang dipakai adalah **Discounted Cash Flow**

A. Asumsi yang diambil

1. Modal
   - Modal sendiri = 60%
   - Modal pinjaman bank = 40%
2. Bunga = 9,50% pertahun
3. Masa konstruksi = 2 tahun

   Massa konstruksi 2 tahun

   Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut :

   > Pada awal masa konstruksi (awal tahun ke-2) dilakukan pembayaran

sebesar 10% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan beberapa macam uang muka

> Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun ke-1) dibayarkan sisa modal pinjaman.

4. Laju inflasi = 6% pertahun selama 2 tahun
5. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun
6. Umur pabrik 10 tahun (depresiasi 10% pertahun)
7. Kapasitas produksi :
   - Tahun I = 60%
   - Tahun II = 80%
   - Tahun III dst = 100%
8. Pajak Badan Usaha

Penghasilan Kotor (Peredaran Bruto) (Rp)	Tarif Pajak
Kurang dari Rp. 4,8 Milyar	1% x penghasilan kotor (Peredaran Bruto)
Lebih dari Rp. 4,8 Milyar s/d Rp. 50 Milyar	(0.25 - (0.6 Milyar/penghasilan kotor))xPKP
Lebih dari Rp.50 Milyar	25% x PKP

Untuk kapasitas yang berbeda maka biaya operasi yang berubah sebanding dengan kapasitas, yaitu :

1. Biaya bahan baku
2. Biaya utilitas

Sedang biaya lainnya tetap dan tidak tergantung pada kapasitas produksi. Besarnya biaya kapasitas produksi yang lain dapat dilihat pada Tabel XI-1.

Capacity	Variabel Cost	Semi Variabel Cost	Fixed Cost	TPC
60%	8.800.720.400.031	368.882.232.290	1.094.967.962.668	10.264.570.594.989
80%	11.734.293.866.709	856.832.297.276	1.094.967.962.668	13.686.094.126.652
100%	14.667.867.333.386	1.344.782.362.261	1.094.967.962.668	17.107.617.658.315

*** Semi Variable Cost** = TPC - FC - VC

B. Investasi pabrik

Total investasi Pabrik (FCI) = Rp 12.157.994.066.841
Modal Sendiri 60% FCI = Rp 7.294.796.440.105
Modal Bank 40% FCI = Rp 4.863.197.626.736

Tabel 9.1. Modal sendiri pada tahun kontruksi

Modal Sendiri = Rp 7.294.796.440.105
Inflasi = 6%

Th.	% modal	Jumlah	Inflasi	Total
-1	60%	Rp 4.376.877.864.063	-	Rp 4.376.877.864.063
-2	40%	Rp 2.917.918.576.042	Rp 262.612.671.844	Rp 3.180.531.247.886
0		-	Rp 437.687.786.406	Rp 437.687.786.406
Total Modal Sendiri				Rp 7.995.096.898.355

Tabel 9.2. Modal pinjaman pada tahun kontruksi

Modal Pinjaman = Rp 4.863.197.626.736

Bunga = 9,50%

Th.	% modal	Jumlah	Bunga	Total
-1	60%	Rp 2.917.918.576.042	-	Rp 2.917.918.576.042
-2	40%	Rp 1.945.279.050.695	Rp 277.202.264.724	Rp 2.222.481.315.419
0		-	Rp 462.003.774.540	Rp 462.003.774.540
Total Modal Pinjaman				Rp 5.602.403.666.000

XI. Internal Rate of Return (IRR)

Untuk memperoleh harga i yaitu laju pengembalian total investasi akhir masa konstruks
harus dipenuhi

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} = \text{Total investasi pada akhir masa konstruksi}$$

Total modal investasi pada akhir masa konstruksi = Rp 15.077.197.741.061

Dengan cara trial and error seperti Tabel 9, akan diperoleh harga :

Tabel 10. Internal Rate of Return (IRR)

Trial i = 0,2809 x 100 = 28,09 %

Tahun	Cash Flow		Present Value
1	Rp	3.118.210.133.794	Rp2.434.389.986.567
2	Rp	4.556.463.885.887	Rp2.777.138.128.758
3	Rp	5.275.590.761.933	Rp2.510.298.821.154
4	Rp	5.275.590.761.933	Rp1.959.792.974.591
5	Rp	5.275.590.761.933	Rp1.530.012.471.381
6	Rp	5.275.590.761.933	Rp1.194.482.372.848
7	Rp	5.275.590.761.933	Rp932.533.666.053
8	Rp	5.275.590.761.933	Rp728.030.030.489
9	Rp	5.275.590.761.933	Rp568.373.823.475
10	Rp	5.275.590.761.933	Rp443.730.051.897
Total			Rp 15.077.197.741.061

XI. Laju investasi Return On Investment (ROI)

Laba kotor rata-rata = Rp 6.278.753.925.792

Laba bersih rata-rata = Rp 4.709.065.444.344

Total investasi = Rp 15.077.197.741.061

ROI Sebelum Pajak = $\frac{\text{Laba kotor rata - rata}}{\text{Total investasi akhir}}$ x 100%

= $\frac{\text{Rp } 6.278.753.925.792}{\text{Rp } 15.077.197.741.061}$ x 100%

= 42 %

ROI Sesudah Pajak = $\frac{\text{Laba bersih rata - rata}}{\text{Total investasi akhir}}$ x 100%

= $\frac{\text{Rp } 4.709.065.444.344}{\text{Rp } 15.077.197.741.061}$ x 100%

= 31 %

XI.4.2. Lama Pengembalian Modal, Pay Back Periode (PBP)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut :

Tabel 11. Pay Back Periode

Tahun Produks	NET Cash Flow	Cummulatif Cash Flow
0	Rp12.157.994.066.841	-
1	Rp3.118.210.133.794	Rp9.039.783.933.047
2	Rp4.556.463.885.887	Rp4.483.320.047.160
3	Rp5.275.590.761.933	-Rp792.270.714.773
4	Rp5.275.590.761.933	-Rp6.067.861.476.706
5	Rp5.275.590.761.933	-Rp11.343.452.238.640
6	Rp5.275.590.761.933	-Rp16.619.043.000.573
7	Rp5.275.590.761.933	-Rp21.894.633.762.507
8	Rp5.275.590.761.933	-Rp27.170.224.524.440
9	Rp5.275.590.761.933	-Rp32.445.815.286.373
10	Rp5.275.590.761.933	-Rp37.721.406.048.307

Tahun Produksi	Cummulative Cash Flow	NET Cash Flow
0	-	-
1	Rp9.039.783.933.047	Rp3.118.210.133.794
2	Rp4.483.320.047.160	Rp7.674.674.019.681
3	-Rp792.270.714.773	Rp12.950.264.781.614

Berdasarkan cummulative cash flow, pembayaran berhenti pada tahun ke - 2 dan ke - 3.
Sehingga :

$$PBP = X \text{ tahun} + \frac{\text{FCI - Comulative cash flow tahun ke-}}{\text{NET Cash Flow tahun setelahnya}}$$

$$= 2 + \frac{\text{Rp}7.674.674.019.681}{\text{Rp } 5.275.590.761.933}$$

= 2 Tahun 1 Bulan

XI.4.3. Break Event Point (BEP)

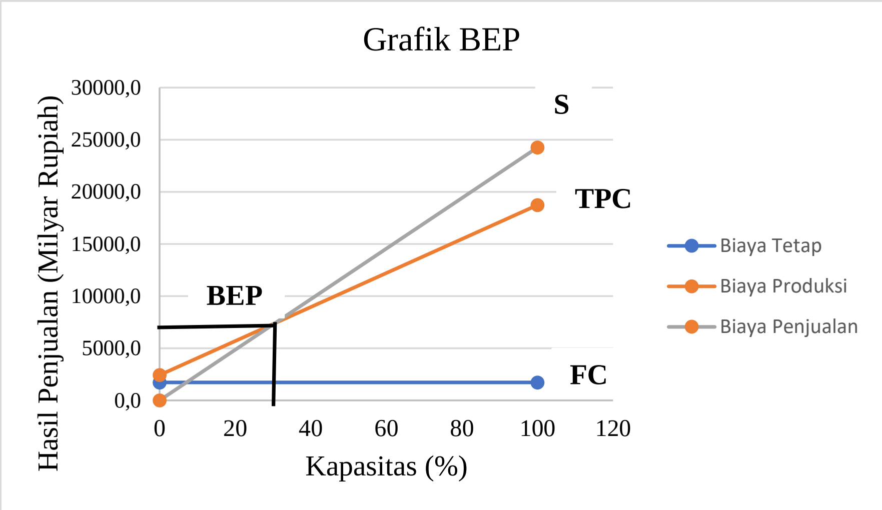
Break Even point (BEP) merupakan suatu titik dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan atau total pendapatan

A. Biaya Tetap (FC) = Rp 1.094.967.962.668
B. Biaya Variabel (VC) = Rp 14.667.867.333.386
sama dengan DPC
C. Biaya Semi Variabel (SVC) = Rp 1.344.782.362.261
D. Total penjualan (S) = Rp 24.256.225.680.672

$$BEP = \frac{FC + 0{,}3\ SVC}{S - VC - 0{,}7\ SVC} \times 100\%$$

= 30,5416 %

Kapasitas %	Biaya tetap	Biaya produksi	Biaya penjualan
0	1095,0	1498,403	0
100	1095,0	17108	24256,2


Grafik BEP
Hasil Penjualan (Milyar Rupiah)
30000,0
25000,0
20000,0
15000,0
10000,0
5000,0
0,0
0
20
40
60
80
100
120
Kapasitas (%)
S
TPC
BEP
FC
Biaya Tetap
Biaya Produksi
Biaya Penjualan