LAMPIRAN A
NERACA MASSA

A.1. Perhitungan Bahan Baku

- **Kapasitas Produksi**

  = 5.000 Ton/Tahun
- **Laju Alir Bahan Baku Benzil Klorida**

  = 631,31 Kg/Jam

  = 4,9874 kmol/jam
- **Spesifikasi Bahan Baku**

Benzil Klorida:	C_7H_7Cl	= 99,55%
	H_2O	= 0,03%
	C_7H_8	= 0,25%
	$C_7H_6Cl_2$	= 0,15%
	HCl	= 0,02%

(PT. Shijiazhuang Xinlongwei Chemical Co., Ltd.)

Air	H_2O	= 100%

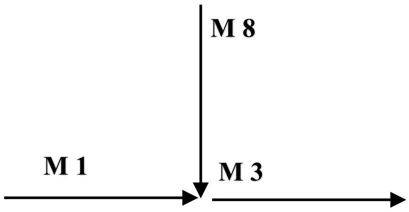
(Utilitas)

- **Waktu Operasi**

  1 Tahun = 330 Hari

  1 Hari = 24 Jam
- **Basis Perhitungan**

  1 Jam Operasi



Gambar A.1. Diagram Alir Neraca Massa pada Pencampuran 1

A.2. Neraca Massa Pencampuran 1

Komponen Bahan Baku (**M1**)

C_7H_7Cl = 99,55% x 631,31 = 628,47 kg/jam

H_2O = 0,03% x 631,31 = 0,19 kg/jam

C_7H_8 = 0,25% x 631,31 = 1,58 kg/jam

$C_7H_6Cl_2$ = 0,15% x 631,31 = 0,95 kg/jam

HCl = 0,02% x 631,31 = 0,13 kg/jam

Komponen Bahan Recycle (**M8**)

C_7H_7Cl = 131,41 kg/jam

H_2O = 112,52 kg/jam

$C_7H_6Cl_2$ = 0,10 kg/jam

C_7H_8O = 6,48 kg/jam

Neraca Massa Total

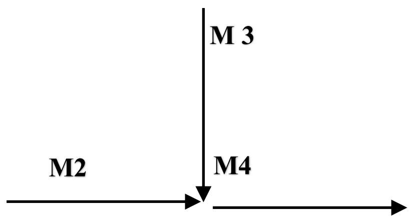
M1 + M8 = M3

Neraca Massa Akhir

Tabel A.1. Neraca Massa Akhir Pencampuran 1

Komponen	**Masuk**		**Keluar**
	M1	**M8**	**M3**
$C_6H_5CH_2Cl$	628,47	131,41	759,88
H_2O	0,19	112,52	112,71
C_7H_8	1,58	0,00	1,58
$C_7CH_6Cl_2$	0,95	0,10	1,05
$C_6H_5CH_2OH$	0,00	6,48	6,48
HCl	0,13	0,00	0,13
TOTAL	631,31	250,50	881,81

A.3. Neraca Massa Pencampuran 2



Gambar A.2. Diagram Alir Neraca Massa pada Pencampuran 2

Komponen bahan baku (**M2**)

H2O = 100% x 8618,04 kg/jam = 8618,04 kg/jam

Komponen Pencampuran 1 (**M3**):

C_7H_7Cl = 99,55% x 631,31 = 628,47 kg/jam

H_2O = 0,03% x 631,31 = 0,19 kg/jam

C_7H_8 = 0,25% x 631,31 = 1,58 kg/jam

$C_7H_6Cl_2$ = 0,15% x 631,31 = 0,95 kg/jam

HCl = 0,02% x 631,31 = 0,13 kg/jam

Neraca Massa Total

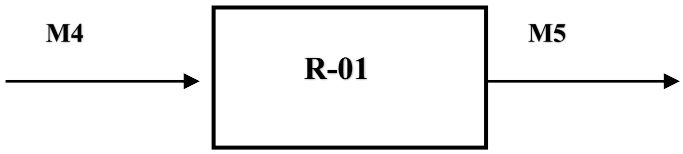
M2 + M3 = M4

Neraca Massa Akhir

Tabel A.2. Neraca Massa Akhir Pencampuran 2

Komponen	Masuk		Keluar
	Arus 2	Arus 3	Arus 4
$C_6H_5CH_2Cl$	0,00	759,88	759,88
H_2O	3598,47	112,71	3711,17
C_7H_8	0,00	1,58	1,58
$C_7CH_6Cl_2$	0,00	1,05	1,05
$C_6H_5CH_2OH$	0,00	6,48	6,48
HCl	0,00	0,13	0,13
TOTAL	3598,47	881,81	4480,28

A.4. Neraca Massa di Area Reaktor (R-01)



Gambar A.3. Diagram Alir Neraca Masssa pada Reaktor (R-01)

Berdasarkan (Patent 5,750,801):

Konversi = 85%

Benzil klorida:air = 1:40 (mol) atau 1:5,7 (gram)

Komponen masuk reactor (M4):

C_7H_7Cl = 1766,07 kg/jam = 14,0164 kmol/jam

H_2O = 8878,42 kg/jam = 493,2453 kmol/jam

C_7H_8 = 3,78 kg/jam = 0,1175 kmol/jam

$C_7H_6Cl_2$ = 2,49 kg/jam = 0,0084 kmol/jam

C_7H_8O = 12,69 kg/jam = 0,411 kmol/jam

HCl = 0,30 kg/jam = 0,0154 kmol/jam

Komponen Keluar reactor (M5):

C7H7Cl = 14,0164 - 11,9140 kmol/jam = 2,1025 kmol/jam

H2O = 493,245- 11,9140 kmol/jam = 481,3313 kmol/jam

C7H8 = 0,1175 - 0 kmol/jam = 0,0411 kmol/jam

C7H6Cl2 = 0,0084 - 0 kmol/jam = 0,0154 kmol/jam

C7H8O = 0,411 + 11,9140 kmol/jam = 12,0315 kmol/jam

HCl = 0,0154 + 11,9140 kmol/jam = 11,9224 kmol/jam

Reaksi Kimia pada Reaktor

C7H7Cl + H2O ---> C7H8O + HCl

	C_7H_7Cl	**H_2O**	**C_7H_8O**	**HCl**
Masuk:	7,059	214,365	0,118	0,004
Reaksi:	6,000	6,000	6,000	6,000
Keluar:	1,059	208,365	6,117	6,003

Neraca Massa Total

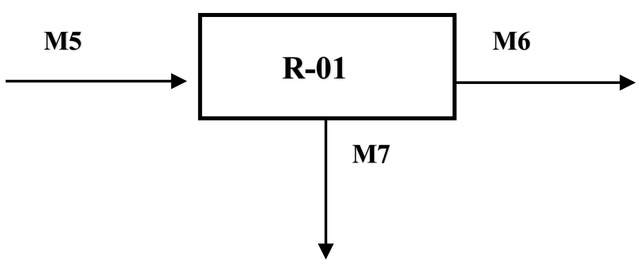
M4 = M5

Neraca Massa Akhir Reaktor

Tabel A.3. Neraca Massa Akhir Reaktor (R-01)

Komponen	**Masuk**	**Keluar**
	Arus 4	**Arus 5**
$C_6H_5CH_2Cl$	889,41	133,41
H_2O	3711,17	3750,58
C_7H_8	1,58	1,58
$C_7CH_6Cl_2$	1,05	1,17
$C_6H_5CH_2OH$	6,48	660,69
HCl	0,13	216,12
TOTAL	4609,81	4609,81

A.5. Neraca Massa di Area Dekanter (D-01)



Gambar A.4. Neraca Massa Akhir Reaktor (R-01)

Data Densitas dan Kelarutan dalam H2O

Tabel A.4. Data Densitas dan Kelarutan pada Pabrik Benzil Alkohol

Komponen	ρ (kg/L)	ρ Campuran	Kelarutan dalam H2O	
$C_6H_5CH_2Cl$	1,10	0,0308	0	g/100g H2O
H_2O	1,00	0,7874	100	g/100g H2O
C_7H_8	0,87	0,0003	0,0525	g/100g H2O
$C_7H_6Cl_2$	1,26	0,0003	0	g/100g H2O
$C_6H_5CH_2OH$	1,04	0,1442	0,35	g/100g H2O
HCl	1,18	0,0535	59,6	g/100g H2O
TOTAL		1,0165		

Komponen Masuk Decanter (**M5**)

C_7H_7Cl = 264,91 kg/jam

H_2O = 8663,96 kg/jam

C_7H_8 = 3,78 kg/jam

$C_7H_6Cl_2$ = 2,49 kg/jam

C_7H_8O = 1299,40 kg/jam

HCl = 429,21 kg/jam

Hitung Kelarutan dari Zat Terlarut dan Tidak Terlarut

$C_6H_5CH_2Cl$ Terlarut = 0 x 8663,96/ 100 = 0,00 **Tidak larut**

$C_6H_5CH_2Cl$ Tidak Terlarut = 264,91 - 0 = 264,91

C_7H_8 Terlarut = 3,78 x 8663,96/ 100 = 4,55 **Larut keseluruhan**

C7H_6Cl_2 Terlarut = 0 x 8663,96/ 100 = 0,00 **Tidak larut**

$C_7H_6Cl_2$ Tidak Terlarut = 2,49 – 0 = 2,49

$C_6H_5CH_2OH$ Terlarut = 0,25 x 8663,96/ 100 = 30,32

$C_6H_5CH_2OH$ Tidak Terlarut = 1299,40 – 30,32 = 1269,08

HCl Terlarut = 59,6 x 8663,96/ 100 = 5163,72 **Larut sempurna**

Neraca Massa Total

M5 = M6 + M7

Komposisi Fase Ringan atau Larut dalam Air (M6):

Tabel A.5. Komposisi Fase Ringan atau Larut dalam Air

Komponen	Keluar			ρ (kg/L)
	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	Fraksi Massa	
$C_6H_5CH_2Cl$	0,0000	0,0000	0,0000	1,10
H_2O	202,1144	3638,0587	0,9403	1,00
C_7H_8	0,0172	1,5783	0,0004	0,87
$C7H_6Cl_2$	0,0000	0,0000	0,0000	1,26
$C_6H_5CH_2OH$	0,1215	13,1270	0,0034	1,04
HCl	6,0035	216,1249	0,0559	1,18
TOTAL	**208,2565**	**3868,8889**	**1,0000**	

Komposisi Fase Berat atau Tidak Larut dalam Air (M7):

Tabel A.6. Komposisi Fase Berat atau Tidak Larut dalam Air

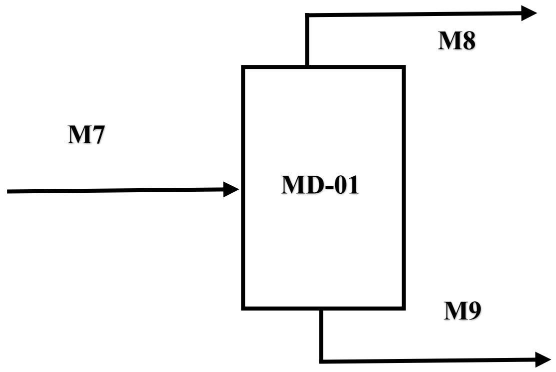
Komponen	Keluar			ρ (kg/L)
	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	Fraksi Massa	
$C_6H_5CH_2Cl$	1,0588	133,4109	0,1491	1,10
H_2O	6,2510	112,5173	0,1258	1,00
C_7H_8	0,0000	0,0000	0,0000	0,87
$C7H_6Cl_2$	0,0072	1,1652	0,0013	1,26
$C_6H_5CH_2OH$	5,9959	647,5596	0,7238	1,04
HCl	0,0000	0,0000	0,0000	1,18
TOTAL	**13,3129**	**894,6530**	**1,0000**	

Neraca Akhir Dekanter (D-01)

Tabel A.7. Neraca Akhir Dekanter (D-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
$C_6H_5CH_2Cl$	133,41	0,00	133,41
H_2O	3750,58	3638,06	112,52
C_7H_8	1,58	1,58	0,00
$C7H_6Cl_2$	1,17	0,00	1,17
$C_6H_5CH_2OH$	660,69	13,13	647,56
HCl	216,12	216,12	0,00
TOTAL	4763,54	3868,89	894,65

A.6 Neraca Massa di Area Menara Destilasi (MD-01)



Gambar A.5. Diagram Alir Neraca Massa di Area Menara Destilasi (MD-01)

Komponen masuk Menara destilasi (M7):

C_7H_7Cl = 264,91 kg/jam

H_2O = 259,92 kg/jam

$C_7H_6Cl_2$ = 2,49 kg/jam

C_7H_8O = 1269,08 kg/jam

Perhitungan Distribusi Destilat dan Bottom Product

Recovery Light Key di destilat = 0,985 Recovery Light Key di bottom = 0,015

Recovery Heavy Key di bottom = 0,990 Recovery Heavy Key di destilat = 0,010

Persamaan Hengstebeck

$$\log\left(\frac{d_i}{b_i}\right) = A + C\log(\alpha_i)$$

Misalkan:

y = log(di/bi) x = log(alfa)

y^2 = 1,8173 y1 = -1,9956

x2 = 0,5115 x1 = 0

$$y = x\left(\frac{y_2 - y_1}{x_2 - x_1}\right) - x_1\left(\frac{y_2 - y_1}{x_2 - x_1}\right) + y_1$$

Misalkan:

y = Px-Q+R P = 7,4548

Q = 0 R = -1,9956

y = 7,4548 x = -1,9956

$\boxed{B = fraksi/(1 + d/b)}$

Komponen	Fraksi Mol (xi)	Log(α)	log(d/b)	d/b	Fraksi Mol Destilat (D)	Fraksi Mol Bottom (B)	D+B
$C_6H_5CH_2Cl$ **(LK)**	0,0795	0,5115	1,8173	65,6667	0,0783	0,0012	0,0795
H_2O	0,4695	1,5827	9,8034	6358869004,0839	0,4695	0,0000	0,4695
$C_7H_6Cl_2$	0,0005	0,1313	-1,0167	0,0962	0,0000	0,0005	0,0005
$C_6H_5CH_2OH$ **(HK)**	0,4504	0,0000	-1,9956	0,0101	0,0045	0,4459	0,4504
TOTAL	**1,0000**				**0,5524**	**0,4476**	**1,0000**

Komponen keluar Menara destilasi (M8) dan (M9):

Komponen	Fraksi Mol (xi)	Mol (kmol/jam)	Destilat		Bottom	
			Fraksi Mol (xd)	Mol (kmol/jam)	Fraksi Mol (xb)	Mol (kmol/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$ **(LK)**	0,0795	1,0588	0,1418	1,0429	0,0027	0,0159
H_2O	0,4695	6,2510	0,8500	6,2510	0,0000	0,0000
$C_7H_6Cl_2$	0,0005	0,0072	0,0001	0,0006	0,0011	0,0066
$C_6H_5CH_2OH$ **(HK)**	0,4504	5,9959	0,0082	0,0600	0,9962	5,9360
TOTAL	**1,0000**	**13,3129**	**1,0000**	**7,3545**	**1,0000**	**5,9584**

Neraca Massa Total

M7 = M8 + M9

Neraca Massa Akhir Menara Destilasi (MD-01)

Tabel A.8. Neraca Massa Akhir Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
$C_6H_5CH_2Cl$	133,41	131,41	2,00
H_2O	112,52	112,52	0,00
C_7H_8	0,00	0,00	0,00
$C_7CH_6Cl_2$	1,17	0,10	1,06
$C_6H_5CH_2OH$	647,56	6,48	641,08
HCl	0,00	0,00	0,00
TOTAL	**894,65**	**250,50**	**644,15**

A.7. Neraca Massa Overall

Tabel A.9. Neraca Massa Overall

Komponen	Masuk		Keluar	
	Arus 1	Arus 2	Arus 6	Arus 9
$C_6H_5CH_2Cl$	628,47	0,00	0,00	2,00
H_2O	0,19	3598,47	3638,06	0,00
C_7H_8	1,58	0,00	1,58	0,00
$C_7CH_6Cl_2$	0,95	0,00	0,00	1,06
$C_6H_5CH_2OH$	0,00	0,00	13,13	641,08
HCl	0,13	0,00	216,12	0,00
Sub Total	631,31	3598,47	3868,89	644,15
TOTAL	**4229,78**		**4229,78**	

LAMPIRAN B
NERACA PANAS

B.1. Neraca Panas Pencampuran 1

Data Cp Cairan

$$C_p = A + B\,T + C\,T^2 + D\,T^3 \qquad (C_p \text{ - joule/(mol K), } T \text{ - K})$$

Tabel B.1. Data Kapasitas Panas Cairan

Komponen	A	B	C	D
$C_6H_5CH_2Cl$	82,217	0,70948	-0,0017551	1,8744E-06
H_2O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07
C_7H_8	83,703	0,51666	-0,001491	1,9725E-06
$C_7CH_6Cl_2$	74,474	0,73936	-0,0016958	1,6858E-06
$C_6H_5CH_2OH$	97,57	0,0086633	-0,0021388	0,00000217
HCl	73,993	-0,068136842	-0,00007898	2,6409E-06

Suhu Bahan Baku Masuk (M1):

T (M1) = 30 ºC = 303,15 K

Komponen	Mol Masuk (kmol/jam)	Cp.dT (Kj/kmol)	Q (Kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	7,0588	939,0813	6628,7674
H_2O	214,3653	377,4864	80919,9801
C_7H_8	0,0172	789,3487	13,5414
$C_7CH_6Cl_2$	0,0072	946,4562	6,8497
$C_6H_5CH_2OH$	0,1175	170,9057	20,0826
HCl	0,0035	590,7110	2,0718
TOTAL	**221,5695**		**87591,2931**

Suhu Bahan Recycle (M8):

T (M8) = 103,7 ºC = 376,85 K

Komponen	laju alir (kmol/jam)	Cp.dT	Q (kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	1,0429	13102,2629	13664,8029
H_2O	6,2510	6611,2825	41326,8624
$C_7H_6Cl_2$	0,0006	12930,8521	8,2156
$C_6H_5CH_2OH$	0,0600	7670,6475	459,9261
TOTAL	7,3545	40315,0450	55459,8070

Suhu Campuran (M3):

T (M3) = 60,74 ºC = 333,89 K

Komponen	laju alir (kmol/jam)	Cp.dT	Q (kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	6,0308	6800,9628	41015,1415
H_2O	6,2615	2689,5002	16840,2567
C_7H_8	0,0172	5731,0150	98,3165
$C_7CH_6Cl_2$	0,0065	6860,1732	44,7086
$C_6H_5CH_2OH$	0,0600	1601,4637	96,0225
HCl	0,0035	4580,6793	16,0657
TOTAL	12,3794		58110,5115

Neraca Panas Total Pencampuran 1

Tabel B.2. Neraca Panas Total pada Pencampuran 1

Komponen	Masuk		Keluar
	Arus 1	Arus 8	Arus 3
$C_6H_5CH_2Cl$	4684,00	13664,80	41015,14
H_2O	3,97	41326,86	16840,26
C_7H_8	13,54	0,00	98,32
$C_7CH_6Cl_2$	5,57	8,22	44,71
$C_6H_5CH_2OH$	0,00	459,93	96,02
HCl	2,07	0,00	16,07
TOTAL	**4709,15**	**55459,81**	**58110,51**

B.2. Neraca Panas Heat Exchanger 1

Suhu Produk Reaktor Masuk (**M5**)

T (M5) = 130 ºC = 503,15 K

Komponen	Mol Masuk (kmol/jam)	Cp.dT (Kj/kmol)	Q (Kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	1,0588	20602,0132	21813,7580
H_2O	208,3653	7924,5470	1651200,8787
C_7H_8	0,0172	17547,8952	301,0370
$C_7CH_6Cl_2$	0,0072	20787,4980	150,4444
$C_6H_5CH_2OH$	6,1175	7211,2911	44114,8494
HCl	6,0035	16456,6724	98797,1266
TOTAL	**221,5695**	**90529,9169**	**1816378,0941**

Suhu Produk Reaktor Keluar (**M5**)

T (M5) = 50 ºC = 323,15 K

Komponen	Mol Masuk (kmol/jam)	Cp.dT (Kj/kmol)	Q (Kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	1,0588	4735,8904	5014,4404
H_2O	208,3653	1883,0201	392356,1120
C_7H_8	0,0172	3986,7018	68,3925
$C_7CH_6Cl_2$	0,0072	4775,9356	34,5647
$C_6H_5CH_2OH$	6,1175	1027,3090	6284,5312
HCl	6,0035	3112,4876	18685,7237
TOTAL	**221,5695**	**19521,3446**	**422443,7645**

Suhu Bahan Baku Air Masuk (M2)

T (M2) = 30 ºC = 303,15 K

Komponen	Mol Masuk (kmol/jam)	Cp.dT (Kj/kmol)	Q (Kj/jam)
H_2O	199,9148	377,4864	75465,1271

Suhu Bahan Baku Air Keluar (M2):

T (M2) = 118,03 ºC = 391,18 K

Komponen	Mol Masuk (kmol/jam)	Cp.dT (Kj/kmol)	Q (Kj/jam)
H_2O	199,9148	7010,2492	1401452,8092

Neraca Panas Total Heat Exchanger (HE-01)

Tabel B.3. Neraca Panas Total pada Heat Exchanger (HE-01)

Komponen	Masuk		Keluar	
	Arus 2	Arus 5	Arus 2	Arus 5
$C_6H_5CH_2Cl$	0,00	21813,76	0,00	5014,44
H_2O	75465,13	1651200,88	1401452,81	392356,11
C_7H_8	0,00	301,04	0,00	68,39
$C_7CH_6Cl_2$	0,00	150,44	0,00	34,56
$C_6H_5CH_2OH$	0,00	44114,85	0,00	6284,53
HCl	0,00	98797,13	0,00	18685,72
TOTAL	**75465,13**	**1816378,09**	**1401452,81**	**422443,76**

B.3. Neraca Panas Pencampuran 2

Suhu Campuran Masuk (M3):

T (M3) = 60,74 ºC = 333,89 K

Komponen	laju alir (kmol/jam)	Cp.dT	Q (kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	6,0308	6800,9628	41015,1415
H_2O	6,2615	2689,5002	16840,2567
C_7H_8	0,0172	5731,0150	98,3165
$C_7CH_6Cl_2$	0,0065	6860,1732	44,7086
$C_6H_5CH_2OH$	0,0600	1601,4637	96,0225
HCl	0,0035	4580,6793	16,0657
Total	**12,3794**		**58110,5115**

Suhu Bahan Baku Air Masuk (M2):

T (M2) = 118,03 ºC = 391,18 K

Komponen	Mol Masuk (kmol/jam)	Cp (Kj/kmol)	ΔH Produk (Kj/jam)
H_2O	199,9148	7010,2492	1401452,8092

Suhu Campuran (M4):

T (M4) = 112,51 ºC = 385,66 K

Komponen	laju alir (kmol/jam)	Cp.dT	Q (kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	6,0308	17034,1855	102729,5036
H_2O	206,1763	6590,6220	1358830,1663
C_7H_8	0,0172	14460,1152	248,0656
$C_7CH_6Cl_2$	0,0065	17190,0989	112,0300
$C_6H_5CH_2OH$	0,0600	5487,6253	329,0338
HCl	0,0035	13012,9463	45,6400
Total	**212,2942**		**1462294,439**

Neraca Panas Total Pencampuran 2

Tabel B.4. Neraca Panas Total pada Pencampuran 2

Komponen	Masuk		Keluar
	Arus 2	Arus 3	Arus 4
$C_6H_5CH_2Cl$	0,00	41015,14	102729,50
H_2O	1401452,81	16840,26	1358830,17
C_7H_8	0,00	98,32	248,07
$C_7CH_6Cl_2$	0,00	44,71	112,03
$C_6H_5CH_2OH$	0,00	96,02	329,03
HCl	0,00	16,07	45,64
TOTAL	**1401452,81**	**58110,51**	**1462294,44**

B.4. Neraca Panas Heater (H-01)

Data Cp Cairan

$$C_p = A + B\,T + C\,T^2 + D\,T^3 \qquad (C_p \text{ - joule/(mol K), T - K})$$

Komponen	A	B	C	D
$C_6H_5CH_2Cl$	82,217	0,70948	-0,0017551	1,8744E-06
H_2O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07
C_7H_8	83,703	0,51666	-0,001491	1,9725E-06
$C_7CH_6Cl_2$	74,474	0,73936	-0,0016958	1,6858E-06
$C_6H_5CH_2OH$	97,57	0,0086633	-0,0021388	0,00000217
HCl	73,993	-0,068136842	-0,00007898	2,6409E-06

Suhu Campuran Masuk (M4):

T (M4) = 112,51 ºC = 385,66 K

Komponen	laju alir (kmol/jam)	Cp.dT	Q (kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	6,0308	17034,1855	102729,5036
H_2O	206,1763	6590,6220	1358830,1663
C_7H_8	0,0172	14460,1152	248,0656
$C_7CH_6Cl_2$	0,0065	17190,0989	112,0300
$C_6H_5CH_2OH$	0,0600	5487,6253	329,0338
HCl	0,0035	13012,9463	45,6400
Total	**212,2942**		**1462294,4392**

Suhu Campuran Keluar (M4):

T (M4) = 130 ºC = 403,15 K

Komponen	laju alir (kmol/jam)	Cp.dT	Q (kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	6,0308	20602,0132	124246,3040
H_2O	206,1763	7924,5470	1633853,8914
C_7H_8	0,0172	17547,8952	301,0370
$C_7CH_6Cl_2$	0,0065	20787,4980	135,4747
$C_6H_5CH_2OH$	0,0600	7211,2911	432,3834
HCl	0,0035	16456,6724	57,7181
Total	**212,2942**		**1759026,8087**

Beban Pemanas

Beban Pemanas = Suhu Campuran Keluar (M4) – Suhu Campuran Masuk (M4)

= 1759026,8087 - 1462294,4392 = 296732,3695 kj/jam

Neraca Panas Total Heater (H-01)

Tabel B.5. Neraca Panas Total pada Heater (HE-01)

Komponen	Masuk	Keluar
	Arus 4	Arus 4
$C_6H_5CH_2Cl$	102729,50	124246,30
H_2O	1358830,17	1633853,89
C_7H_8	248,07	301,04
$C_7CH_6Cl_2$	112,03	135,47
$C_6H_5CH_2OH$	329,03	432,38
HCl	45,64	57,72
Beban Steam	296732,37	296732,37
TOTAL	**1759026,81**	**1759026,81**

B.5. Neraca Panas di Area Reaktor (R-01)

Suhu Reaktan Masuk (M4):

T (M4) = 130 ºC = 403,15 K

Komponen	Mol Masuk (kmol/jam)	Cp.dT (Kj/kmol)	ΔH Reaktan (Kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	7,0588	20602,0132	145425,0535
H_2O	214,3653	7924,5470	1698747,8590
C_7H_8	0,0172	17547,8952	301,0370
$C_7CH_6Cl_2$	0,0072	20787,4980	150,4444
$C_6H_5CH_2OH$	0,1175	7211,2911	847,3774
HCl	0,0035	16456,6724	57,7181
TOTAL	**221,5695**		**1845529,4894**

Panas Pembentukan Standar

Komponen	Mol Bereaksi (nb)	ΔH298 Produk	ΔH298 Reaktan
$C_6H_5CH_2Cl$	6,0000		18700
H_2O	6,0000		-241800
$C_6H_5CH_2OH$	6,0000	-100400	
HCl	6,0000	-92300	

$\Delta H_{298} = H_f$ produk- H_f reaktan

$= ((nbC7H8O \times H_fC7H8O) + (nbHCl \times H_fHCl)) - ((nbC7H7Cl \times H_f 7CH7Cl) + (nbH2O \times H_fH2O))$

ΔH298 = 182398,8435 KJ/jam

Suhu Produk Keluar (M5):

T (M5) = 130 °C = 403,15 K

Komponen	Mol Masuk (kmol/jam)	Cp.dT (Kj/kmol)	ΔH Produk (Kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	1,0588	20602,0132	21813,7580
H_2O	208,3653	7924,5470	1651200,8787
C_7H_8	0,0172	17547,8952	301,0370
$C_7CH_6Cl_2$	0,0072	20787,4980	150,4444
$C_6H_5CH_2OH$	6,1175	7211,2911	44114,8494
HCl	6,0035	16456,6724	98797,1266
TOTAL	221,5695	90529,9169	1816378,0941

Panas Reaksi

$\Delta H_{Total} = \Delta H_{produk} + \Delta H_{298} + \Delta H_{reaktan}$

ΔH Total = 153247,4482 Kj/jam **(ENDOTERMIS)**

Panas yang Harus Diberikan (Qs)

$\Delta H_{total} + Qs = 0$

Qs = -153247,4482 Kj/jam

Neraca Panas Total Reaktor (R-01)

Tabel B.6. Neraca Panas Total pada Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk	Keluar
	Arus 4	Arus 5
$C_6H_5CH_2Cl$	145425,05	21813,76
H_2O	1698747,86	1651200,88
C_7H_8	301,04	301,04
$C_7CH_6Cl_2$	150,44	150,44
$C_6H_5CH_2OH$	847,38	44114,85
HCl	57,72	98797,13
Sub Total	1845529,49	1816378,09
Panas Reaksi	-	182398,84
Beban Steam	153247,45	-
TOTAL	**1998776,94**	**1998776,94**

B.6. Neraca Panas di Area Dekanter (D-01)

Data Cp Cairan

$$C_p = A + B\,T + C\,T^2 + D\,T^3 \qquad (C_p \text{ - joule/(mol K), T - K})$$

Komponen	A	B	C	D
$C_6H_5CH_2Cl$	82,217	0,70948	-0,0017551	1,8744E-06
H_2O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07
C_7H_8	83,703	0,51666	-0,001491	1,9725E-06
$C_7CH_6Cl_2$	74,474	0,73936	-0,0016958	1,6858E-06
$C_6H_5CH_2OH$	97,57	0,0086633	-0,0021388	0,00000217
HCl	73,993	-0,068136842	-0,00007898	2,6409E-06

Masuk Dekanter (M5):

T (M5) = 50 ºC = 323,15 K

Komponen	Mol Masuk (kmol/jam)	Cp (Kj/kmol)	ΔH Masuk (Kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	1,0588	4735,8904	5014,4404
H_2O	208,3653	1883,0201	392356,1120
C_7H_8	0,0172	3986,7018	68,3925
$C_7CH_6Cl_2$	0,0072	4775,9356	34,5647
$C_6H_5CH_2OH$	6,1175	1027,3090	6284,5312
HCl	6,0035	3112,4876	18685,7237
TOTAL	**221,5695**	**19521,3446**	**422443,7645**

Suhu Keluar Dekanter (M6):

T (M6) = 50 °C = 323,15 K

Komponen	Cp (Kj/kmol)	Fase Ringan		Fase Berat	
		Mol Keluar (kmol/jam)	ΔH Keluar (Kj/jam)	Mol Keluar (kmol/jam)	ΔH Keluar (Kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	4735,8904	0,0000	0,0000	1,0588	5014,4404
H_2O	1883,0201	202,1144	380585,4287	6,2510	11770,6834
C_7H_8	3986,7018	0,0172	68,3925	0,0000	0,0000
$C_7CH_6Cl_2$	4775,9356	0,0000	0,0000	0,0072	34,5647
$C_6H_5CH_2OH$	1027,3090	0,1215	124,8658	5,9959	6159,6654
HCl	3112,4876	6,0035	18685,7237	0,0000	0,0000
TOTAL	**19521,3446**	**208,2565**	**399464,4106**	**13,3129**	**22979,3538**

Neraca Panas Total Dekanter (D-01)

Tabel B.7. Neraca Panas Total Dekanter (D-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
$C_6H_5CH_2Cl$	5014,44	0,00	5014,44
H_2O	392356,11	380585,43	11770,68
C_7H_8	68,39	68,39	0,00
$C_7CH_6Cl_2$	34,56	0,00	34,56
$C_6H_5CH_2OH$	6284,53	124,87	6159,67
HCl	18685,72	18685,72	0,00
TOTAL	**422443,76**	**399464,41**	**22979,35**

B.7. Neraca Panas Heat Exchanger (HE-02)

Suhu Hasil Bawah Destilasi Masuk (M9):

T (M9) = 204,15 °C = 477,3 K

Komponen	kmol/jam	Cp	Q (kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	0,0159	36525,4520	580,1064
H_2O	0,0000	13815,3428	0,0000
$C_7CH_6Cl_2$	0,0066	36764,7431	242,7172
$C_6H_5CH_2OH$	5,9360	16680,6040	99015,4537
TOTAL	**5,9584**	**103786,1418**	**99838,2773**

Suhu Hasil Bawah Desitlasi Keluar (M9):

T (M9) = 78,41 ºC = 351,56 K

Komponen	kmol/jam	Cp	Q (kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	0,0159	10241,5603	162,6590
H_2O	0,0000	4016,8566	0,0000
$C_7CH_6Cl_2$	0,0066	10333,7685	68,2225
$C_6H_5CH_2OH$	5,9360	2720,6101	16149,4417
TOTAL	**5,9584**	**27312,7955**	**16380,3233**

Suhu Hasil Bawah Dekanter Masuk (M7):

T (M7) = 50 oC = 323,15 K

Komponen	kmol/jam	Cp	Q (kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	1,0588	4735,8904	5014,4404
H_2O	6,2510	1883,0201	11770,6834
C_7H_8	0,0000	3986,7018	0,0000
$C_7CH_6Cl_2$	0,0072	4775,9356	34,5647
$C_6H_5CH_2OH$	5,9959	1027,3090	6159,6654
TOTAL	**13,3129**		**22979,3538**

Suhu Hasil Bawah Dekanter Keluar (M7):

T (M7) = 119,01ºC = 392,16 K

Komponen	kmol/jam	Cp	Q (kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	1,0588	18351,8888	19431,2885
H_2O	6,2510	7084,4202	44284,4275
C_7H_8	0,0000	15597,3995	0,0000
$C_7CH_6Cl_2$	0,0072	18519,1796	134,0280
$C_6H_5CH_2OH$	5,9959	6103,8777	36598,3780
TOTAL	**13,3129**		**100448,1220**

Neraca Panas Total Heat Exchanger (HE-01)

Tabel B.8. Neraca Panas Total Heat Exchanger (HE-01)

Komponen	Masuk		Keluar	
	Arus 7	Arus 9	Arus 7	Arus 9
$C_6H_5CH_2Cl$	5014,44	580,11	19431,29	162,66
H_2O	11770,68	0,00	44284,43	0,00
C_7H_8	0,00	0,00	0,00	0,00
$C_7CH_6Cl_2$	34,56	242,72	134,03	68,22
$C_6H_5CH_2OH$	6159,67	99015,45	36598,38	16149,44
HCl	0,00	0,00	0,00	0,00
TOTAL	**22979,35**	**99838,28**	**100448,12**	**16380,32**

B.8. Neraca Panas di Area Menara Destilasi (MD-01)

Data Vapor Pressure Cairan

$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D\,T + E\,T^2$ (P - mm Hg, T - K)

Komponen	A	B	C	D	E
$C_6H_5CH_2Cl$	12,1503	-2913,9	-0,3712	-0,0052889	2,6296E-06
H_2O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,42E-09	0,000001809
$C_7CH_6Cl_2$	2,5175	-2606,9	3,1664	-0,007389	3,4017E-06
$C_6H_5CH_2OH$	-36,2189	-3347,5	23,337	-0,0446	0,000021443

Menghitung Suhu Feed

P=	1	atm	Rumus:
	760	mmHg	ki = yi / xi
T= 119,0066668		C	ki = P sat / P
392,1566668 K			

Komponen	Fraksi Mol (xi)	Psat	ki = Psat/ P	yi = xi.ki	α = ki/ kHk
$C_6H_5CH_2Cl$	0,0743	122,3150	0,1609	0,0120	3,2470
H_2O	0,5101	1441,2405	1,8964	0,9673	38,2591
$C_7CH_6Cl_2$	0,0005	50,9710	0,0671	0,0000	1,3531
$C_6H_5CH_2OH$	0,4151	37,6705	0,0206	0,0206	1,0000
Total	**1**			**0,9999**	

Menghitung Suhu Destilat

1. Suhu Embun (dew point)

P=		1	atm	Rumus:
		760	mmHg	ki = yi / xi
T=	128,324		C	ki = P sat / P
	401,474		K	

Komponen	Fraksi Mol (yd)	Psat	ki = Psat/ P	xd = yi/ki	α = ki/ kHk
$C_6H_5CH_2Cl$	0,1245	168,3871	0,2216	0,5621	2,959395096
H_2O	0,8683	1923,8977	2,5314	0,3430	33,81240984
$C_7CH_6Cl_2$	0,0001	70,8275	0,0932	0,0009	1,244790642
$C_6H_5CH_2OH$	0,0071	56,8992	0,0749	0,0944	1
Total	**1**			**1,0003**	

2. Suhu Didih (bubble point)

P=		1	atm	Rumus:
		760	mmHg	ki = yi / xi
T=	103,689		C	ki = P sat / P
	376,839		K	

Komponen	Fraksi Mol (xd)	Psat	ki = Psat/ P	xd = ki.xd	α = ki/ kHk
C6H5CH2Cl	0,1245	69,4885	0,0914	0,0114	3,8558
H2O	0,8683	865,1275	1,1383	0,9884	48,0045
C7CH6Cl2	0,0001	28,5390	0,0376	0,0000	1,5836
C6H5CH2OH	0,0071	18,0218	0,0237	0,0002	1,0000
Total	**1**			**1,0000**	

Menghitung Suhu Botom

1. Suhu Embun (dew point)

P=		1	atm	Rumus:
		760	mmHg	ki = yi / xi
T=	204,179		C	ki = P sat / P
	477,329		K	

Komponen	Fraksi Mol (yb)	Psat	ki = Psat/ P	xb = yi/ki	α = ki/ kHk
$C_6H_5CH_2Cl$	0,0027	1336,3602	1,7584	0,0015	1,759808807
H_2O	0,0000	12692,8989	16,7012	0,0000	16,71486073
$C_7CH_6Cl_2$	0,0012	611,4359	0,8045	0,0015	0,80517975
$C_6H_5CH_2OH$	0,9961	759,3781	0,9992	0,9969	1
Total	**1**			**0.9999**	

2. Suhu Didih (bubble point)

P=		1	atm	Rumus:
		760	mmHg	ki = yi / xi
T=	204,144		C	ki = P sat / P
	477,294		K	

Komponen	Fraksi Mol (xb)	Psat	ki = Psat/ P	yi = ki.xb	α = ki/ kHk
$C_6H_5CH_2Cl$	0,0027	1335,2936	1,7570	0,0047	1,7601
H_2O	0,0000	12683,5597	16,6889	0,0010	16,7188
$C_7CH_6Cl_2$	0,0012	610,9222	0,8038	0,0010	0,8053
$C_6H_5CH_2OH$	0,9961	758,6390	0,9982	0,9943	1,0000
Total	**1**			**1,0000**	

Panas Laten Pengembunan Uap Puncak Menara Destilasi

Data Hvapor

$HVAP = A (1 - T/T_c)^n$ **(HVAP - kjoule/mol, T - K)**

Komponen	A	Tc	n
$C_6H_5CH_2Cl$	61,12	686	0,38
H_2O	52,053	647,13	0,321
$C_7CH_6Cl_2$	58,526	731	0,309
$C_6H_5CH_2OH$	81,44	677	0,372

Hvap H_2O = 39331,0321 kj/ kmol

Panas laten

Qt H_2O = n H_2O x Hvap H_2O

Qt H2O = 4425420,7786

Komponen	kmol/jam	H vap	Q (kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	0,1418	45149,2238	6402,5774
H_2O	0,8500	39331,0321	33429,4747
$C_7CH_6Cl_2$	0,0001	46784,4301	4,0417
$C_6H_5CH_2OH$	0,0082	60177,5476	490,6118
TOTAL	**1,0000**	**191442,2335**	**40326,7056**

Panas Sensibel

Komponen	kmol/jam	Cp	Q (kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	0,1418	3095,58823	438,9830322
H_2O	0,8500	1162,514108	988,0807569
$C_7CH_6Cl_2$	0,0001	3122,98855	0,269793988
$C_6H_5CH_2OH$	0,0082	1408,268278	11,48124269
TOTAL	**1,0000**		**1438,814826**

Qcd = Q laten + Q sensibel

Qcd = 41765,5204

Panas Hasil Puncak Menara (M8):

Komponen	kmol/jam	Cp	Qt (kj/kmol)
$C_6H_5CH_2Cl$	1,0429	13102,2629	13664,8029
H_2O	6,2510	6611,2825	41326,8624
$C_7CH_6Cl_2$	0,0006	12930,8521	8,2156
$C_6H_5CH_2OH$	0,0600	7670,6475	459,9261
TOTAL	**7,3545**	**40315,0450**	**55459,8070**

Panas Feed (M7):

Komponen	kmol/jam	Cp	Q (kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	1,0588	8090,3152	8566,1618
H_2O	6,2510	7068,3904	44184,2256
$C_7CH_6Cl_2$	0,0072	8111,1204	58,7022
$C_6H_5CH_2OH$	5,9959	19058,3790	114272,5641
TOTAL	**13,3129**	**42328,2050**	**167081,6537**

Panas Hasil Bawah Menara (M9):

Komponen	kmol/jam	Cp	Q (kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	0,0159	36525,4520	580,1064
H_2O	0,0000	13815,3428	0,0000
$C_7CH_6Cl_2$	0,0066	36764,7431	242,7172
$C_6H_5CH_2OH$	5,9360	16680,6040	99015,4537
TOTAL	**5,9584**	**103786,1418**	**99838,2773**

Neraca Panas Total Menara Destilasi (MD-01)

Tabel B.9. Neraca Panas Total Menara Destilasi (MD-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 7	Arus 8	Arus 9
$C_6H_5CH_2Cl$	8566,16	13664,80	580,11
H_2O	44184,23	41326,86	0,00
$C_7CH_6Cl_2$	58,70	8,22	242,72
$C_6H_5CH_2OH$	114272,56	459,93	99015,45
Sub Total	167081,65	55459,81	99838,28
Reboiler	29981,95	-	
Condenser	-	41765,52	
TOTAL	**197063,60**	**197063,60**	

B.9. Neraca Panas di Area Cooler (Cl-01)

Suhu Produk Masuk (M9):

T (M9) = 78,41 ºC = 351,56 K

Komponen	Mol Masuk (kmol/jam)	Cp	Q (kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	0,0159	10241,5603	162,6590
H_2O	0,0000	4016,8566	0,0000
$C_7CH_6Cl_2$	0,0066	10333,7685	68,2225
$C_6H_5CH_2OH$	5,9360	2720,6101	16149,4417
TOTAL	**5,9584**	**27312,7955**	**16380,3233**

Suhu Produk Keluar (M9):

T (M9) = 30 °C = 303,15 K

Komponen	Mol Masuk (kmol/jam)	Cp	Q (kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	0,0159	939,0813	14,9147
H_2O	0,0000	377,4864	0,0000
$C_7CH_6Cl_2$	0,0066	946,4562	6,2484
$C_6H_5CH_2OH$	5,9360	170,9057	1014,4897
TOTAL	5,9584	2433,9296	1035,6529

Beban Pendingin

Beban Pendingin = Suhu Produk Masuk (M4) – Suhu Produk Keluar (M4)

= 16380,3233 - 1035,6529 = 15344,6704 kj/jam
Neraca Panas Total Cooler (Cl-01)

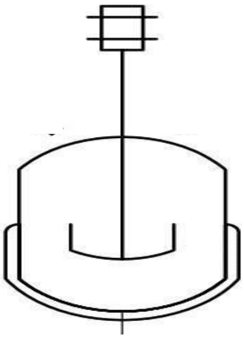
Tabel B.10. Neraca Panas Total Cooler (Cl-01)

Komponen	Masuk	Keluar
	Arus 9	**Arus 9**
$C_6H_5CH_2Cl$	162,66	14,91
H_2O	0,00	0,00
$C_7CH_6Cl_2$	68,22	6,25
$C_6H_5CH_2OH$	16149,44	1014,49
Beban Cooling Water	-	15344,67
TOTAL	16380,32	16380,32

LAMPIRAN C
SPESIFIKASI ALAT PROSES

REAKTOR (R-01)

Fungsi	Mereaksikan benzil klorida dengan air menjadi benzil alkohol
Jenis	Reaktor Tangki Berpengaduk



Kondisi Operasi:	Suhu	130	C
		400	K
	Tekanan	4	atm
		58,74	psi
	Konversi	85	%
	Perb. Mol	1 : 40	

1. Umpan Masuk Reaktor

Komponen	Mol	Massa	xi.mol	xi.massa	ρ	xi.ρ	Fv = W/ρ
$C_6H_5CH_2Cl$	14,0164	1766,0707	0,0276	0,1656	0,9919	0,1643	1780,4079
H_2O	493,2453	8878,4157	0,9720	0,8326	0,9247	0,7699	9600,9438
C_7H_8	0,0411	3,7798	0,0001	0,0004	0,7586	0,0003	4,9827
$C_7CH_6Cl_2$	0,0154	2,4861	0,0000	0,0002	1,1319	0,0003	2,1964
$C_6H_5CH_2OH$	0,1175	12,6908	0,0002	0,0012	0,9587	0,0011	13,2368
HCl	0,0084	0,3024	0,0000	0,0000	0,4413	0,0000	0,6852
TOTAL	507,4442	10663,7455	1,0000	1,0000		0,9359	11402,4528

2. Persamaan Laju Reaksi dan Konversi

$$C_6H_5CH_2Cl\,(l) + H_2O\,(l) \longrightarrow C_6H_5CH_2OH\,(l) + HCl\,(l)$$

$$A + B \longrightarrow C + D$$

A	= Benzil Klorida	(-rA)	= k.CA	
B	= Air	k	= 11,383	1/jam
C	= Benzil Alkohol	k	= 0,190	1/menit
D	= Asam Klorida	Xa	= 0,85	

Rmasuk-Rout + Rgen = Racc

$FA = 0$

$FA = -rA\ V$

$FA = k.\ Ca.\ V$

$$V = \frac{FA0.\ X1}{k.\ Ca}$$

dimana

$$CA = \frac{FA}{q} = \frac{FB}{q0} = \frac{FA0.\ x1}{k.\ CA}$$

$$V = \frac{FA0.\ X1}{\frac{k.\ FA0\ (1-x1)}{q0}}$$

$$V = \frac{q0.\ x1}{k\ (1-x1)}$$

3. Volume dan Waktu Tinggal

k	= 11,383	1/jam
Fv	= 11402,453	dm^3/menit
Xa	= 0,850	
Ca	= 0,150	

Overdesign yang direkomendasikan untuk "Continuous Reactor" adalah 20%. Untuk perancangan, maka volume reaktor diambil overdesign 20% sehingga volume reaktor menjadi 120% dari volume cairan dalam reaktor (Petter, 1991)

Vf =	5676,490	liter
	1499,570	gallon
	200,464	ft^3

Over design = 20 %

Maka,

V Desain	= 6811,788	liter
	= 1799,484	gallon
	= 240,556	ft^3
t	= 0,498	Jam
	= 29,870	Menit

4. Menentukan Dimensi Reaktor

Untuk menentukan bentuk-bentuk head ada 3 pilihan :

a. *Flanged and Standard Dished Head*
Digunakan untuk vesel proses bertekanan rendah, terutama digunakan untuk tangki penyimpan horizontal, serta untuk menyimpan fluida yang volatil. Selain itu, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil. (Brownell, 1959)

b. *Torispherical Flanged and Dished Head*
Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig-200 psig dan harganya cukup ekonomis (Brownell, 1959).

c. *Elliptical Flanged and Dished Head*
Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig hingga diatas 200 psig (Brownell, 1959).

Volume Reaktor = Volume Shell + (2 x Volume Head)

Volume Reaktor = (1/4*π *D^3 + (2*0,000049*D^3)

D^3	= 306,403	ft^3
D	= 6,742	ft
H	= 6,742	ft
Vol. Shell	= 240,526	ft^3
Vol. Head	= 0,015	ft^3
Vol. Total Reaktor	= 240,556	ft^3

Oleh karena itu, dipilih bentuk head berbentuk *torispherical dished Head* dengan alasan tekanan reaktor 4 atm (35 psig) dan ekonomis. Perbandingan H:D = 1:1

5. Menentukan Tebal Shell

a. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi dipilih:

Baja Stainless SA 167 Type 316 (peter & timmerhaus, 1991)

f = 18750 psi

b. Jari-jari dalam Shell

jari2 dalam shell (ri) = 3,371 ft

Item 4. Maximum Allowable Stress Values in Tension
(Extracted from the 1956 Edition of the *ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Unfired Pres-*

Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Min Tensile	Notes	For Metal Temperatures −20 to 100	200	300	400	500	600	650
Plate Steels												
SA-167	3	304	18 Cr—8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-167	3	304	18 Cr—8 Ni	75,000	. . .	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-167	5	321	18 Cr—8 Ni-Ti	75,000	. . .	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	6	347	18 Cr—8 Ni-Cb	75,000	. . .	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	8	309	25 Cr—12 Ni	75,000	. . .	18,750	18,750	17,300	16,700	16,600	16,500	16,450
SA-167	10	310	25 Cr—20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	10	310	25 Cr—20 Ni	75,000	(3)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	11	316	18 Cr—10 Ni—2 Mo	75,000	. . .	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-240	A	410	13 Cr	65,000	. . .	16,250	15,600	15,100	14,600	14,150	13,850	13,700
SA-240	B	. . .	15 Cr	70,000	. . .	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300
SA-240	C	347	18 Cr—8 Ni-Cb	75,000	. . .	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-240	D	430	17 Cr	70,000	(9)	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300
SA-240	M	316	18 Cr—10 Ni—2 Mo	75,000	. . .	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-240	O	405	12 Cr-Al	60,000	. . .	15,000	15,000	14,700	14,400	13,950	13,400	13,000
SA-240	S	304	18 Cr—8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-240	S	304	18 Cr—8 Ni	75,000	. . .	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-240	T	321	18 Cr—8 Ni-Ti	75,000	. . .	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850

= 40,45 in

c. Effisiensi sambungan

Sambungan dipilih:

Double Welded butt Joint

E = 0,8 (brownell & young, 1959)

d. Faktor Korosi

C = 0,125 in (peter & timmerhaus, 1991)

Tekanan desain 5-10% di atas tekanan kerja normal (Coulson, 1988). Tekanan yang dipilih 10% di atasnya.

P design = 4,4 atm

= 64,662 psi

Type of Joint	Limitations	Basic Joint Efficiency, per cent	Radiographed	Thermally Stress Relieved	Maximum Joint Efficiency, per cent
Double-welded butt joint	None		No	No	80
Single-welded butt joint with backing strip	Longitudinal joints not over 1¼ in. thick. No thickness limitation on circumferential joints.	80	No Yes Yes	Yes No Yes	85 90 95
Single-welded butt joint without backing strip	Circumferential joints only, not over ⅝ in. thick.	70	No No	No Yes	70 75
Double full-fillet lap joint	Longitudinal joints not over ⅜ in. thick. Circumferential joints not over ⅝ in. thick.	65	No No	No Yes	65 70
Single full-fillet lap joint with plug welds	Circumferential joints only, not over ½ in. thick; attachment of heads not over 24 in. in outside diameter to shells not over ½ in. thick.	60	No No	No Yes	60 65
Single full-fillet lap joint without plug welds	Only for attachment of heads convex to pressure to shells not over ⅝ in. thick, and for attachment of heads concave to pressure not over 24 in. in outside diameter to shells not over ¼ in. thick.	50	No No	No Yes	50 55

e. Tekanan Perancangan

P operasi = 4 atm

= 58,784 psi

Tekanan desain 5-10% di atas tekanan kerja normal (Coulson, 1988). Tekanan yang dipilih 10% di atasnya.

f. Tebal dinding

$$ts = \frac{P \cdot ri}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C$$

ts = 0,300 in

Diamter teball shell standar = 5/16 in = 0 in (Brownell & young, 1959)

Outside Diameter (OD) = ID + 2 x ts standar

= 81,524 in

= 6,794 ft

OD Standar = 84 in

= 7 ft (Brownell & young, 1959)

Koreksi ID = OD Standar - 2 x ts standar

= 83,375 in

= 6,948 ft

6. Menentukan Jenis, Tebal, dan Tinggi Head

a. Jenis Head

Jenis head yang dipilih adalah Torrispherical Flanged and Dished Head karena tekanan operasi yang dirancang yaitu 3 atm (45 psig) termasuk kedalam rentang tekanannya yaitu 15 - 200 psig.

Bahan konstruksi yang digunakan adalah SA-167 tipe 316 dengan tegangan maksimal yang diijinkan (fall) = 18750 psi. (Brownell, 1959)

Efisiensi sambungan yang dipakai adalah jenis Double Welded but Joint (E) = 80%. (Brownell, 1959)

Faktor korosi (C) untuk stainless steel = 0,125 in (Timmerhaus,1991)

Tekanan perancangan yang digunakan (Pdesain) = 48,497 psi

b. Menentukan ketebalan torispherical head

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0{,}2\,P} + C$$

Menghitung faktor intensifikasi stress (W) dengan nilai OD 84 in (Brownell, 1959)

OD	78		84		90		96		102		108		114	
t	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r
3/16														
1/4														
5/16	4 3/4	78	5 1/8	84	5 1/2	90	5 7/8	96	6 1/8	96				
3/8		78				90		96			6 1/2	102	6 7/8	108
7/16		78				84		90						
1/2		72												
5/8														
3/4														
7/8														
1				84						96		102		
1 1/8				78						90		96		
1 1/4								90						
1 3/8								84						
1 1/2	4 3/4													108
1 5/8	4 7/8		5 1/8											102
1 3/4	5 1/4		5 1/4		5 1/2									
1 7/8	5 5/8				5 5/8		5 7/8							
2	6						6		6 1/8		6 1/2			
2 1/4	6 3/4								6 3/4		6 3/4		6 7/8	
2 1/2	7 1/2												7 1/2	
2 3/4	8 1/4												8 1/4	
3	9	72	9	78	9	84	9	84	9	90	9	96	9	102

rc = 84 in

icr = 5,125 in

Sehingga,

W = 1,762

Maka,

th = 0,444 in

Dipakai tebal head (th) standar 1/2 in =1 in (Brownell & young, 1959)

c. Menentukan tinggi torispherical head

Berdasarkan tebal head standar (1/2 in), maka dipilih staright flange (sf) antara 1,5 - 3,5 in

Dipilih sf = 3,500 in

a = 41,688 in

AB = 36,563 in

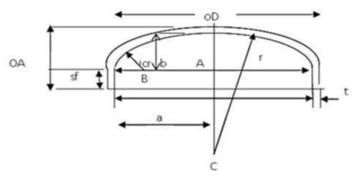
BC = 78,875 in

AC = 69,889 in

b = 14,111 in

Maka,

tinggi head (OA)= 18,111 in



Keterangan :

icr = Jari-jari kelengkungan pojok (*inside corner radius*) (in

rc = Jari-jari kelengkungan (in)

sf = Flange lurus (*straight flange*) (in)

th = Tebal *head* (in)

OA = Tinggi head (in)

b = *Depth of dish* (*inside*) (in)

a = *Inside radius* / *jari-jari shell* (in)

ID = *Inside diameter (in)*

Table 5.8. Typical Standard Straight Flange for ASME Code Flanged and Dished Heads

Thickness, in.	Standard Straight Flange, in.	Recommended Max Straight Flange, in.	Notes on Max Straight Flange
3/16	1 1/2–2 1/4	2	3″ for 60″ diam
1/4	1 1/2–2 1/4	3	3″ for 60″ diam
5/16	1 1/2–3	3 1/2	3″ for 96″ + 10″ diam
3/8	1 1/2–3	4 1/2	3″ for 126″ diam
7/16	1 1/2–3 1/2	6	4″ for 132″ − 144″ diam 3 1/2″ for 156″ diam
1/2	1 1/2–3 1/2	6	5″ for 168″ diam
5/8	1 1/2–3 1/2	6	3″ for 180″ diam and above
3/4	1 1/2–4	8	3″ for 180″ diam and above
7/8	1 1/2–4	8	3″ for 180″ diam and above
1	1 1/2–4	8	3″ for 180″ diam and above
1 1/8	1 1/2–4 1/2	8	3″ for 180″ diam and above
1 1/4	1 1/2–4 1/2	8	3″ for 180″ diam and above
1 3/8	1 1/2–4 1/2	8	3″ for 180″ diam and above
1 1/2	1 1/2–4 1/2	8	3″ for 180″ diam and above
1 5/8	1 1/2–4 1/2	8	3″ for 180″ diam and above
1 3/4	1 1/2–4 1/2	8	3″ for 180″ diam and above
1 7/8	1 1/2–4 1/2	8	3″ for 180″ diam and above
2	1 1/2–4 1/2	8	3″ for 180″ diam and above
2 1/4	1 1/2–4 1/2	8	3″ for 180″ diam and above
2 1/2	1 1/2–4 1/2	8	3″ for 180″ diam and above
2 3/4	1 1/2–4 1/2	8	3″ for 180″ diam and above
3	1 1/2–4 1/2	8	3″ for 180″ diam and above

7. Menentukan Tinggi Total dalam Reaktor

Tinggi total reaktor	= 117,1218	in
	= 9,7601	ft

8. Menentukan Tinggi Fluida dalam Reaktor

A	= 37,8947	ft^2
ID koreksi	= 6,9479	ft
Volume head bawah (Vh)	= Volume head atas (Vh)	
	= 0,0164	ft^2
Volume fluida (Vf)	= 200,4636	ft^3
Tinggi fluida bagian shell (Hs)	= 5,2900	ft
Tinggi fluida shell & head bawah (HL)	= 6,7993	ft

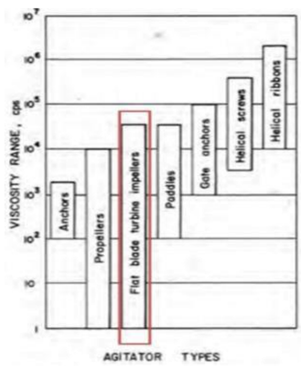
9. Menentukan Pengaduk Reaktor

$\log_{10} n_{liq} = A + B/T + C\,T + C\,T^2$ (n_{liq} - centipoise, T - K)

Hitung Viskositas (Yaws, 1999) T = 403 K

Komponen	BM	A	B	C	D	log μ	μ	xi	μ.xi
$C_6H_5CH_2Cl$	126	-6,418	1128,1	0,0117	-1E-05	-0,4464	0,3578	0,1656	0,0593
H_2O	18	-10,22	1792,5	0,0177	-1E-05	-0,6741	0,2118	0,8326	0,1763
C_7H_8	92	-5,165	810,68	0,0105	-1E-05	-0,6437	0,2272	0,0004	0,0001
$C_7CH_6Cl_2$	161	-5,293	1107,7	0,0076	-6E-06	-0,3713	0,4253	0,0002	0,0001
$C_6H_5CH_2OH$	108	-25,07	4212,4	0,0497	-4E-05	-0,2918	0,5108	0,0012	0,0006
HCl	36	-1,515	194,6	0,0031	-1E-05	-2,0309	0,0093	0,0000	0,0000
TOTAL								1,0000	0,2364

a. Jenis Pengaduk



Jenis pengaduk yang dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk (Hollan,FA dan FS Chapman,1996, hal.6) Untuk viskositas 0,2364 cP maka jenis pengaduk yang dipilih adalah propeller atau flat blade turbines impeller. Dipilih flat blade turbine impeller karena dapat menghasilkan pengadukan yang baik dan biasanya digunakan untuk reaktor dengan proses kontinyu (Rase H.F, 1977, hal. 344).

Dari Brown (1978) hal. 507 jenis pengaduk turbin degan 6 buah sudut:

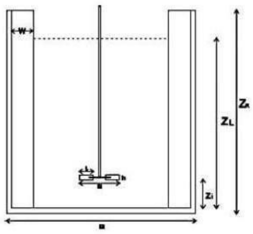
Dt/Di	= 3
ZL/Di	= 2,7 – 3,9
Zi/Di	= 0,75 – 1,3
Jumlah Baffle	= 4
w/Di	= 0,1

Dari hasil perhitungan diperoleh:

jumlah blade	=	6	buah
jumlah baffle	=	4	buah
diameter tangki (Dt)	=	6,948	ft
diameter impeller (Di)	=	2,316	ft

tinggi impeller dari dasar (Zi) = ambil Zi/Di = 1

	=	2,316	ft
lebar blade impeller (h)	=	0,463	ft
panjang blade impeller (L)	=	0,579	ft
lebar baffle (W)	=	0,232	ft



Keterangan :
Z_R : Tinggi reaktor
Z_L : Tinggi cairan
Z_i : Tinggi pengaduk dari dasar
Dt : Diameter reaktor
Di : Diameter pengaduk
L : Panjang pengaduk
h : Lebar pengaduk
w : Lebar *baffle*

b. Menentukan Kecepatan Pengaduk

Berdasarkan Rase, H. F., (1997) vol.1, hal. 345, kecepatan putaran untuk pengaduk tipe *Flat Blade Turbine Impeller* dengan 6 blade berkisar antara 500 ft/menit - 700 ft/menit. Untuk *Turbine Impeller* memberikan agitasi yang baik pada 600 ft/menit.

Sehingga dipilih kecepatan putar pengaduk = 600 ft/menit

N = 82,507 rpm

= 1,375 rps

dari walas, hal.288 kecepatan standar pengaduk yang digunakan adalah 84

N standar = 84 rpm

=1,4 rps

c. Menentukan Bilangan Reynold

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu}$$

ρ	= 0,936	kg/dm^3	
	= 58,426	lb/ft^3	
N	= 1,400	rps	
Di	= 2,316	ft	= 0,706 m
μ	= 0,236	cP	
	= 0,000	lb/ft.s	

Maka,

Nre = 2762085,3106

Dari gambar 8.8 (Rase H.F, 1957) untuk six blade turbine dengan Nre>10

nilai Np (power number) yang didapat adalah 5,5

d. Menghitung Tenaga Pengaduk

$P = Np \times \rho \times N^3 \times Di$

Keterangan :

P = Daya penggerak (watt)

Np = *Power number*

ρ = Densitas cairan yang diaduk (kg/m

N = Kecepatan pengaduk standar (1/s)

Di = Diameter pengaduk (m)

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari tabel 3.1 Towler, hal. 111 :

Size (Kw)	*Efficiency* (%)
5	80
15	85
75	90
200	92
750	95
>4000	97

P = 2475,786 kg/m2/s3
= 2475,786 J/s
= 2475,786 W
= 2,476 kW

Maka, hasil perhitungan daya penggerak pengaduk sebesar 2,4758 kW, sehingga efisiensinya 80%. Maka daya penggerak yang diperlukan motor pengaduk:

P = 3,095 kW
= 4,150 HP

Maka, dipilih daya pengaduk sebesar

P = 5 HP

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

10. Pemilihan alat pemanas

Pemanas yang digunakan yaitu saturated steam, dengan beda suhu masuk dan suhu keluar adalah 20 C, Sehingga:

T in	=	250	C	T out	=	230	C
	=	482	F		=	446	F
T avg	=	240	C	ΔT	=	20	C
	=	464	F		=	293	K
	=	513	K				

Sifat fisik saturated steam:

$C_p = A + B\,T + C\,T^2 + D\,T^3$ (C_p - joule/(mol K), T - K)

Komponen	A	B	C	D
H_2O	92,053	-0,04	-2E-04	5E-07

density = A B$^{-(1 - T/Tc)^n}$ (density - g/ml, T - K)

Komponen	A	B	n	Tc
H_2O	0,3471	0,274	0,2857	647,13

ρ = 0,7927 g/ml
= 0,7927 kg/dm3

$\log_{10} n_{liq} = A + B/T + C\,T + C\,T^2$ (n_{liq} - centipoise, T - K)

Komponen	A	B	C	D
H_2O	-10,22	1792,5	0,0177	-1E-05

μ = 0,1121 cP

$k = A + B\,T + C\,T^2$ (k - W/(m K), T - K)

Komponen	A	B	C
H_2O	-0,276	0,0046	-6E-06

k = 0,6324 W/m.K

Q = 304299,49 Kj/jam
= 288420,23 Btu/jam

Luas bidang transfer panas (A):

Suhu reaktor = 130 C
= 266 F
Suhu pemanas in = 250 C
= 482 F
Suhu pemanas out = 230 C
= 446 F
ΔT LMTD = 100,45991 F

Harga Ud berkisar antara 100-200 Btu/jam.ft^2 (kern,1959)

Ud = 200 Btu/jam.ft2.F

Q = Ud x A x ΔT LMTD
A = 14,355 ft2

Luas selimut Reaktor

A = 212,93 ft^2

Karena luas selimut tangki > luas bidang perpindahan panas
Maka, dipilih pemanas jaket

Kebutuhan Media Pemanas

Q = W x Cp x
ΔT W = 56156
kg/jam

Kecepatan Volumetrik

Fv = W/Steam

= 70843,838 dm^3/jam

Menghitung Koefisien Transfer Panas

$$hc = \frac{0{,}87.k}{D} x \left(\frac{Di^2.N.\rho}{\mu}\right)^{\frac{2}{3}} x \left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} x \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

Dimana :

hc = koefisien transfer panas konveksi (Btu/ft2.jam)

D = diameter dalam tangki reaktor (ft)

k = konduktifitas termal (Btu/ft.jam.oF)

Di = diameter pengaduk (ft)

N = putaran pengaduk (rps)

ρ = densitas (lb/cuft)

μ = viskositas (lb/ft.jam)

Cp = kapasitas panas (btu/lb.oF)

OD = 7,000 ft

ID = 6,948 ft

Di = 2,316 ft

N = 1,400 rps

ρ campuran = 0,936 kg/dm^3

= 58,426 lb/ft^3

μ campuran = 0,936 kg/dm^3

= 0,236 cP

Cp campuran = 3,819 Kj/kg.K

= 0,912 Btu/lb.F

k = 0,632 W/m.K

= 0,366 Btu/lb.jam.F

= 0,006 Btu/lb.s.F

$C_p = A + B\,T + C\,T^2 + D\,T^3$ (C_p - joule/(mol K), T - K)

Komponen	A	B	C	D	Cp	Cp.xi
$C_6H_5CH_2Cl$	82,217	0,7095	-0,002	2E-06	1,633	0,27
H_2O	92,053	-0,04	-2E-04	5E-07	4,26	3,547
C_7H_8	83,703	0,5167	-0,001	2E-06	1,944	7E-04
$C_7CH_6Cl_2$	74,474	0,7394	-0,002	2E-06	1,288	3E-04
$C_6H_5CH_2OH$	97,57	0,0087	-0,002	2E-06	0,965	0,001
HCl	73,993	-0,068	-8E-05	3E-06	5,738	2E-04
TOTAL						3,819

$\left(\frac{Di^2.N.\rho}{\mu}\right)^{\frac{2}{3}}$ atau Nre = 19686,6322

$\left(\frac{Cp.\mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}}$ atau Pr = 0,2875

hi = 259,1907 Btu/jam.ft2.F

hio = 257,2622 Btu/jam.ft2.F

Clean overall coefficient (Uc) = 129,1114 Btu/jam.ft2.F

Fouling factor (Rd) = 0,0027 jam.ft2.F/Btu

Nilai Rd di bawah nilai minimum, sehingga layak digunakan

Diameter dalam Jaket (IDj)

Idj = 84,625 in

= 7,052 ft

Tebal jaket (Tj)

Tj = 0,625 in

= 0,052 ft

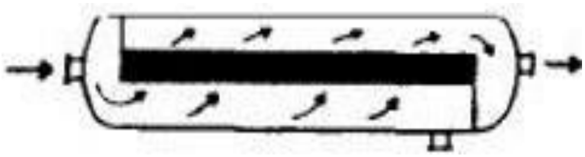
Tinggi jaket (Hj)

Hj =6,799 ft

DEKANTER (D-01)

Fungsi : Memisahkan fraksi ringan berupa asam klorida, toluena, dan air dengan fraksi berat berupa benzil alkohol, benzil klorida, dan benzil diklorida hasil keluaran reaktor dengan perbedaan densitas dan kelarutan dari komponen

Jenis : Horizontal Dekanter



1. Umpan Masuk

Komponen	BM	Mol	Massa	xi.massa	ρ	ρcamp	Kelarutan dalam H2O	
$C_6H_5CH_2Cl$	126	2,1025	264,9106	0,0248	1,073	0,0267	0	g/100g H2O
H_2O	18	481,3313	8663,9643	0,8125	1,004	0,8161	100	g/100g H2O
C_7H_8	92	0,0411	3,7798	0,0004	0,841	0,0003	0,0525	g/100g H2O
$C_7CH_6Cl_2$	161	0,0154	2,4861	0,0002	1,221	0,0003	0	g/100g H2O
$C_6H_5CH_2OH$	108	12,0315	1299,3994	0,1219	1,022	0,1246	0,35	g/100g H2O
HCl	36	11,9224	429,2053	0,0402	0,966	0,0389	59,6	g/100g H2O
TOTAL		**507,4442**	**10663,7455**	**1,0000**		**1,0067**		

2. Komposisi Fase Ringan

$$\log_{10} n_{liq} = A + B/T + C\,T + C\,T^2 \qquad (n_{liq} \text{ - centipoise, T - K})$$

Hitung Viskositas (Yaws, 1999) T= 323 K

Komponen	BM	A	B	C	D	log μ	μ
$C_6H_5CH_2Cl$	126	-6,418	1128,1	0,0117	-1E-05	-0,136	0,732
H_2O	18	-10,22	1792,5	0,0177	-1E-05	-0,257	0,553
C_7H_8	92	-5,165	810,68	0,0105	-1E-05	-0,373	0,424
$C_7CH_6Cl_2$	161	-5,293	1107,7	0,0076	-6E-06	0,022	1,051
$C_6H_5CH_2OH$	108	-25,07	4212,4	0,0497	-4E-05	0,359	2,283
HCl	36	-1,515	194,6	0,0031	-1E-05	-1,357	0,044
TOTAL							

Komposisi Fase Ringan (Larut dalam Air) *asumsi air terikut 97%

Komponen	BM	Mol	Massa	xi.massa	ρ (kg/l)	ρ.xi	μ (cP)	μ.xi
$C_6H_5CH_2Cl$	126	0,0000	0,0000	0,0000	1,073	0,0000	0,732	0,0000
H_2O	18	466,8914	8404,0453	0,9478	1,004	0,9519	0,553	0,5241
C_7H_8	92	0,0411	3,7798	0,0004	0,841	0,0004	0,424	0,0002
$C_7CH_6Cl_2$	161	0,0000	0,0000	0,0000	1,221	0,0000	1,051	0,0000
$C_6H_5CH_2OH$	108	0,2808	30,3239	0,0034	1,022	0,0035	2,283	0,0078
HCl	36	11,9224	429,2053	0,0484	0,966	0,0467	0,044	0,0021
TOTAL		479,1356	8867,3543	1,0000		1,0025		0,5342

Densitas = 1,0025 kg/dm^3 = 1002,5456 kg/m^3

Viskositas = 0,5342 Cp = 0,0005 kg/m.s

Laju Volumetrik (QL) = 8844,8387 dm^3/jam = 0,0025 m^3/s

3. Komposisi Fase Berat

Komposisi Fase Berat (Tidak Larut dalam Air) *asumsi air terikut 3%

Komponen	BM	Mol	Massa	xi.massa	ρ (kg/l)	ρ.xi	μ (cP)	μ.xi
$C_6H_5CH_2Cl$	126	2,1025	264,9106	0,1475	1,073	0,1582	0,732	0,1079
H_2O	18	14,4399	259,9189	0,1447	1,004	0,1453	0,553	0,0800
C_7H_8	92	0,0000	0,0000	0,0000	0,841	0,0000	0,424	0,0000
$C_7CH_6Cl_2$	161	0,0154	2,4861	0,0014	1,221	0,0017	1,051	0,0015
$C_6H_5CH_2OH$	108	11,7507	1269,0755	0,7065	1,022	0,7222	2,283	1,6131
HCl	36	0,0000	0,0000	0,0000	0,966	0,0000	0,044	0,0000
TOTAL		**28,3085**	**1796,3912**	**1,0000**		**1,0275**		**1,8025**

Densitas rata-rata = 1,00275 kg/dm^3 = 1027,4864 kg/m^3

Viskositas Campuran = 1,8025 Cp = 0,0018 kg/m.s

Laju Volumetrik (QH) = 1748,33567 dm^3/jam = 0,0005 m^3/s

4. Menentukan Fase Terdispersi

$$\theta = \frac{Q_{light}}{Q_{heavy}} \times \left(\frac{\rho_{light} \times \mu_{heavy}}{\rho_{heavy} \times \mu_{light}}\right)^{0,3}$$ (Stanley M. Wallas, hal 613)

θ = 5

Dari hasil perhitungan di atas:

θ > 3,3

Sehingga, fase berat selalu terdispersi

ψ	Result
<0.3	light phase always dispersed
0.3–0.5	light phase probably dispersed
0.5–2.0	phase inversion probable, design for worst case
2.0–3.3	heavy phase probably dispersed
>3.3	heavy phase always dispersed

1. Fase berat sebagai fase terdispersi
2. Fase ringan sebagai fase kontinyu

5. Menentukan Kecepatan

$$u_d = \frac{g.dp^2.(\rho D-\rho C)}{18\mu}$$ (Sinnot,2008, hal 586)

Diameter tetesan fase organik terdispersi dalam air dapat diambil antara 150-300 μm (Buysch, 1998). Dipilih diameter tetesan adalah 160 μm.

dp	=	250	μm
	=	0,0002 5	m

Maka,

Ud = 0,0016 m/s

6. Menghitung Ukuran Dekanter

Asumsi waktu tinggal 5-10 menit yang diperlukan volume dekanter (Sinnot, 2008, hal 585).

Waktu tinggal = 10 menit

Volume Cairan (VL) = 1,8 m3

7. Menghitung Volume Dekanter (VD)

Dirancang berdasarkan angka keamanan = 20% (Peters, M. S., 1991, hal 37)

VD = 2,1186 m^3

8. Menentukan Diameter (Di) dan Panjang Dekanter

Direancanakan dekanter silinder horizontal dengan perbandingan L/D = 3

Pemilihan jenis head untuk dekanter bertekanan antara 15-200 lb/sq in menggunakan head berbentuk Torispherical Dished Head, dengan:

VT = 0,000049 Di^3

= 1,2446E-06 Di^4

Sehingga,

VD =Vshell + 2.Vshell

=1/4*3,14*Di^2*Ls + 2*0,00000124*Di^3

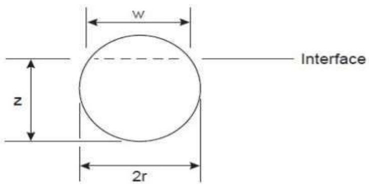
=1/4*3,14*Di^2*3*Di + 2*0,00000124*Di^3

9. Menghitung Luas antar Muka

Dekanter diukur dengan dasar bahwa kecepatan fase kontinyu harus kurang dari kecepatan pengendapan tetesan fase terdispersi. Fase kontinyu diasumsikan plug flow dan kecepatan fasa kontinyu dihitung menggunakan luas antarmuka:

$u_c = \dfrac{QC}{A_i} < u_d$; $A_i = w L$; $w = 2(2rz - z^2)^{1/2}$ (Sinnot, 2008, hal 585)

Tinggi antarmuka 0,5 dari diameter dekanter (Sinnot, 2008, hal 588).



Z = 0,4827m

Ai = 2,7957m^2

Uc = 0,0009m/s

= 0,0016m/s

10. Waktu Tinggal (t)

Dispersion band merupakan fungsi dari laju aliran cairan dan luas antarmuka. Bernilai 10% dari tinggi dekanter yang diambil untuk tujuan desain (Sinnot, hal 587).

Dispersion band = 0,0965 m

Cek residence time tetesan dalam dipersion band:

t = 60,7075 detik

= 1,0118 menit

t = 2 menit

11. Menentukan Tebal Dinding Decanter

Dekanter terdiri dari atas dinding (shell), tutup atas dan tutup bawah (head).

$ts = \dfrac{P \cdot ri}{f \cdot E - 0{,}6 \cdot P} + C$ (Brownell and Young, Pers. 13.1 hal. 254)

a. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi dipilih: Baja Stainless Steel SA 167 Type 316. Stress maksimum yang dijinkan (f) pada suhu 50ºC = 122ºF diperoleh dari hal 342, Brownell and Young adalah

f =18750 psi

Item 4. Maximum Allowable Stress Values in Tension
(Extracted from the 1956 Edition of the *ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Unfired Pres-*

Material and Specification Number	Grade	Type	Nominal Composition	Spec. Min Tensile	Notes	For Metal Temperatures −20 to 100	200	300	400	500	600	650
Plate Steels												
SA-167	3	304	18 Cr—8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-167	3	304	18 Cr—8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-167	5	321	18 Cr—8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	6	347	18 Cr—8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-167	8	309	25 Cr—12 Ni	75,000	...	18,750	18,750	17,300	16,700	16,600	16,500	16,450
SA-167	10	310	25 Cr—20 Ni	75,000	(2)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	10	310	25 Cr—20 Ni	75,000	(3)	18,750	18,750	18,500	18,200	17,700	17,200	16,900
SA-167	11	316	18 Cr—10 Ni—2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-240	A	410	13 Cr	65,000	...	16,250	15,600	15,100	14,600	14,150	13,850	13,700
SA-240	B	...	15 Cr	70,000	...	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300
SA-240	C	347	18 Cr—8 Ni-Cb	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850
SA-240	D	430	17 Cr	70,000	(9)	17,500	17,500	16,300	15,650	15,100	14,600	14,300
SA-240	M	316	18 Cr—10 Ni—2 Mo	75,000	...	18,750	18,750	17,900	17,500	17,200	17,100	17,050
SA-240	O	405	12 Cr-Al	60,000	...	15,000	15,000	14,700	14,400	13,950	13,400	13,000
SA-240	S	304	18 Cr—8 Ni	75,000	(1)	18,750	17,000	16,000	15,450	15,100	14,900	14,850
SA-240	S	304	18 Cr—8 Ni	75,000	...	18,750	16,650	15,000	13,650	12,500	11,600	11,200
SA-240	T	321	18 Cr—8 Ni-Ti	75,000	...	18,750	18,750	17,000	15,800	15,200	14,900	14,850

b. Jari-jari dalam Shell

ri = 0,4827 m

= 19,003 in

c. Efisiensi Sambungan

Dipilih sambungan Double Welded butt Joint dengan efisiensi 0,8. sambungan (E) sebesar Dipilih dari halaman 254 tabel 13.2, Brownell and Young,

E = 0,8

Type of Joint	Limitations	Basic Joint Efficiency, per cent	Radiographed	Thermally Stress Relieved	Maximum Joint Efficiency, per cent
Double-welded butt joint	None		No	No	80
Single-welded butt joint with backing strip	Longitudinal joints not over 1½ in. thick. No thickness limitation on circumferential joints.	80	No Yes Yes	Yes No Yes	85 90 95
Single-welded butt joint without backing strip	Circumferential joints only, not over ⅝ in. thick.	70	No No	No Yes	70 75
Double full-fillet lap joint	Longitudinal joints not over ⅜ in. thick. Circumferential joints not over ⅝ in. thick.	65	No No	No Yes	65 70
Single full-fillet lap joint with plug welds	Circumferential joints only, not over ⅝ in. thick; attachment of heads not over 24 in. in outside diameter to shells not over ⅝ in. thick.	60	No No	No Yes	60 65
Single full-fillet lap joint without plug welds	Only for attachment of heads convex to pressure to shells not over ⅝ in. thick, and for attachment of heads concave to pressure not over 24 in. in outside diameter to shells not over ¼ in. thick.	50	No No	No Yes	50 55

d. Faktor Korosi

Faktor korosi (C) untuk stainless steel yang diijinkan adalah 0,125 in

C = 0,125 in

e. Tekanan Perancangan

Poperasi = 1 atm

14,696 psi

Tekanan desain 5-10% di atas tekanan kerja normal (Coulson, 1988 Hal. 810). Tekanan yang dipilih 10% di atasnya.

P design = 1,1 atm = 16,165 psi

f. dinding reaktor

$$ts = \frac{P \cdot ri}{f \cdot E - 0{,}6 \cdot P} + C$$

ts = 0,1455 in

Diameter teball shell standar = (3/16 in) = 0,1875 in

(brownell & young, 1959)

Outside Diameter (OD) = ID + 2 x ts standar

= 38,3812 in

= 3,1984 ft

OD Standar = 40 in

= 3,3333 ft (brownell & young, 1959)

Koreksi ID = OD Standar - 2 x ts standar

= 39,625 in

= 3,3021 ft

12. Menentukan Jenis, Tebal, dan Tinggi Head

a. Jenis Head

Jenis head yang dipilih adalah torrispehrical flanged and dished head karena tekanan operasi yang dirancang yaitu 1,1 atm (16,166 psi) termasuk dalam rentang tekanannya yaitu 15-200. Bahan konstruksi yang digunakan adalah SA-167 tipe 316 dengan tegangan maksimal yang diizinkan = 18750 psi (Brownell,1959). Efisiensi sambungan yang dipakai adalah jenis double welded but joint E = 80% (Brownell,1959).

Faktor Korosi C untuk stainless steel = 0,125 in (Timmerhaus,1991).

Tekanan Perancangan = 16,1655 psi

Table 5.7. Dimensions of ASME Code Flanged and Dished Heads (Continued)

OD	40		42		48		54		60		66		72	
t	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r	icr	r
3/16	2 1/2	40	2 5/8	42	3	48	3 1/4	54	3 5/8	60				
1/4				40							4	66	4 3/8	72
5/16														
3/8						48								
7/16						42		54						
1/2		40						48		60		66		
5/8		36								54		60		
3/4	2 1/2													72
7/8	2 5/8		2 5/8											66
1	3		3	40	3		3 1/4							
1 1/8	3 3/8		3 3/8	42	3 3/8		3 3/8		3 5/8					
1 1/4	3 3/4								3 3/4		4			
1 3/8	4 1/8										4 1/8		4 3/8	
1 1/2	4 1/2					42							4 1/2	
1 5/8	4 7/8					48							4 7/8	
1 3/4	5 1/4												5 1/4	
1 7/8	5 5/8												5 5/8	
2	6							48					6	
2 1/4	6 3/4							54					6 3/4	
2 1/2	7 1/2												7 1/2	
2 3/4	8 1/4	36	8 1/4	42	8 1/4								8 1/4	
3					9	48	9	54	9	54	9	60	9	66

b. Menentukan ketebalan torispherical head

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0{,}2\, P} + C$$

Menghitung faktor intensifikasi stress (W)

dengan nilai OD 40 in. (brownell & young, 1959)

rc=40 in

icr = 2,5 in

Sehingga,

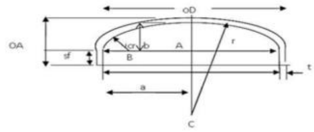
W = 1,7500

Maka,

th= 0,1627 in Dipakai tebal head (th) standar 1/4 in = 0,3 in (brownell & young, 1959)

c. Menentukan tinggi torispherical head

Berdasarkan tebal head standar (1/2 in), maka dipilih staright flange (sf) antara 1,5 - 3,5 in



Keterangan :

icr = Jari-jari kelengkungan pojok (*inside corner radius*) (in

rc = Jari-jari kelengkungan (in)

sf = Flange lurus (*straight flange*) (in)

th = Tebal *head* (in)

OA = Tinggi head (in)

b = *Depth of dish* (*inside*) (in)

a = *Inside radius / jari-jari shell* (in)

ID = *Inside diameter (in)*

Table 5.8. Typical Standard Straight Flange for ASME Code Flanged and Dished Heads

Thick-ness, in.	Standard Straight Flange, in.	Recommended Max Straight Flange, in.	Notes on Max Straight Flange
3/16	1 1/2–2 1/4	2	3″ for 60″ diam
1/4	1 1/2–2 1/4	3	3″ for 60″ diam
5/16	1 1/2–3	3 1/2	3″ for 96″ + 10″ diam
3/8	1 1/2–3	4 1/2	3″ for 126″ diam
7/16	1 1/2–3 1/2	6	4″ for 132″ – 144″ diam 3 1/2″ for 156″ diam
1/2	1 1/2–3 1/2	6	5″ for 168″ diam
5/8	1 1/2–3 1/2	6	3″ for 180″ diam and above
3/4	1 1/2–4	8	3″ for 180″ diam and above
7/8	1 1/2–4	8	3″ for 180″ diam and above
1	1 1/2–4	8	3″ for 180″ diam and above
1 1/8	1 1/2–4 1/2	8	3″ for 180″ diam and above
1 1/4	1 1/2–4 1/2	8	3″ for 180″ diam and above
1 3/8	1 1/2–4 1/2	8	3″ for 180″ diam and above
1 1/2	1 1/2–4 1/2	8	3″ for 180″ diam and above
1 5/8	1 1/2–4 1/2	8	3″ for 180″ diam and above
1 3/4	1 1/2–4 1/2	8	3″ for 180″ diam and above
1 7/8	1 1/2–4 1/2	8	3″ for 180″ diam and above
2	1 1/2–4 1/2	8	3″ for 180″ diam and above
2 1/4	1 1/2–4 1/2	8	3″ for 180″ diam and above
2 1/2	1 1/2–4 1/2	8	3″ for 180″ diam and above
2 3/4	1 1/2–4 1/2	8	3″ for 180″ diam and above
3	1 1/2–4 1/2	8	3″ for 180″ diam and above

Dipilih sf =	3	in
a =	19,8125	in
AB =	17,3125	in
BC =	37,5000	in
AC =	33,2645	in
BC =	6,7355	in

Maka,

tinggi head (OA) = 9,9855 in

13. Menentukan Panjang Total Dekanter

Panjang total Dekanter =133,9897 in

= 11,1658 ft

= 3,40333767 m

14. Menentukan Tinggi Fluida dalam Dekanter

Tinggi cairan adalah 90% dari diameter tangki

Menentukan Tinggi Cairan (ZT)

ZT = 35,663 in

= 0,9058 m

Menentukan Tinggi Cairan Fase Berat (ZH)

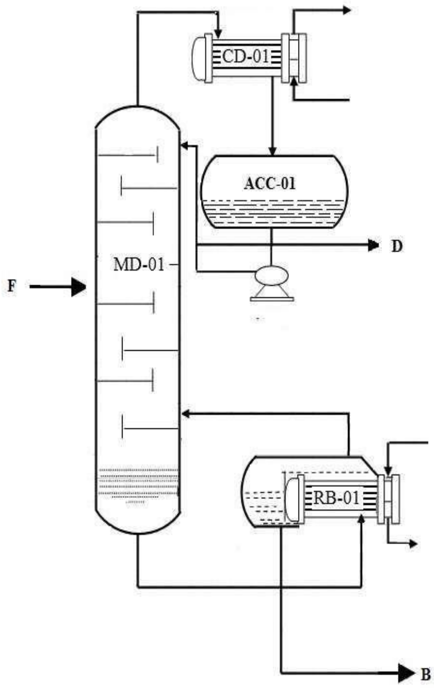
Z = 0,4827 m

ZH = 0,8956 m

MENARA DISTILASI 1 (MD-01)

Fungsi = Memisahkan C_7H_8, $C_6H_5CH_2OH$, $C_6H_5CH_2Cl$ dan H_2O yang keluar dekanter untuk dimurnikan lebih lanjut

Jenis = *Sieve Tray Distilation Column*



1. Komposisi Umpan Masuk

Komponen	Massa	BM	Mol	xi.mol
$C_6H_5CH_2Cl$	264,9106	126	2,1025	0,0743
H_2O	259,9189	18	14,4399	0,5101
$C_7CH_6Cl_2$	2,4861	161	0,0154	0,0005
$C_6H_5CH_2OH$	1269,0755	108	11,7507	0,4151
Total	1796,3912		28,3085	1,0000

2. Tekanan Uap Murni

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

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

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
$C_6H_5CH_2Cl$	12,1503	-2913,9	-0,3712	-0,0052889	2,63E-06
H_2O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,425E-09	1,809E-06
$C_7CH_6Cl_2$	2,5175	-2606,9	3,1664	-0,007389	3,402E-06
$C_6H_5CH_2O$	-36,2189	-3347,5	23,337	-0,0446	2,144E-05
Total					

3. Densitas Cair

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

density = saturated liquid density, g/ml
A, B, and n = regression coefficients for chemical compound
T = temperature, K
T_c = critical temperature, K

Komponen	A	B	n	Tc
$C_6H_5CH_2Cl$	0,34918	0,25372	0,2857	686
H_2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13
$C_7CH_6Cl_2$	0,39858	0,2597	0,3194	731
$C_6H_5CH_2O$	0,32318	0,2604	0,224	677

4. Tegangan Permukaan

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$sigma = A\,(1 - T/T_c)^n$$

sigma = surface tension, dynes/cm
A, T_c, and n = regression coefficients for chemical compound
T = temperature, K

5. Viskositas Cair

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} n_{liq} = A + B/T + C\,T + D\,T^2$$

n_{liq} = viscosity of liquid, centipoise
A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound
T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D
$C_6H_5CH_2Cl$	-6,4178	1128,1	0,011724	-9,56E-06
H_2O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,263E-05
$C_7CH_6Cl_2$	-5,2934	1107,7	0,0076332	-5,558E-06
$C_6H_5CH_2O$	-25,0704	4212,4	0,049668	-3,504E-05

6. Menentukan Kondisi Operasi

a. Menentukan Komposisi Kunci

Light Komponen, LK = $C_6H_5CH_2Cl$

Heavy Komponen, HK = $C_6H_5CH_2OH$

b. Merancang Distribusi Komponen

Dirancang konsentrasi C4H9OH ke bottom lebih dari 99%.

c. Komposisi Keluar MD-01

Bottom

Komponen	kmol/jam	BM	kg/jam	yi
$C_6H_5CH_2Cl$	0,0315	126	3,9737	0,0027
$C_7CH_6Cl_2$	0,0141	161	2,2679	0,0012
$C_6H_5CH_2O$	11,6332	108	1256,3848	0,9961
Total	11,6788		1262,6263	1,0000

Distilat

Komponen	kmol/jam	BM	kg/jam	yi
$C_6H_5CH_2Cl$	2,0709	126	260,9369	0,1245
H_2O	14,4399	18	259,9189	0,8683
$C_7CH_6Cl_2$	0,0014	161	0,2183	0,0001
$C_6H_5CH_2O$	0,1175	108	12,6908	0,0071
Total	16,6297		533,7649	1,0000

d. Kondisi Operasi Umpan (Feed)

Umpan masuk pada kondisi bubble point

Tekanan perancangan (P)	=	1,0000	atm
	=	760,0000	mmHg
Suhu (T)	=	119,0126	C
	=	392,1626	K

Komponen	xi	P°i, mmHg	Ki	yi =ki x xi	$\alpha i = ki/k_{HK}$
$C_6H_5CH_2Cl$	0,0743	122,3407	0,1610	0,012	3,2468
H_2O	0,5101	1441,5140	1,8967	0,968	38,2560
$C_7CH_6Cl_2$	0,0005	50,9820	0,0671	0,000	1,3530
$C_6H_5CH_2O$	0,4151	37,6808	0,0496	0,021	1,0000
Total	1,0000			1,000	

e. Kondisi operasi atas (Destilate)

Tekanan perancangan (P)	=	1,0000	atm
	=	760,000	mmHg
Suhu (T)	=	128,3260	C
	=	401,4760	K

Komponen	yi	P°i, mmHg	Ki	xi=yi/Ki	$\alpha i = ki/k_{HK}$
$C_6H_5CH_2Cl$	0,1245	168,3970	0,2216	0,562	2,9593
H_2O	0,8683	1923,9998	2,5316	0,343	33,8117
$C_7CH_6Cl_2$	0,0001	70,8318	0,0932	0,001	1,2448
$C_6H_5CH_2O$	0,0071	56,9035	0,0749	0,094	1,0000
Total	1,0000			1,000	

f. Kondisi operasi bawah (Bottom)

Tekanan perancangan (P)	= 1,0000	atm
	= 760,000	mmHg
Suhu (T)	= 204,1336	C
	= 477,2836	K

Komponen	xi	P°i, mmHg	Ki	yi=Ki x xi	αi = ki/k_{HK}
$C_6H_5CH_2Cl$	0,003	1334,994	1,757	0,005	1,760
$C_7CH_6Cl_2$	0,001	610,778	0,804	0,001	0,805
$C_6H_5CH_2O$	0,996	758,431	0,998	0,994	1,000
Total	1,000			1,000	

g. Mengecek pemilihan komponen light key (lk) dan heavy key (hk) Menggunakan persamaan berikut:

$$\frac{xj,D \times D}{xj,F \times F} = \frac{(\alpha j - 1) \times xLK,D \times D}{(\alpha LK - 1) \times xLK,F \times F} + \frac{(\alpha LK - \alpha j) \times xHK,D \times D}{(\alpha LK - 1) \times xHK,F \times F}$$

Komponen j terdistribusi jika:

$-0{,}01 \leq \frac{xj,D \times D}{xj,F \times F}$ 1,01, *maka komponen j terdistribusi sebagai hasil atas* dan bawah

$-0{,}01 \leq \frac{xj,D \times D}{xj,F \times F} <$ -0,01, *maka komponen j terdistribusi sebagai hasil* bawah.

$-0{,}01 \leq \frac{xj,D \times D}{xj,F \times F} <$ -0,01, *maka komponen j terdistribusi sebagai hasil* atas.

Penentuan distribusi komponen

Komponen	xj, F	xj, D	
$C_6H_5CH_2Cl$	0,074	0,562	0,9850
H_2O	0,510	0,343	16,1775
$C_7CH_6Cl_2$	0,001	0,001	0,1632
$C_6H_5CH_2O$	0,415	0,094	0,0100
Total	1,000	1,000	

Pengambilan light key dan heavy key tepat karena dari hasil perhitungan di atas C4H8O dan H2O terdistribusi

7. Menghitung Relatif Volatif rata-rata

$$\propto avg = \sqrt{\left(\frac{kLK}{kHK}\right)_D x \left(\frac{kLK}{kHK}\right)_B}$$

Keterangan:

α avg = Relatif volatil rata-rata

kLK = Konstanta kesetimbangan light key

kHK = Konstanta kesetimbangan heavy key

Sehingga,

$$\alpha \text{ avg} = \left[\frac{0,2216}{0,0749} \; x \; \frac{1,757}{0,998} \right]^{0,5}$$

= 2,2823

8. Menghitung Jumlah Plate Minimum

Dihitung dengan persamaan Fenske Equation dalam Sinnot. "Chemical Engineering Design" hal. 675.

$$Nmin = \frac{Log\left[\frac{xLK}{xHK}\right] xlog\left[\frac{xHK}{xLK}\right]}{\log \propto \text{avg}}$$

N min = Jumlah Plate Minimum

xLK = Fraksi mol light key

xHK = Fraksi mol heavy key

sehingga:

$$Nmin = \frac{Log\left[\frac{0,5620}{0,0944}\right] xlog\left[\frac{0,996}{0,,003}\right]}{\log \;\; 2,2823}$$

= 5,5502

9. Menghitung Reflux

Dihitung dengan persamaan Underwood dalam Sinnot "Chemical Engineering Design" hal. 676.

$$\Sigma \frac{\propto i\,(xi)\,D}{\propto i - \theta} = Rmin + 1$$

Dengan:

$$\Sigma \frac{\propto (i.\,xi)\,F}{\propto i - \theta} = 1 - q$$

Keterangan:

αi = Relatif volatil komponen

xi = Fraksi mol komponen

θ = Konstanta Underwood

Rmin = Reflux minimum

q = Kondisi termal umpan (Panas yang diperlukan untuk 1 mol umpan menjadi uap jenuh/ Panas laten molar umpan)

q = 1, apabila umpan keadaan cair jenuh

q = 0, apabila umpan keadaan uap jenuh

Umpan berupa cair jenuh, sehingga q = 1

θ dicari dengan cara trial hingga didapat ruas kiri = ruas kanan = 0

Trial θ = 1,6134

Komponen	xF	αF=Ki/Khk	αF.xF	αF-θ	$\frac{\alpha F.xF}{\alpha F-\theta}$
$C_6H_5CH_2Cl$	0,074	3,2468	0,2411	1,6334	0,148
H_2O	0,510	38,2560	19,5140	36,6426	0,533
$C_7CH_6Cl_2$	0,001	1,3530	0,0007	-0,2604	-0,003
$C_6H_5CH_2O$	0,415	1,0000	0,4151	-0,6134	-0,677
Total	1,000				0,001

Sehingga rexluf minimum

Komponen	xD	αD=ki/Khk	αD.xD	αD-θ	$\frac{\alpha D.xD}{\alpha D-\theta}$
$C_6H_5CH_2Cl$	0,5620	2,9593	1,6632	1,3460	1,2357
H_2O	0,3430	33,8117	11,5973	32,1983	0,3602
$C_7CH_6Cl_2$	0,0009	1,2448	0,0011	-0,3686	-0,0030
$C_6H_5CH_2O$	0,0944	1,0000	0,0944	-0,6134	-0,1539
Total					1,4391

Rmin+1 = 1,4391

Rmin = 0,4391

10. Reflux Operasi

Reflux operasi berkisar antara 1,2 – 1,5 Rmin. Sinnot. “Chemical Engineering Design”. Hal 496

Dipilih R = 1,35

R = 0,5928

11. Jumlah Plat Ideal

Dihitung dari korelasi Erbar-Maddox pada figure 11.11 Sinnot. "Chemical Engineering Design". Hal 524

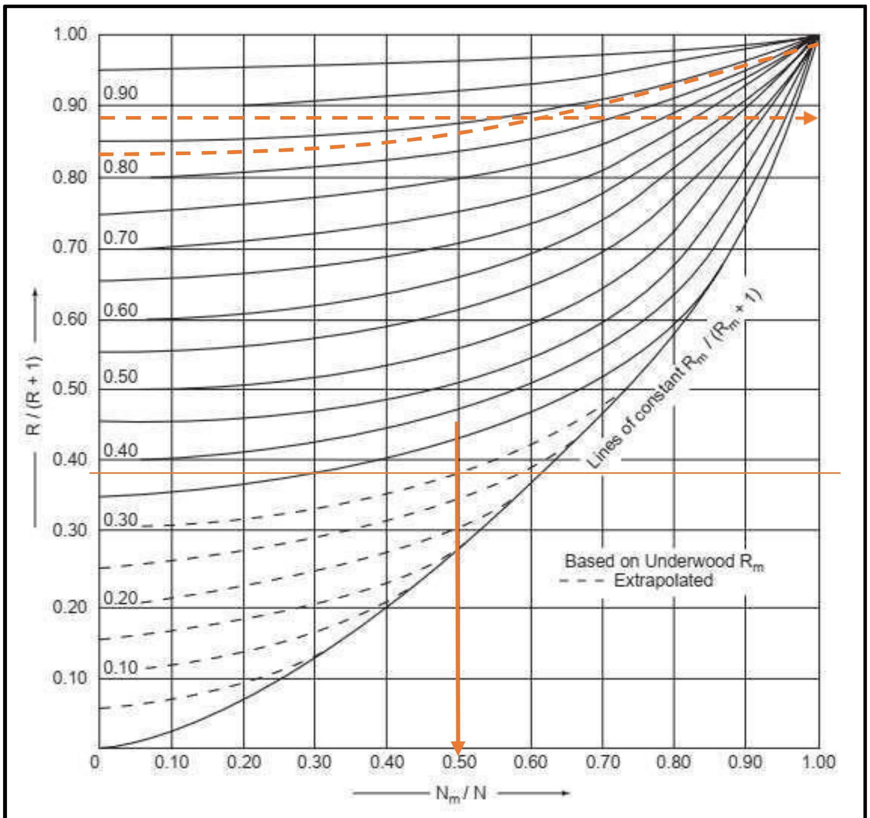


Figure 11.11. Erbar-Maddox correlation (Erbar and Maddox, 1961).

$\frac{R}{R+1} = 0{,}3722$

$\frac{R}{R+1} = 0{,}3722$

Dari figure 11.11. didapat:

$\frac{\text{Nmin}}{\text{N}} = 0{,}5$

$\text{N} = \frac{5{,}5502}{0{,}5}$

$= 11{,}1005$

Maka didapat jumlah ideal sebesar

N = 12 *plate*

12. Efisiensi Plate

Menggunakan pendekatan korelasi gililand (ludwig E.E, 1987, hal.30) Menghtiung viskositas rata-rata umpan.

T = 439 K

Komponen	xF	µF	xF.µF
$C_6H_5CH_2Cl$	0,0743	0,2854	0,0212
H_2O	0,5101	0,1643	0,0838
$C_7CH_6Cl_2$	0,0005	0,3225	0,0002
$C_6H_5CH_2O$	0,4151	0,3767	0,1564
Total	**1,0000**	**1,1488**	**0,2615**

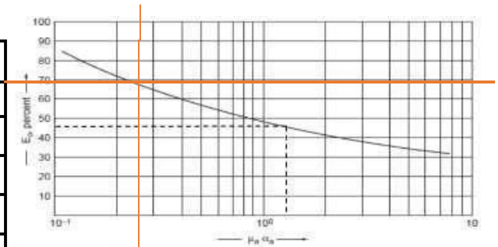


Figure 8-16. Column efficiency a function of average column viscosity and relative volatility

E = 0,69

13. Jumlah Plate Aktual

Dihitung dari persamaan 11.65 Sinnot. "Chemical Engineering Design" Hal. 548.

$$\text{Nact} = \frac{\text{N}}{\text{E}}$$

$$= \frac{12}{0{,}69}$$

$$= 17{,}4$$

Nact = 18

Nact Tanpa Rebiler = 17

14. Letak Plate Umpan

Dihitung dari persamaan 11.62 Sinnot hal 526

$$log\left[\frac{Nr}{Ns}\right] = 0{,}206\ x \log\left[\left(\frac{B}{D}\right)\ x\ \left(\frac{xHK}{xLK}\right)_F\ x\ \left(\frac{xB, LK}{xD, HK}\right)^2\right]$$

Keterangan:

Nr = Jumlah plate rectifying

Ns = Jumlah plate pada stripping

B = Laju mol di distilat, kmol/jam

D = Laju mol di bottom, kmol/jam

xHK = Fraksi mol heavy key

xLK = Fraksi mol light key

xB, LK = Fraksi mol light key di bottom

xD, HK = Fraksi mol heavy key di distilat

sehingga,

$$\log\left[\frac{\text{Nr}}{\text{Ns}}\right] = 0{,}206 \text{ x} \log\left[\left(\frac{11{,}679}{16{,}630}\right) \text{x } \left(\frac{0{,}0005}{0{,}0743}\right) \text{x } \left(\frac{0{,}003}{0{,}0071}\right)^2\right]$$

$$\log\left[\frac{\text{Nr}}{\text{Ns}}\right] = 0{,}206 \text{ x} - 3{,}123$$

$\frac{\text{Nr}}{\text{Ns}} = 10^{-0,643}$

$\frac{\text{Nr}}{\text{Ns}} = 0.23$

$\text{Nr} = 0.227\ \text{Ns}$

Nr + Ns = 17

0,277 Ns + Ns = 17

1,227 Ns = 17

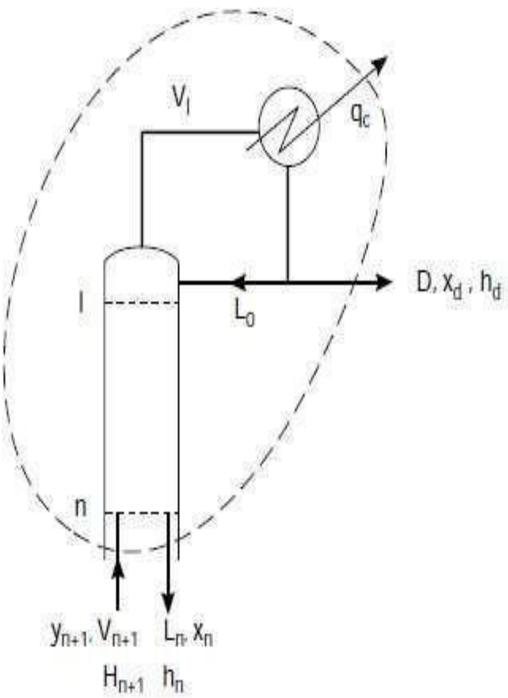
Ns = 13,8512 = 14

Nr = 3,1488 = 3

Sehingga umpan masuk pada plate ke 14 dari bawah

15. Menghitung Diameter Menara

a. Puncak Menara



Suhu	= 128,33	C
Tekanan	= 1,000	atm

Neraca Massa

$V_{n+1} = L_n + D$

Neraca Massa Komponen

$V_{n+1} \times y_{n+1} = L_n \times x_n + D \times x_D$

Keterangan

Vn+1 = Kecepatan mol uap, kmol/jam

Ln = Kecepatan mol cairan, kmol/jam

D = Kecepatan mol distilat

yn+1 = Fraksi mol uap

xn = Fraksi mol cair

xD = Fraksi mol di destilat

n = plate ke-n

Dimana:

$$V_1 = L_0 + D$$

Persamaan dibagi dengan D

$$\frac{L_0}{D} = R$$

Sehingga:

$$\frac{V_1}{D} = R + 1$$

$$V_1 = (R + 1) \times D$$

Maka

V1 = (0,5928 +1) x 16,6297

= 26,488 kmol/jam

Digunakan kondensor total, sehingga fraksi mol uap = fraksi mol di destilat.

Komposisi V_1

Komponen	yi	kmol/jam	BM	kg/jam	xi.mass
$C_6H_5CH_2Cl$	0,1245	3,2985	126	415,6154	0,4889
H_2O	0,8683	22,9997	18	413,9940	0,4870
$C_7CH_6Cl_2$	0,0001	0,0022	161	0,3476	0,0004
$C_6H_5CH_2O$	0,0071	0,1872	108	20,2136	0,0238
Total	1,0000	26,4875		850,1706	1,0000

Komponen di $L_0 = V_1 – D$

L_0 = 9,858 kmol/jam

Komponen	yi	kmol/jam	BM	kg/jam	xi.mass
$C_6H_5CH_2Cl$	0,1245	1,2276	126,00	154,6785	0,4889
H_2O	0,8683	8,5597	18,00	154,0750	0,4870
$C_7CH_6Cl_2$	0,0001	0,0008	161,00	0,1294	0,0004
$C_6H_5CH_2O$	0,0071	0,0697	108,00	7,5228	0,0238
Total	1,0000	9,8578		316,4057	1,0000

Plate spacing biasa digunakan 0,15 m - 1 m. (Sinnot, hal 557).

Dipilih: lt = 0,6 m

i. Menghitung faktor alir uap-cair F_{LV}

Dihitung dari persamaan 11.82 Sinnot hal 568.

$$F_{LV} = \frac{Lw}{Vw}\sqrt{\frac{\rho v}{\rho L}}$$

Dimana:

FLV = Faktor alir uap-cair

Lw = Laju alir massa cairan (kg/s)

Vw = Laju alir massa uap (kg/s)

Lw = L_0 = 0,0879 Kg/s

Vw = V_1 = Kg/s

BM Campuran di V_1

Komponen	yi	BMi	yi.Bmi
$C_6H_5CH_2Cl$	0,1245	126	15,6910
H_2O	0,8683	18	15,6298
$C_7CH_6Cl_2$	0,0001	161	0,0131
$C_6H_5CH_2O$	0,0071	108	0,7631
Total	1,0000		32,0970

Densitas Uap:

$$\rho_v = \frac{BMmix\ x\ P}{R\ x\ T}$$

BMmix = Berat molekul campuran

P = Tekanan operasi atas, kPa

R = Konstanta gas, kPa.m3/kmol.K

T = Suhu operasi atas, K

$$\rho_v = \frac{32{,}097\,\frac{kg}{kmol}\ x\ 101{,}33\ kPa}{8{,}314\ kPa.\frac{m^3}{kmol}.K\ x\ 401{,}33\ K}$$

= 0,9747 kg/m^3

Densitas Cair

Komponen	L0 (kg/jam)	fraksi massa	ρ, kg/m^3	fraksi massa x ρ, kg/m^3
$C_6H_5CH_2Cl$	154,6785	0,4889	410,8359	200,8417
H_2O	154,0750	0,4870	399,4586	194,5179
$C_7CH_6Cl_2$	0,1294	0,0004	484,0148	0,1979
$C_6H_5CH_2O$	7,5228	0,0238	365,3805	8,6873
Total	316,4057	1,0000		404,2448

Sehingga

Densitas cair campuran = 404,24 kg/m^3

Flv = 0,0183

ii. Menghitung Kecepatan Uap

Kecepatan uap biasanya 70-90% kecepatan uap flooding. Kecepatan uap flooding dihitung dari persamaan 11.81 Sinnot hal 720.

$$uf = K1\sqrt{\frac{\rho L - \rho v}{\rho v}}$$

K1 diambil dari figure 11.27 Sinnot.

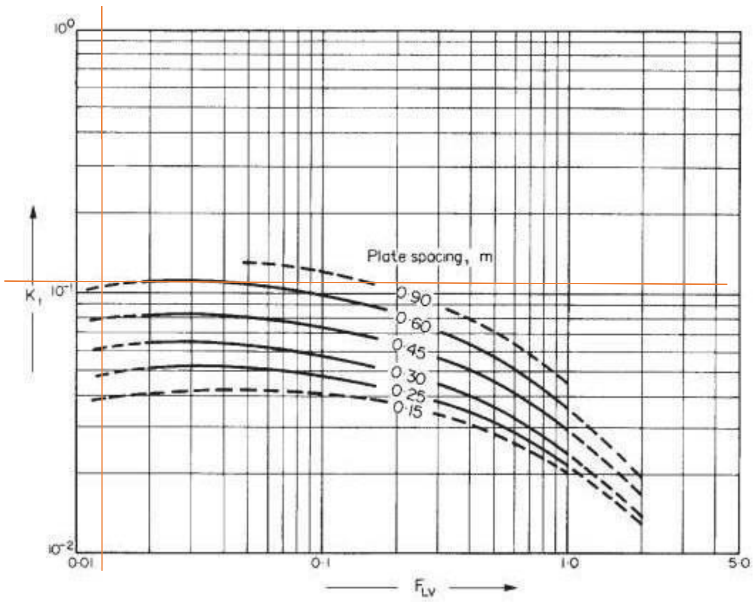


Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

Dengan:

Flv = 0,0183

ts = 0,6

K1 = 0,11

uf $= \left[\frac{404{,}24 - 0{,}975}{0{,}975}\right]^{0,5}$

= 2,2375 m/s

Untuk perancangan, dipilih 80 – 85% dari kecepatan flooding. Sehingga:

Dipilih = 85 %

Kecepatan Uap = % Kecepatan *flooding* x Kecepatan *flooding*

= 85% x 2,2375

= 1,9018 m/s

$= \frac{\text{Kecepatan massa } V_1}{\text{Densitas gas x 3600}}$

$= \frac{850{,}1706 \text{ kg/jam}}{0{,}9747 \frac{\text{kg}}{\text{m3}} \text{x3600sjam}}$

$= 0{,}2424 \text{ m}^3/\text{s}$

Luas Area Penampang Kolom

$= \frac{Q}{V}$

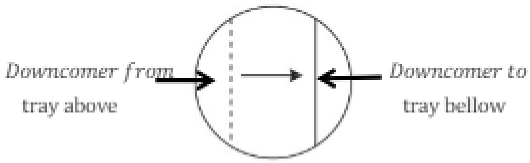
$= \frac{0{,}2423\ m3/s}{1{,}9018 m/s}$

= 0,1274 m^2

= 30 in

= 0,762 meter

iii. Desain *Downcomer*



Dirancang luas downcomer 12% luas penampang kolom (Sinnot hal 569)

Luas penampang kolom total (At)

$At = \frac{A}{100\% - \%Downcomer}$

$\frac{0{,}1710}{100\% - 12\%}$

= 0,1943 m^2

Diameter Kolom

$Dc = \frac{At \times 4}{\Pi}$

$= \frac{0{,}1943 \times 4}{}$ 0,5

3,1416 m

Hasil

Diameter Kolom Puncak = 0,4293 m = 16,903 in

Diameter Kolom Bawah = 0,4974 m = 19,581 in

Dipilih = 16,903 in

Dari Tabel 5.7 Brownell & Young

Untuk OD standar = 30 in

= 0,762 meter

16. Menghitung Pressure Drop

Pressure drop terkoreksi ditinjau dari seksi kolom yang memiliki diameter palinh besar.

Diameter kolom, Dc = 0,7620 m

Luas kolom, Ac = 0,4560 m^2

Luas downcomer, Ad = 12% x Ac

= 0,0547 m^2

Net Area = Ac – Ad

= 0,4013 m^2

Area aktif = Ac – 2Ad

= 0,3466 m^2

Hole area dipilih 10% dari area aktif (Sinnot. Hal 582)

Hole area , A_h = 10% x 0,3466

= 0,0347 m^2

Ad/Ac = $\frac{0,0547}{0,4560}$ x 100%

= 12%

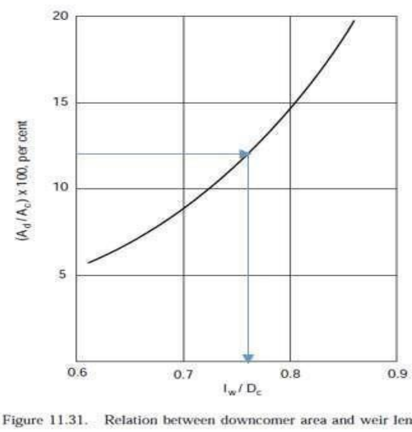


Figure 11.31. Relation between downcomer area and weir length

Dari Figure 11.31 Sinnot hal 573, hubungan Ad/Ac dan Lw/Dc didapat Lw/Dc Sebesar

lw/Dc = 0,77
weir length = 0,77 x Dc
= 0,77 x 0,429
= 0,3306 meter

Dipilih :

Weir height, h_w = 65 mm

Hole *diameter,* d_h = 5 mm

Plate thickness = 5 mm

a. *Perforated Area*

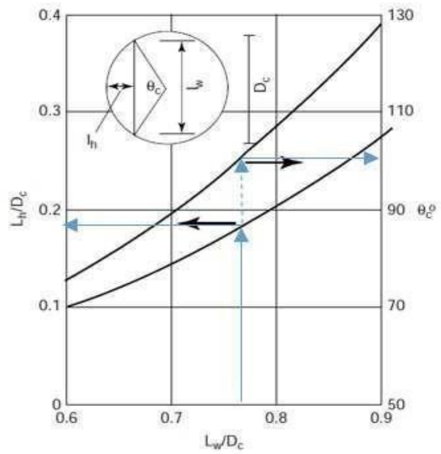


Figure 11.32. Relation between angle subtended by chord, chord height and chord length

Dari Figure 11.32 didapat

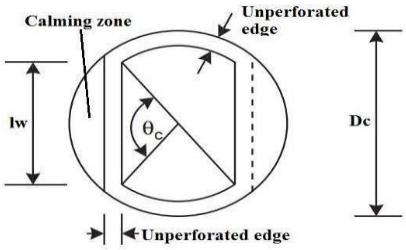
lw/Dc = 0,77

θ_c^0 = 100

Sudut yang digantikan oleh tepi *plate* = 180 - Θ
= 180 - 100
= 80

Dipilih:

Unperforated edge strips = 50 mm (Sinnot hal 726)



$$= \frac{Dc \ - Unperforated\ edge\ strips) x \pi x 80}{180}$$

$$= \frac{(0,429 - 0,05) \times 3,1416 \times 80}{180}$$

= 0,953 meter

Luas unperforated edge

= panjang rata-rata *unperforated* x *unperforated edge strips*

= 0,953 x 0,05 meter

= 0,0477 m^2

Panjang rata-rata calming zone

= lw + lebar unperforated edge

= 0,3306 + 0,05 meter

= 0,3806 meter

Luas calming zone

= 2 x panjang rata-rata *calming zone* x *unperforated edge*

= 2 x 0,3806 x 0,05

= 0,0381 m^2

Total area for perforation (A_p)

A_p = A_a - luas perforated strip - luas calming zone

= 0,3466 - 0,0477 - 0,0381

= 0,2609 m^2

b. *Weep Point*

Dihitung dari persamaan 11.84 hal 572 Sinnot

$$uh = \frac{[K2 - 0,9\ x\ (25,4 - dh)]}{\rho v^{1/2}}$$

Keterangan:

uh = Kecepatan uap minimum melalui hole, m/s

dh = Diameter hole, mm

K2 = Konstanta didapat dari figure 11.30 Sinnot hal 571

Maximum liquid rate (L_w)

$$L_w = \frac{(0{,}429 - 0{,}05) \times 3{,}1416 \times 80}{180}$$

$$= \frac{38{,}1663 \times 108{,}110}{3600}$$

$= 1{,}1462$ kg/s

Minimum liquid rate 70% turndown = 0,70 x maximum liquid rate

= 0,70 x 1,1462

= 0,8023 kg/s

Weir liquid *crest*, dari persamaan 11.85 hal 572 Sinnot

$$h_{ow} = 750 \left[\frac{Lw}{\rho L \, x \, lw}\right]^{2/3} \left[\frac{\mathrm{Lw}}{\rho L \, xlw}\right]^{0,7}$$

minimum h_{ow} $= 750 \left[\frac{Lw}{\rho L \, x \, lw}\right]$

$$= 750 \left[\frac{0{,}8023}{899{,}75 \, x \, 0{,}3306}\right]^{0,7}$$

= 14,5329 mm

maximum h_{ow} +h_w = 18,4340 + 65

= 84,4340 mm

maximum h_{ow} +h_w = 14,5329 + 65

= 79,5329 mm

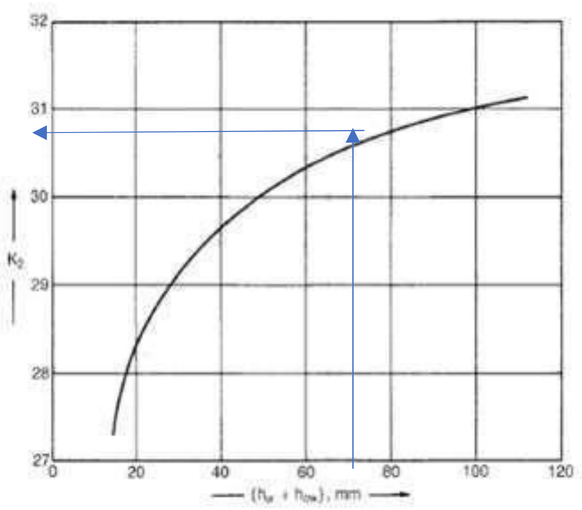


Figure 11.30. Weep-point correlation (Eduljee, 1959)

Dari figure 11.30 al 571 Sinnot, hubungan K2 dan minimum h-w + how, didapat

K2 = 30,75

Maka

u_h minimum = $\frac{30,75-0,9\,(25,4-5\,)}{1,6615}$

= 7,4572 m/s

Kecepatan uap aktual minimum

$= \frac{\text{Kecepatan volumetrik uap di bottom minimum}}{\text{Ah}}$

$= \frac{\text{70\% x Kecepatan volumetrik uap di bottom minimum}}{\text{Ah}}$

$= \frac{\text{70\% x 0,2881}}{\text{0,0347}}$

= 5,8196 Kg/s

Jadi, operasi minimum akan lebih baik di atas weep point

c. *Dry Plate Drop*

Dihitung dari persamaan 11.88 hal 576 Sinnot.

$$hd = 51\left[\frac{uh}{Co}\right]^2 \frac{\rho v}{\rho L}$$

Keterangan

hd = Pressure drop melalui dry plate, mm

Co = Koefisien orifice

$\frac{Ah}{Ap} = \frac{0,0347}{0,2609}\ x\ 100\%$

$= 13,2863\ \%$

$\frac{plate\ thickness}{hole\ Diameter} = \ 1$

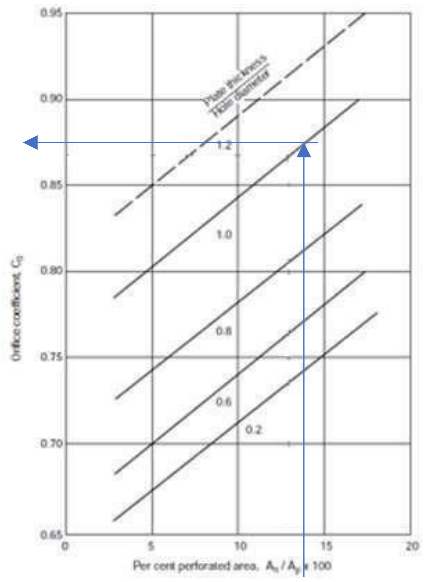


Figure 11.34. Discharge coefficient, sieve plates (Liebson et al., 1957)

Dari Figure 11.34 hal 576 didapat

Co $= 0{,}875$

Maka

Kecepatan uap (u_h)

$$u_h = \frac{\text{Kecepatan Volumetrik Uap di Bottom}}{hole\ Diameter} = 1$$

$$= \frac{0{,}2881}{0{,}0347}$$

$= 8{,}3137$ m/s

$$hd = 51 \left[\frac{u_h}{Co}\right]^2 \frac{\rho V}{\rho L}$$

$= 14{,}1260$

d. *Residual Heal*

Dihitung dari persamaan 11.89 hal 577 Sinnot.

$$hr = \frac{12500}{\rho L}$$

$$= \frac{12500}{899{,}7481}$$

$= 13{,}8928$

e. *Total Plate Drop*

Dihitung dari persaman 11.90 hal 577 Sinnot.

ht = hd + (hw+how) + hr

= 14,1260 + 83,4340 + 13,8928

= 111,4528 mm

f. Total *Plate Pressure drop*

Dihitung dari persamaan 11.87 hal 575 sinnot

ΔPt = 0,00981 x ht x ρL

= 0,00981 x 111,4528 x 899,7481

= 983,74144 Pa/plate

= 0,0097 atm/plate

Plate seksi *rectifying* = 3

Plate seksi *stripping* = 14

Pressure drop seksi *rectifying* = 2951,2243 Pa

Pressure drop seksi *striping* = 13722,3801 Pa

Tekanan Puncak = Tekanan Umpan *rectifying* - *Pressure drop* seksi

= 101325 + 13772,3801

= 98373,78 Pa

= 0,9709 Atm

Tekanan Dasar Menara = Tekanan Umpan + *Pressure drop* seksi *stripping*

= 101325 + 13772,3801

= 115097,38 Pa

= 1,1359 Atm

17. Downcomer Liquid Backup

Dihitung dari persamaan 11.91 hal 578 Sinnot.

hb = (hw + how) + ht + hdc

Keterangan:

hb = *Downcomer back-up*, diukur dari permukaan *plate*, mm

hdc = *Head loss* pada *downcomer*, mm

Clearan *area* dibawah *downcomer*

hap normalnya 5 – 10 mm lebih rendah dari h_w

h_{ap} = hw - 10 mm

= 65 - 10 mm

= 55 mm

A_{ap} = h_{ap} x l_w

= 0,055 m x

$= 0{,}0182\ m^2$

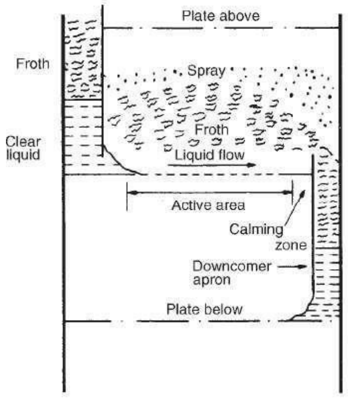


Figure 11.17. Typical cross-flow plate (sieve)

Head loss pada downcomer (persamaan 11.92 hal 578 Sinnot):

$$hdc = 166\ x\ \left[\frac{Lwd}{\rho L\ x\ Am}\right]^2$$

Keterangan

Hdc	= *Head loss in the downcomer*, mm
Lwd	= *Liquid flow rate in downcomer*, kg/s
Am	= antara Ad atau Aap, yang terkecil, m^2
ρL	= Densitas cairan, kg/m^3

$A_{ap} < A_d$, maka dipilih A_{ap}

Diketahui :

Lwd	=	Lw =	1,1462 kg /s
Am	=	A_{ap} =	0,0182 m^2

ρL = 899,7481 kg/m^3

Maka

$$hdc = 166\ x\ \left[\frac{1{,}1462}{899{,}7481\ x\ 0{,}0182}\right]^2$$

$= 0{,}8148$

hw+how = 79,5329 mm

ht = 111,4528 mm

sehingga

hb = hw + how + ht + hdc

= 79,5329 + 111,4528 + 0,8148

= 191,8005 mm

Kelayakan plate spacing (lt):

$$hb < \frac{1}{2}(lt + hw)$$

hb = 0,1918 m

1/2(lt+hw) = 0,3325 m

Plate spacing dapat diterima

18. Downcomer Residence Time

Dihitung dari persamaan 11.95 Sinnot hal 579.

$$tr = \frac{Ad \ x \ hbc \ x \ \rho L}{Lwd}$$

Diketahui:

Ad = 0,0547 m^2

hbc = 0,1918 m

ρL = 899,7481 kg/m2

Lwd = Lw

= 1,1462 Kg/s

Maka

$$tr = \frac{\text{Ad x hbc x } \rho\text{L}}{\text{Lwd}}$$

$$= \frac{0{,}0547 \ 0{,}1918 \ 899{,}7481}{1{,}1462}$$

$$= 8{,}2397$$

tr > 3 s, maka dapat diterima (Sinnot hal 579)

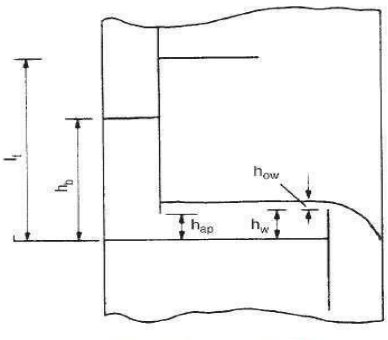


Figure 11.35. Downcomer back-up

19. Kondisi Operasi Terkoreksi

a. Kondisi Atas

Tekanan = 0,9709 atm

= 737,8640 mmHg

Suhu = 127,5972 C

= 400,5972 K

Komponen	yi	Poi, mmHg	Ki	xi=Ki/yi	αi = ki/kHK
$C_6H_5CH_2Cl$	0,1245	163,5155	0,2216	0,5619	2,9843
H_2O	0,8683	1873,5091	2,5391	0,3420	34,1931
$C_7CH_6Cl_2$	0,0001	68,7172	0,0931	0,0009	1,2541
$C_6H_5CH_2O$	0,0071	54,7920	0,0743	0,0952	1,0000
Total	1,0000			1,0000	

b. Kondsisi Bawah

Tekanan = 1,1359 atm

= 863,3013 mmHg

Suhu = 209,0479 C

= 482,0479 K

Komponen	xi	P°i, mmHg	Ki	yi=Ki x xi	αi = ki/k_{HK}
$C_6H_5CH_2Cl$	0,0027	1482,6519	1,7174	0,0046	1,7204
$C_7CH_6Cl_2$	0,0012	682,1336	0,7901	0,0010	0,7915
$C_6H_5CH_2O$	0,9961	861,8314	0,9983	0,9944	1,0000
Total	1,0000			1,0000	

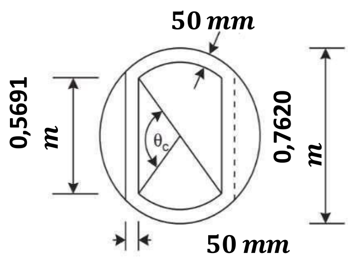
20. *Plate Construction*

a. *Sectional Construction*

θ = 100

lw = 0,3306 m

Unperforated edge ring = 50 mm



b. *Hole Pitc*

Hole pitch didapat dari fig 11.33

Ah/Ap = 0,1329

Dari figure 11.35 hal 727 didapat

lp/dh = 2,4

= 2,4 x 5

= 12 mm

c. *Number of Hole*

$$Number\ of\ hole = \frac{Hole\ area,\text{Ah}}{Area\ of\ one\ hole}$$

$$= \frac{\pi\ x\ dh^2}{4}$$

$$= \frac{3{,}1416\ x\ 25}{4}$$

= 19,6350 mm^2

= 1,96,E-05 m^2

Hole area = 0,0347

Maka

Number of hole $= \frac{0{,}0347}{1{,}96{,}E-05}$

= 1765,1578

= 1765 buah

21. Hitungan Pelengkap

a. Tebal tutup kolom

Bentuk tutup menara Torispherical karena alat beroperasi pada 15-200 psig. (Brownell and Young, 1959).

Tebal penutup dihitung dengan persamaan:

$$t = \frac{0{,}885.Pgauge.Ids}{f.\varepsilon - 0{,}1.Pgauge} + C"$$

Keterangan:

ts = Tebal dinding selongsong, meter

C" = Faktor korosi, meter

Ids = Diameter dalam selongsong, meter

f = Tengangan yang diizinkan, fall, Pa

ε = Efisiensi sambungan

Pg = Tekanan terhitung alat, Pa

Menurut Dennis Moss. "Pressure Vessel Design Manual". Appendix H: Material selection guide hal 464. Material pressure vessel dipilih berdasarkan suhu operasi.

Kolom beroperasi antara 50 – 775 0F.

Maka dipilih:

Bahan konstruksi = Baja karbon grade A 285

Allowable stress, fall = 12900 psi

= 88917857 Pa

Table 13.2. Typical Maximum Allowable Stresses for Plates Under ASME BPV Code Sec. VIII D.1 (The Appropriate Material Standards Should be Consulted for Particular Grades and Plate Thicknesses)

Material	Grade	Min Tensile Strength (ksi)	Min Yield Strength (ksi)	Maximum Temperature (°F)	Maximum Allowable Stress at Temperature °F (ksi = 1000 psi)				
					100	300	500	700	900
Carbon steel	A285 Gr A	45	24	900	12.9	12.9	12.9	11.5	5.9
Killed carbon steel	A515 Gr 60	60	32	1000	17.1	17.1	17.1	14.3	5.9
Low alloy steel 1¼ Cr, ½ Mo, Si	A387 Gr 22	60	30	1200	17.1	16.6	16.6	16.6	13.6
Stainless steel 13 Cr	410	65	30	1200	18.6	17.8	17.2	16.2	12.3
Stainless steel 18 Cr, 8 Ni	304	75	30	1500	20.0	15.0	12.9	11.7	10.8
Stainless steel 18 Cr, 10 Ni, Cb	347	75	30	1500	20.0	17.1	15.0	13.8	13.4
Stainless steel 18 Cr, 10 Ni, Ti	321	75	30	1500	20.0	16.5	14.3	13.0	12.3
Stainless steel 16 Cr, 12 Ni, 2 Mo	316	75	30	1500	20.0	15.6	13.3	12.1	11.5

Untuk antisipasi kondisi korosi yang parah, faktor korosi dipilih 4 mm (Sinnot, hal 985)

C"	=	4	mm
	=	0,004	meter
Efisiensi sambungan	=	0,7	
Tekanan operasi	=	1,1359	atm
Tekanan design	=	1,2495	atm
Tekanan gauge	=	0,1136	atm
	=	11509,738	Pa
Ids	=	16,9028	in
	=	0,4293	meter

Bentuk dinding menara: Silinder

Dihitung dengan persamaan 13.41 Sinnot. 2008

$$ts = \frac{Pgauge.Ids}{2.f.\varepsilon - 1{,}2.Pgauge} + C$$

Keterangan

ts = Tebal dinding selongsong, meter

C” = Faktor korosi, meter

Ids = Diameter dalam selongsong, meter

f = Tegangan yang diizinkan, fall, Pa

ε = Efisiensi sambungan

Pg = Tekanan terhitung, Pa

$$ts = \frac{11509{,}738\ x\ 0{,}4293}{2\ x\ \ 8{,}89, E + 07\ x\ \ 0{,}7\ -\ 1{,}2\ \ x\ \ 11509{,}738}$$

= 0,0040 meter

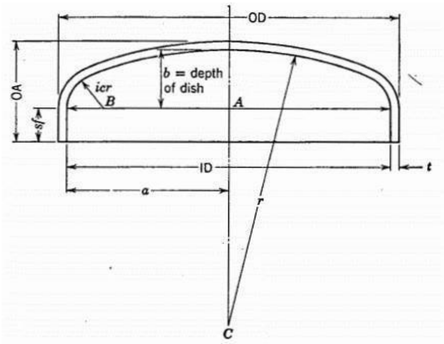
= 0,1590 in

Dipilih

ts standar	= 0,1875	in
	= 0,4293	meter
	= 16,9028	in

Dari tabel 5.7 Brown and Young. Dipilih OD kolom standar sebesar

OD	=	30	in			
Ids Baru	=	OD	-	2	x	ts
	=	30	-	2	x	0,1875
	=	29,6250	in			
	=	0,7525	m			



Luas Penampang Menara = 0,4447 m^2

b. Tinggi Tutup Menara

Keterangan:

t = Tebal penutup, meter

icr = Jari-jari sudut internal, meter

sf = Flange lurus, meter

r = Jari-jari kelengkungan, meter

OA = Tinggi penutup, meter

Dari Table 5.7 Brownell and Young, 1959, didapat:

OD = 30 in

t = 0,1875 in

icr = 1,88 in

r = 30 in

Dari Table 5.6 Brownell and Young, 1959, Pada t = 0,1875 in, sf = 1,5 – 2 in

Dipilih

sf = in

AB $= \frac{\text{Ids}}{2} - \text{icr}$

$= \frac{29{,}625}{2} - 2$

= 12,938

BC = r - icr

= 30, – 2

= 28,13

Maka

b = r - (BC^2-AB^2)1

= 5,027 in

OA = t + b + sf

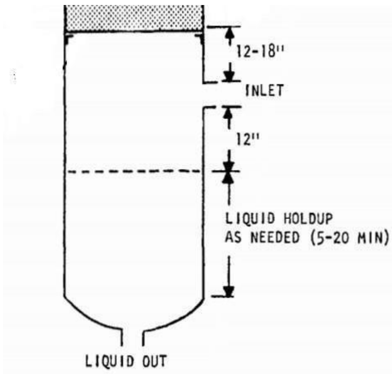
= 0,1875 + 5,027 + 1,5

= 6,7148 in

= 0,1706 m

c. Tinggi Menara

Untuk menentukan tinggi menara distilasi digunakan persamaan sebagai berikut:



HT = H1 + H2 + H3 + H4 + H5

dengan:

H1 = Tinggi penyangga

H2 = Tinggi ruang kosong bawah

H3 = Tinggi tray

H4 = Tinggi ruang kosong atas

H5 = Tinggi penutup menara

HT = Tinggi total menara

Dirancang tinggi penyangga (H1) sebesar 2 meter, Hi (tinggi cairan) dihitung dari persamaan:

$$Hi = \frac{V1}{At}$$

$$= \frac{L1 \ \ x\,\theta}{\rho L \ \ x\,At}$$

Dengan:

At = Luas penampang menara, m^2

H1 = Tinggi cairan, m

L1 = Kecepatan volume cairan, m^3/s

V1 = Volume cairan, m^3

θ = Waktu tinggal cairan, s

Waktu tinggal cairan berkisar antara 5 – 20 menit.

Dipilih

θ = 5 menit

Maka

$$Hi = \frac{68{,}7698\frac{kg}{menit}\ x\ 5\ menit}{899{,}75\frac{kg}{m3}\ x\ 0{,}4447\ m2}$$

= 0,8594 in

= 33,83 in

Menghitung diameter nozzle dari uap dengan persamaan berikut:

$$Dnozzle = \left[\frac{4\ Ap}{\pi}\right]^{0,5}$$

$$= \left[\frac{4\ Qv}{\pi\ vlin}\right]^{0,5}$$

$$= \left[\frac{4\ Qv}{\pi}\left[\frac{\rho_m}{4000}\right]^{0,5}\right]^{0,5}$$

Dengan:

Qv = kecepatan uap, m^3/s

ρm = rapat massa campuran, lb/ft

ρm dihitung dengan

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{\%uap}{\rho_v} + \frac{\%cair}{\rho_L}}$$

Karena fluida yang mengalir dalam nozzle merupakan uap yang berasal dari reboiler maka % cair = 0 dan %uap = 100%

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{100\%}{2{,}7605}}$$

= 2,7605 Kg/m^3

= 0,1724 lb/ft^3

Maka

$$D_{nozzle} = \left[\frac{4 \quad 0{,}2881}{3{,}142} \left[\frac{0{,}1724}{4000} \right]^{0,5} \right]^{0,5}$$

$= 0{,}0491$ m

$= 1{,}9321$ in

Pemilihan pipa nozzle standart sesuai pada tabel 13 (Timmerhaus, 1991).

OD = 2,38 in

= 0,0605 in

ID = 2,067 in

= 0,0525 in

Maka tinggi ruang kosong bahaw (H2)

H2 = Hi + (12 + 18) + OD

= 33,83 30,0 + 2,4

= 66,21 in

= 1,682 in

Tinggi tray

H3 = (Aktual - 1) x Jarak Tray

= (17 -1) x 0,6

= 9,600 m

TABLE 13
Steel-pipe dimensions

Nominal pipe size, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in.²	Surface per lin ft, ft² Outside	Surface per lin ft, ft² Inside	Weight per lin ft, lb steel
⅛	0.405	40†	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80‡	0.215	0.036	0.106	0.056	0.32
¼	0.540	40	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80	0.302	0.072	0.141	0.079	0.54
⅜	0.675	40	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80	0.423	0.141	0.177	0.111	0.74
½	0.840	40	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80	0.546	0.235	0.220	0.143	1.09
¾	1.05	40	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80	0.742	0.432	0.275	0.194	1.48
1	1.32	40	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80	0.957	0.718	0.344	0.250	2.17
1¼	1.66	40	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80	1.278	1.28	0.435	0.335	3.00
1½	1.90	40	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80	1.500	1.76	0.498	0.393	3.64
2	2.38	40	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80	1.939	2.95	0.622	0.508	5.03
2½	2.88	40	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80	2.323	4.23	0.753	0.609	7.67
3	3.50	40	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80	2.900	6.61	0.917	0.760	10.3
4	4.50	40	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80	3.826	11.5	1.178	1.002	15.0
6	6.625	40	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80	5.761	26.1	1.734	1.510	28.6
8	8.625	40	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80	7.625	45.7	2.258	2.000	43.4
10	10.75	40	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6	2.814	2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

† Schedule 40 designates former "standard" pipe.
‡ Schedule 80 designates former "extra-strong" pipe.

Tinggi ruang kosong atas (H4)

Dirancang tinggi ruang kosong atas sebesar = 1 m

Tinggi penutup menara (H5)

H5 = 6,7148 in

= 0,1706 in

Tinggi total

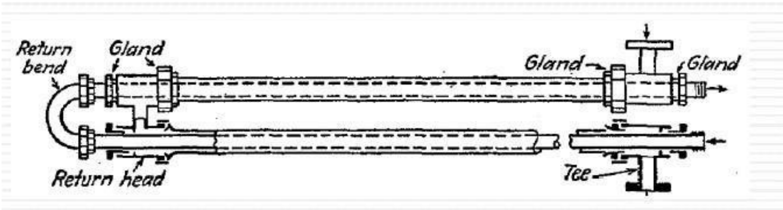
Ht = 2 + 1,6818 + 9,600 + 1 + 0,1706

= 14,452 m

COOLER (Cl-01)

Fungsi : Mendinginkan bottom product dengan pendingin air sebelum masuk ke tangki benzil alkohol

Jenis : *Double Pipe Cooler*



Data:

Suhu Masuk Fluida	=	78,41	C	=	351,41	K	Suhu Air Masuk =	25	C =	298	K
Suhu Keluar Fluida	=	30	C	=	303	K	Suhu Air Keluar =	40	C =	313	K
Suhu rata-rata	=	54,205	C	=	327,2	K					
Tekanan	=	1	atm =		760	mmHg					

Komposisi fluida masuk cooler

Komponen	Mol	Massa	xi mol	xi massa	BM
$C_6H_5CH_2Cl$	0,0315	3,9737	0,0027	0,0031	126
H_2O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	18
$C_7CH_6Cl_2$	0,0141	2,2679	0,0012	0,0018	161
$C_6H_5CH_2OH$	11,6332	1256,3848	0,9961	0,9951	108
TOTAL	11,6788	1262,6263	1,0000	1,0000	

Data referensi

1. Kapasitas Panas $C_p = A + B\,T + C\,T^2 + D\,T^3$ (C_p - joule/(mol K), T - K)

Komponen	A	B	C	D	Cp (kj/kg.K)	Cpcamp
$C_6H_5CH_2Cl$	82,217	0,70948	-0,0017551	1,874E-06	24713,631	66,736
H_2O	92,053	-0,039953	-0,000211	5,347E-07	1352,812	0,000
$C_7CH_6Cl_2$	74,474	0,73936	-0,0016958	1,686E-06	31883,733	38,456
$C_6H_5CH_2OH$	97,57	0,0086633	-0,0021388	2,17E-06	7488,304	7459,051
TOTAL						7564,242

Cp Camp = 7564,2423 Kj/Kg.K = 1806,6883 Btu/lb.F

Cp Air = 1352,812 Kj/Kg.K = 323,11372 Btu/lb.F

2. Densitas $density = A\ B^{-(1 - T/Tc)^n}$ (density - g/ml, T - K)

Komponen	A	B	n	Tc	ρ	ρCamp
$C_6H_5CH_2Cl$	0,34918	0,25372	0,2857	686	1,0672	0,0034
H_2O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	1,0276	0,0000
$C_7CH_6Cl_2$	0,39858	0,2597	0,3194	731	1,1898	0,0021
$C_6H_5CH_2OH$	0,32318	0,2604	0,224	677	1,0126	1,0076
TOTAL						1,0131

ρ Camp	=	1,0131	g/ml =	1013,1 kg/m^3
ρ air	=	1352,812	g/ml =	1027,6 kg/m^3

3. Viskositas $\log_{10} n_{liq} = A + B/T + C\,T + C\,T^2$ (n_{liq} - centipoise, T - K)

Komponen	A	B	C	D	µ	µ camp
$C_6H_5CH_2Cl$	-6,4178	1128,1	0,011724	-9,56E-06	0,5393	0,0017
H_2O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,26E-05	0,9144	0,0000
$C_7CH_6Cl_2$	-5,2934	1107,7	0,0076332	-5,56E-06	0,7158	0,0013
$C_6H_5CH_2OH$	-25,0704	4212,4	0,049668	-3,5E-05	1,1066	1,1012
TOTAL						1,1042

µ Camp	=	1,1042	cp =	2,6711 lb/ft.jam
µ air	=	0,9144	cp =	2,2121 lb/ft.jam

4. Konduktivitas Termal air Pendingin $k = A + B\,T + C\,T^2$ (k - W/(m K), T - K)

Komponen	A	B	C	k H2O
H_2O	-0,2758	0,004612	-5,539E-06	0,6067

(Yaws, 1999)

5. Konduktivitas Termal Fluida $\log_{10} k_{liq} = A + B\,[1 - T/C]^{2/7}$ (k_{liq} - W/(m K), T - K)

Komponen	A	B	C	k	kcamp
$C_6H_5CH_2Cl$	-1,5601	0,8204	686	0,1283	0,0004
$C_7CH_6Cl_2$	-1,7975	0,9832	731	0,1042	0,0002
$C_6H_5CH_2OH$	-0,995	0,2347	677	0,1568	0,1560
TOTAL					0,1566

k Camp	=	0,1566	W/m.K =	0,0906 Btu/jam.ft.F
k air	=	0,9144	W/m.K =	2,2121 Btu/jam.ft.F

6. Menghitung Bebas Panas Cooler

Panas fluida masuk

Komponen	Mol	Cp	Q (kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	0,0315	10241,560	322,988
H_2O	0,0000	4016,857	0,000
$C_7CH_6Cl_2$	0,0141	10333,768	145,564
$C_6H_5CH_2OH$	11,6332	2720,610	31649,381
TOTAL	11,6788	27312,795	32117,932

Panas fluida keluar

Komponen	Mol	Cp	Q (kj/jam)
$C_6H_5CH_2Cl$	0,0315	939,081	29,616
H_2O	0,0000	377,486	0,000
$C_7CH_6Cl_2$	0,0141	946,456	13,332
$C_6H_5CH_2OH$	11,6332	170,906	1988,178
TOTAL	11,6788	2433,930	2031,126

Beban cooler = Q (Bahan Baku + Recycle + air keluar) - Q (Bahan Baku + Recycle + air masuk)

Beban cooler (Q) = 30086,806 kj/jam

= 28516,786 BTU/jam

Massa air yang diperlukan:

m = Q/Cp.dT

= 26,6011 kg/jam

7. Menghitung ΔT LMTD

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T1 - t2) - (T2 - t1)}{ln\frac{(T1 - t2)}{(T2 - t1)}}$$

ΔT LMTD = 16,386 C

= 61,496 F

8. Menghitung Luas Transfer Panas

Coolers

Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Water	Water	250–500§
Methanol	Water	250–500§
Ammonia	Water	250–500§
Aqueous solutions	Water	250–500§
Light organics*	Water	75–150
Medium organics†	Water	50–125
Heavy organics‡	Water	5–75‖
Gases	Water	2–50¶
Water	Brine	100–200
Light organics	Brine	40–100

Dari Tabel 8, untuk sistem perpindahan panas antara campuran komponen light organic dengan water diperoleh UD = 75-150 Btu/hr.ft2.°F (Kern, 1965). Dalam perancangan ini diambil harga Ud 75 Btu/hr.ft2.°F

$$A = \frac{Q}{U_D\ \Delta T_{LMTD}}$$

A = 6 ft^2

Karena A<200ft2 maka digunakan HE jenis double pipe (Kern,1965)

9. Ukuran Tabung

Berdasarkan Tabel 6.1. dan Tabel 11., Kern, 1965, halaman 103 dan 844 Outer pipe (annulus):

IPS 4 in

Dia 4 in

Dia 5 in

Inner pipe:

IPS 3 in

Dia 3 in

Dia 4 in

Ao ft^2/ft

TABLE 6.1. DOUBLE PIPE EXCHANGER FITTINGS

Outer pipe, IPS	*Inner pipe, IPS*
2	1¼
2½	1¼
3	2
$\boxed{4}$	$\boxed{3}$

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in.²	Surface per lin ft, ft.²/ft. Outside	Surface per lin ft, ft.²/ft. Inside	Weight per lin ft, lb steel
⅛	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
¼	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
⅜	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
½	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
¾	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1¼	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1½	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2½	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20‡	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20‡	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

Panjang tabung

Panjang tabung efektif untuk alat penukar kalor pipa ganda (Double Pipe) umumnya berkisar antara 12 ft, 15 ft, atau 20 ft (Sinnot, 2008).

Dipilih:

L A/Ao

= 7 ft

Panjang tabung standar, Ls = 20 ft

= 6 m

Jumlah hairpin = L/(2 x Lstandar) = 0,1685644

Maka, jumlah hairpin yang digunakan adalah = 1

10. Luas Perpindahan Kalor Standar (terkoreksi)

A = Ls x Jumlah hairpin x 2 x Ao

= 37 ft^2

= 3 m^2

11. Koefisien Perpindahan Kalor Standar (Terkoreksi)

Ud koreksi = 12,6423 $Btu/jam.ft^2.F$

12. Rute Fluida

Fluida dingin dialirkan dalam Anullus side sedangkan fluida panas dialirkan dalam inner pipe

13. Koefisien Perpindahan Kalor

A. Anulus

1. Luas Aliran

$$Aa = \frac{\pi}{4} \times (D_2^2 - D_1^2)$$

D2	=	4,5	in	=	0,375	ft
D1	=	3,5	in	=	0,2917	ft
Aa	=	0,0436	ft2			
	=	0,0041	m2			

2. Menentukan diameter ekivalen

$$De = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$$

De = 0,1905 ft

= 0,0381 m

3. Fluks massa (Ga)

$$Ga = \frac{\text{kecepatan massa fluida}}{a_a}$$

Ga = 1344,7336 lb/jam.ft^2

4. Bilangan Reynold

Re = 115,7892

5. Koefisien perpindahan kalor

$$ho = JH.\frac{k}{D_e}\left(\frac{c.\mu}{k}\right)^{1/3}$$

dari fig.28, kern,1965,jH 5

ho = 116,7342 Btu/jam.ft2.F

B. Inner Pipe

1. Luas aliran

$$Ap = \frac{\pi}{4} \times ID^2$$

Ap = 0,0513 ft^2

2. Fluks massa

$$Gp = \frac{\text{Kecepatan massa}}{Ap}$$

Gp = 54248,8714 lb/ft^2.jam

3. Bilangan Reynold

   Re = 5192,5552

4. Koefisien perpindahan kalor

   $$ho = JH.\frac{k}{D_e}\left(\frac{c.\mu}{k}\right)^{1/3}$$

   dari Fig. 24, Kern, 1965: jH = 50

   ho = 299,2996 Btu/jam.ft^2.F

   $$hio = hi \times \frac{IDt}{ODt}$$

   hio = 262,3575 Btu/jam.ft^2.F

C. Faktor Tekanan

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

Uc = 80,7881 Btu/jam.ft^2.F

Dihitung dengan pesamaan

$$Rd = \frac{1}{Ud} - \frac{1}{Uc}$$

Rd = 0,0667 ft2.jam.F/Btu

Faktor pengotor minimum Rd min = 0,001 ft2.jam.F/Btu

karena Rd > Rd min, maka perancangan dapat diterima

14. Penurunan Tekanan

a. Inner pipe, hot fluid

   Dihitung dnegan persamaan

   $$\Delta F_p = \frac{4 \times f' \times G_p{}^2 \times L \times hairpin}{2 \times 4{,}18 \times 10^8 \times \rho^2 \times OD_p}$$

   ΔFp = Penurunan tekanan dalam pers.fanning, ft

   ΔPp = Penurunan tekanan, psi

   dari fig.26 Kern diperoleh faktor friksi, f= 0,0035

   $$f' = f + \frac{0{,}264}{Re_a{}^{0{,}42}}$$

f'	=	0,0107	ft/in2
ΔFp	=	0,0029	ft
ΔPp	=	0,1853	psi
	=	0,0126	atm

b. Annulus, cold Fluif

$$\Delta Fa = \frac{4 \times f \times Ga^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times De'}$$

ΔFa = Penurunan tekanan dalam pers.fanning, ft

ΔPa = Penurunan tekanan, psi

f = 0,038837 ft/in^2

ΔFa= 0,000549 ft

$$FT = \frac{v^2}{2g}$$

v = 0,005816 ft/s

Ft = 0,00001 ft

$$\Delta P_a = \rho \times (\Delta F_a + Ft)$$

ΔPa = 0,035317 psi

= 0,002403 atm

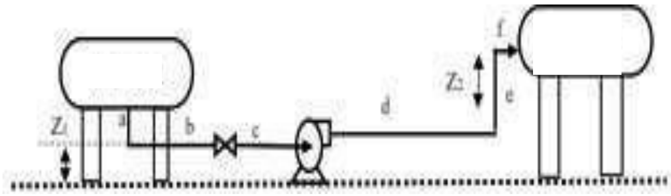
ΔPmax = 10 psi

$\Delta P < \Delta P_{max}$, maka alat penukar panas yang dipilih dapat dipakai

POMPA 02

Fungsi : Memompa bahan baku air menuju HE-01

Jenis : Centrifugal pump



Tiper : Pompa Sentrifugal

Data :

Suhu : 30 C

Komposisi Umpan

Komponen	Massa	BM	%berat	Mol	%mol
H_2O	8618,0432	18	1,0000	478,7802	1,0000
Total	8618,0432		1,0000	478,7802	1,0000

Kondisi Operasi

Tinggi alat	= 2	m			
P_1	= 1	atm	P2	= 2,7677	atm
V_1	= V_2				
Z_1	= 1	m	Z_2	= 1,500	m

Rencana Pemipaan:

a =	0,5	m	c =	1,5	m	e =	1	m
b =	1,5	m	d =	3	m	f =	0,5	m

maka, L = 8 m

1. **Densitas**

   Dari "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung densitas digunakan persamaan dan data berikut:

   $$Density = AB^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Komponen	A	B	n	Tc
H_2O	0,3471	0,274	0,286	647,13

Dengan:

Density = Densitas cair jenuh, g/ml

A, B, dan n = Koefisien dari masing-masing zat

T = Suhu, K

Tc = Suhu kritis, K

Sehingga

T = 30 C = 303 K

Komponen	Fraksi mol	ρ	xi.ρ
H_2O	1,0000	1,0228	1,0228
Total			1,0228

= 1022,8105 kg/m^3

= 63,4143 lb/ft^3

2. Viskositas Cair

Dari "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung viskositas digunakan persamaan dan data berikut:

$$\log_{10} \mu_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Komponen	A	B	C	D
H_2O	-10,2185	1,79E+03	1,77E-02	-1,26E-05

Dengan

μliq = Viskositas zat cair, cP

A, B, C, D = Koefisien Viskositas masing-masing zat

T = Suhu, K

Sehingga:

Komponen	Fraksi mol	Viskositas	xi.μ
H_2O	1,0000	0,8126	0,8126
Total			0,8126

1,9658 lb/ft.jam

0,0008126 kg/m.s

3. Kecepatan Massa Cairan

Debit pompa	=	8425,845	L/jam
	=	2,341	L/detik
	=	0,002	m^3/detik
	=	0,076	ft^3/detik
	=	33,947	gpm
Kecepatan Massa aliran	=	8618,043	kg/jam
		2,394	kg/detik

4. Menentukan titik pemopaan

Titik 1 (z1), Suction: Tangki air utilitas

Tinggi suction head = 1 m

Tekanan, P1 = 1 atm

aTitik 2 (z2), Discharge: Ujung pipa masuk tangki HE-01

Tinggi discharge head = 1,5 m

Tekanan, P2 = 2 atm

5. Pemilihan Pipa

Dalam buku "Chemical Process Equipment Selection and Design", Wallas (1990), untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut:

$D_{\text{opt}} = 3{,}9\ Q^{0{,}45}\rho^{0{,}13}$

Dengan:

Dopt = Diameter optimum, in

L = Laju alir fluida, ft3/detik

ρ = Densitas fluida, lb/ft^3

Dari perhitungan didapat

Dopt = 3,9 x 0,3129 x 1,7151

= 2,093 in

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in.²	Surface per lin ft, ft.²/ft. Outside	Surface per lin ft, ft.²/ft. Inside	Weight per lin ft, lb steel
⅛	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
¼	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
⅜	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
½	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
¾	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1¼	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1½	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
2½	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
3	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
4	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
6	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
10	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
14	14.0	30	13.25	138	3.665	3.47	54.6
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20‡	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20‡	21.25	355	5.747	5.56	84.0
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

Dari Tabel 11 "Process Heat Transfer" Kern, 1983, halaman 844 maka dipilih pipa dengan :

NPS	=	3				
Sch no	=	40				
OD	=	2,88	in			
ID	=	2,469	in	=	0,0627	m
At	=	4,79	in2	=	0,0031	m^2

6. Kecepatan linier Cairan dalam pipa

Kecepatan linier dihitung menggunakan persamaan berikut

$V^1 = \frac{Q}{At}$

$= \frac{0{,}002 \text{ m}^3/\text{ detik}}{0{,}0031 \text{ m}^2}$

= 0,7574 m/detik

$v_2 = v_1$

= 0,7574 m/detol

7. Bilangan Reynold

Bilangan Reynold dihitung menggunakan persamaan berikut:

$\text{Re} = \frac{\rho \quad v\,D}{\mu}$

$\text{Re} = \frac{1022{,}81 \text{ x } 0{,}7574 \text{ x } \quad 0{,}0627}{0{,}0081}$

= 59.781,38

8. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan pipa: Commercial Steel

Dari figure 126 dan fig 125 "Unit Operations", Brown (1950), hal 141 didapatkan

ID = 2,469 in

Re = 5,98,E+E

ε/D = 0,0009

f = 0,019

9. Panjang Ekuivalen Pipa

Dari figure 127 "Unit Operations", Brown (1950), hal 141 didapatkan:

Equivalent Lenght	Jumlah	Le (ft)	sig Le (ft)	sig Le (m)
Sudden enlargement	1	6,5	6,5	1,9825
Sudden Constraction	1	3	3	0,915
Check Valve	1	16	16	4,88
Globe Valve	1	65	65	19,825
Elbow	3	5,5	16,5	5,0325
Panjang Pipa Lurus				8,0000
Total Panjang (L+Le)				40,6350

10. Menghitung Head Pompa

Head pompa dihitung dengan persamaan Bernoulli

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + hf + hman = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

Dengan :

g	=	Percepatan Gravitasi Normal, m/s2
hf	=	Head karena friksi, m
hman	=	Head pompa, m
P_1	=	Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P_2	=	Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v_1	=	Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v_2	=	Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z_1	=	Elevasi titik 1, m
z_2	=	Elevasi titik 2, m

a. Pressure Head

$$Hp = \frac{P_2 - P_1}{\rho . g}$$

$$= \frac{280439{,}68 - 101325{,}00}{1022{,}8105 \times 9{,}8}$$

$= 17{,}869$ m

b. Volocity Head

$$Hv = \frac{V_2{}^2 - V_1{}^2}{2\ g}$$

g $= 9{,}8\ m/s^2$

$$= \frac{0{,}5736 - 0{,}5736}{19{,}6}$$

$= 0$ m

c. Static Head

Hs = z_2 - z_1

= 1,500 - 1

= 0,500 m

d. Friction Head

$$Hf = f \frac{V_1{}^2 L+Le)}{2\ g\ Id}$$

$$= \frac{0{,}019 \times 0{,}5736 \times 40{,}635}{2 \times 0{,}0627 \times 9{,}8}$$

= 0,3603 m

11. Jenis Pompa

Q = 8,4258 m^3/menit = 505,55 m3/jam

H = 18,730 m

Berdasarkan Figure 5.6 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983) halaman 200, didapatkan

Jenis Pompa = Centrifugal Pump - Single Stage

Putaran Pompa = 3500 rpm

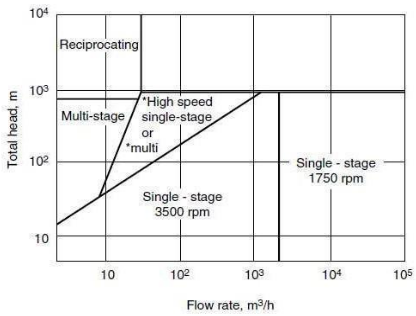


Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

12. Menentukan Tiper Imppeler

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction,

tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut:

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

Dengan:

n = Putaran pompa, rpm

Q = Debit, gpm

H = Head pompa, ft

Ns = Specific speed

n = 3500

Q = 33,947

H = 61,449

Ns = 929,1381

Dari nilai spesific speed dipakai jenis pompa sentrifugal dengan

Jenis Impeller = Radial-Vane Field

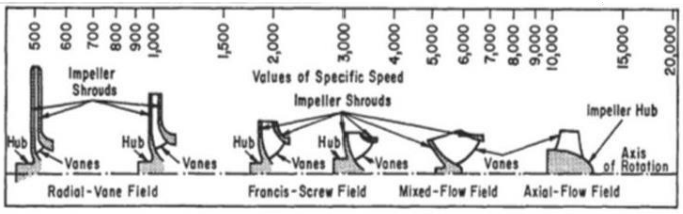


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17]. Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

13. Net Positive Suction Head (NPSH)

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap digunakan persamaan dan data berikut:

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C\log_{10}T + DT + ET^2$$

Suhu = 30 C = 303 K

Tekanan = 0,0416 atm

= 31,595 mmHg

Komponen	Fraksi mol	pi	ki	yi
H_2O	1,0000	31,5915	0,9999	0,9999
Total				0,9999

a. NPSH Available

Untuk menghitung besarnya NPSHA digunakan persamaan berikut:

$$NPSH_A = S + (P_a - P_v).\frac{2,31}{spgr} - H_f$$

Dengan

spgr = $\frac{\text{Densitas Fluida}}{\text{Densitas Air}}$

$= \frac{63,414 \text{ lb/ft}^3}{62,4 \text{ lb/ft}^3}$

= 1,0163

S = 1 m

= 3,2808 ft

$$\text{NPSHa} = 3,2808 + \frac{(14,7-0,6111)2,31}{1,0163} - 1,1821$$

= 31,124 ft

= 10,401 m

b. NPSH Required

Untuk menghitung besarnya NPSHr digunakan persamaan berikut:

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

N	= 3500	rpm
Q	= 0,002	m^3/detik
	= 0,1404	m^3/menit

NPSHr = 0,6361 m

= 2,0871 ft

14. Menentukan Brake Horse Power (BHP) dan Daya Pompa

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut:

$$BHP = \frac{Q . H . \rho}{eff}$$

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), halaman 625, diperoleh.

Q	= 8,4258	m3/jam
eff	= 0,6	

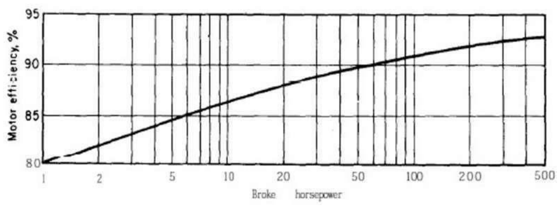
Maka,

$$BHP = \frac{0{,}76 \frac{ft^2}{detik} x\ 61{,}449\ ft\ x\ 63{,}414\ lb/ft^3}{0{,}6}$$

$$= 491{,}20918\ lb. \frac{ft}{detik}$$

= 0,8842 hp

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan



efisiensi motor = 80%

$$\text{Daya yang diperlukan} = \frac{\text{BHP}}{\text{efisiensi motor}} = \frac{0{,}8842}{80\%} = 1{,}1052\ \text{hp}$$

Sehingga digunakan motor standar dengan daya = 1,50 hp

TANGKI PRODUK (T-01)

Fungsi : Menyimpan produk benzil alkohol pada suhu 30 0C dan tekanan 1 atm dengan waktu tinggal 30 hari

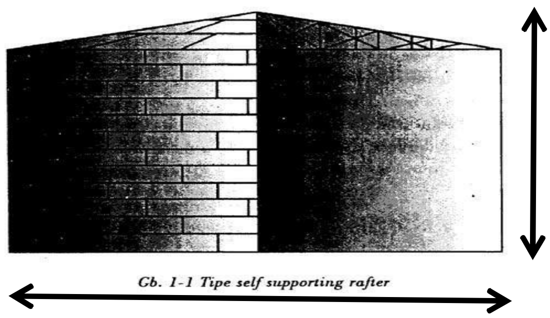
Tipe Alat : Silinder tegak dengan alas datar dan tutup conical roof

Kondisi Operasi :

P = 1 atm

T = 30 ^oC

303 K



Gb. 1-1 Tipe self supporting rafter

1. Densitas

Untuk menghitung densitas, digunakan persamaan berikut:

$$\rho = A\,B^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999) didapatkan data konstanta sebagai berikut:

Komponen	(g/cm^3)			
	A	B	n	Tc
$C_6H_5CH_2Cl$	0,3420	0,2537	0,2857	686,00
$C_7CH_6Cl_2$	0,3986	0,2597	0,2857	731,00
$C_6H_5CH_2OH$	0,3232	0,2640	0,2457	677,00

Sehingga

T = 30 ^oC

= 303 K

Komponen	Massa	Mol	xi	ρ (g/cm^3)
$C_6H_5CH_2Cl$	3,9737	0,0315	0,0031	0,003
$C_7CH_6Cl_2$	2,2679	0,0141	0,0018	0,0023
$C_6H_5CH_2OH$	1256,3848	11,6332	0,9951	1,0166
Total	1262,626	11,6788	1,0000	1,0223

2. Volume Tangki

Waktu	= 30	hari
Massa Masuk	= 1262,626	kg/jam
Kapasitas tangka	= Massa masuk x waktu	
	= 909090,95	kg
Densitas cairan	= 1,0223	g/cm^3
	= 1,0223	kg/liter
Volume cairan	= Kapasitas: Densitas	
	= 889228,8015 liter	

Untuk faktor keamanan maka diambil overdesign sebesar 20%, maka

Volume tangki	= 1067074,5618 liter	
	= 1067,0746	m^3
	= 37683,3861 ft^3	
	= 1	
Jumlah Tangki	= 6753,6365	bbl

Berdasarkan Appendix E item 1 "Process Equipment Design" (Brownel & Young, 1959) diambil volume standar tangki sebesar:

Volume	= 8500	bbl
	= 1343,00	m^3

Dengan;

Diameter	= 50	ft
Tinggi	= 24	ft

3. Tebal dinding tangka

Tebal plat dinding tangki dihitung dengan persamaan:

$$t_s = \frac{\rho(H-1).D}{24.f.\varepsilon} + c$$

Dengan:

ρ = rapat massa cairan, lb/ft^3

H = tinggi tangki, ft

D = diameter tangki, ft

f = *maximum allowable stress*, psi

ε = efisiensi pengelasan

c = *minimum corrosion allowance*, in

Dipilih bahan Carbon steel SA-283 Grade C dengan

f = 18750,00 psi

ε = 0,80

c = 0,125 in

$P_{operasi}$ = 1,00 atm

Tangki dirancang dapat menerima tekanan 50% lebih tinggi dari tekanan operasi, maka

$P_{overdesign}$ = 1,5000 atm

= 22,0500 psi

ρ = 1,0223 kg/liter

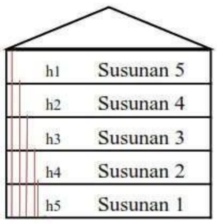
= 63,8223 lb/ft^3

$$t_{s1} = \frac{63,822 \times (24 - 1) \times 50}{24 \times 18750,00 \times 0,80}$$

= 0,3289 in

Lebar plat yang dipakai ukuran standar 6 ft, sehingga untuk ketinggian berbeda maka tebal plat yang digunakan juga berbeda

Plat ke-	H	ts
1	24	0,3289
2	18	0,2757
3	12	0,2225
4	6	0,1693
5	0	0,1161



4. Atap Tangki

Menghitung tebal tutup

Tekanan *overdesign* = 22,050 psi

Diameter = 50,000 ft

= 600,0 in

Allowable stress = 18750,00 psi

Efisiensi sambungan = 0,800

Faktor korosi = 0,125 in

Tebal tutup

Untuk menghitung tebal tutup digunakan persamaan 13.10, "Proccess Equipment Design", Brownell & Young (1959) hal 256

$$t = \frac{P.D}{2.f.e - 0{,}2P} + C$$

Maka

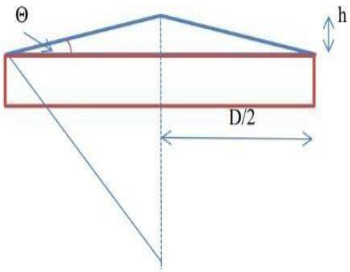
$$t = \frac{22.050 \, x \, 600.000}{2 \text{ x } 18750{,}00 \, x \, 0{,}800 - 0{,}200 \, x \, 22{,}050}$$

= 0,5661 in

= 0,9300 in

Menentukan tinggi tutup

Digunakan persamaan 4.5 dari "Process Equipment Design", Brownell & Young (1959), halaman 64



$$\sin \theta = \frac{D}{430 \text{ t}}$$

Dengan hubungan

θ = Sudut cone roof terhadap horizontal

D = Diameter tangki, ft

tr = Tebal cone roof, in

P = Tekanan, psi

tr = 0,9300 in

$$\text{Sin } \theta = \frac{D}{430 \text{ x } tr}$$

$$= \frac{50}{430 \text{ x } 0{,}9300}$$

= 0,1250

θ = 7,18 °

$\tan \theta = 0{,}126$

$\tan \theta = H$____

$$H = \frac{\tan \theta \times D}{2}$$

$$= \frac{0{,}126 \times 50}{2}$$

$= 3{,}151$ ft

Tinggi Tangki Total

Tinggi tangki	=	24,000 ft	
Tinggi tutup	=	3,151 ft	+
Tinggi total	=	27,15 ft	
	=	8,275 m	

Item 1. Typical Sizes and Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 72-in. Butt-welded Courses Recommended by API Standard 12 C

(Courtesy of American Petroleum Institute)

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
		Tank Height (ft)								
Tank Diameter (ft)	Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	12	18	24	30	36	42	48	54	60
		Number of Courses in Completed Tank								
		2	3	4	5	6	7	8	9	10
10	14.0	170	250	335	420	505	...	...	...	...
15	31.5	380	565	755	945	1,130	...	...	...	...
20	56.0.	670	1,010	1,340	1,680	2,010	2,350	2,690	...	...
25	87.4	1,050	1,570	2,100	2,620	3,150	3,670	4,200	4,720	5,250
30	126	1,510	2,270	3,020	3,780	4,530	5,290	6,040	6,800	7,550
35	171	2,060	3,080	4,110	5,140	6,170	7,200	8,230	9,250	10,280
40	224	2,690	4,030	5,370	6,710	8,060	9,400	10,740	12,090	13,430
45	283	3,400	5,100	6,800	8,500	10,200	11,900	13,600	15,300	17,000
50	350	4,200	6,290	8,390	10,490	12,590	14,690	16,790	18,880	20,980
60	504	6,030	9,060	12,909	15,110	18,130	21,150	24,170	27,190	30,220
70	685	8,230	12,340	16,450	20,560	24,680	28,790	32,900	37,010	41,130
80	895	10,740	16,120	21,490	26,860	32,230	37,600	42,970	48,350	53,720
90	1133	13,600	20,390	27,190	33,990	40,790	47,590	54,380	61,180	67,980
100	1399	16,790	25,180	33,570	41,970	50,360	58,750	67,140	75,540	83,930
120	2014	...	36,260	48,340	60,430	72,510	84,600	96,690	108,800	120,900
140	2742	...	49,350	65,800	82,250	98,700	115,100	131,600	148,000	164,500
160	3581	...	...	...	107,400	128,900	150,400	171,900	193,400	214,900
180	4532	...	...	...	136,000	163,200	190,400	217,500	244,800	254,300
200	5595	...	...	...	167,900	201,400	235,000	268,600	284,500	$D = 174$
220	6770	...	...	...	203,100	243,700	284,400	322,300 $D = 219$	$D = 194$	

The approximate capacities shown are based on the formula:
Capacity (42-gal bbl) = $0.14D^2H$, where D = listed tank diameter and H = listed tank height.
Capacities and diameters below the heavy lines (cols. 9–11) are maximum for the tank heights shown, on the basis of the 1½-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

346

LAMPIRAN D
ANALISA EKONOMI

Analisa perhitungan : 1 tahun (330 hari)

Langkah – langkah analisa ekonomi meliputi:

A. Total Capital Investment
   A.1. Fixed Capital Investment
   A.2. Working Capital Investment
B. Manufacturing Cost
   B.1. Direct Manufacturing Cost
   B.2.Indirect Manufacturing Cost
   B.3.Fixed Manufacturing Cost
C. General Expense
   C.1. Administrasi
   C.2. Sales
   C.3. Research
   C.4. Finance
D. Analisa Kelayakan
   D.1. Keuntungan / Profit
   D.2. Return on Investment
   D.3. Pay Out Time (POT)
   D.4. Break Event Point (BEP)

Dalam analisa ekonomi ini dipakai dasar:

1. Aries, R.S, and Newton, R.D., 1955, "Chemical Engineering Cost Estimation" 1st edition, Mc. Graw Hill Book Co., New York.
2. Situs www.matche.com

A. Total Capital Investment

A.1. Fixed Capital Investment

- Perkiraaan Harga Alat

  Untuk menentukan harga alat, diperlukan indeks yang dapat digunakan untuk mengkonversikan harga alat pada masa lalu, sehingga diperoleh harga alat pada masa sekarang atau yang akan datang. Indeks CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Indes) digunakan untuk menentukan harga alat.

Tabel D.1. Indeks CEPCCI

Tahun	Indeks
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,3
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	613,4
2020	596
2021	656
2022	816
2023	799,7

Dengan data tersebut, diturunkan persamaan least square sebagai berikut:

Y = mX + C

Y = 13,256X – 26107

Y = 11,02(2025) – 21627

Y = 762,912

Sehingga indeks tahun 2025 sebesar 762,912 dengan kurs 1 US$ = Rp. 15.775,25(27 Januari 2024).

- Pembelian Alat (Purchase Equipment Cost)

  Harga alat dan yang lainnya dapat dilihat dari grafik pada referensi. Untuk mengestimasi harga alat digunakan persamaan:

  $Ey = \frac{Ny}{Nx} x\ Ex$

Keterangan:

Ex = Harga alat pada tahun referensi (2014)

Ey = Harga alat pada tahun pabrik berdiri (2025)

Nx = Indeks (CEPCI) pada tahun pabrik referensi (2014)

Ny = Indeks (CEPCI) pada tahun pabrik berdiri (2025)

Dari perhitungan didapat daftar harga alat yang kemudian ditabelkan pada Tabel D.2.

Tabel D.2. Equipment Cost

No	Nama Alat	Harga Satuan ($)	Jumlah	Harga 2025 ($)	Total ($)
T-01	Tangki *Benzyl Chloride*	95.900	1	126.997,50	126.997,50
T-02	Tangki *Benzyl Alcohol*	95.900	1	126.997,50	126.997,50
R-01	*Reaktor*	122.900	1	162.752,79	162.752,79
D-01	Dekanter	81.301	1	107.664,48	107.664,48
MD-01	Menara Destilasi	57.236	1	75.795,92	75.795,92
C-01	*Cooler*	50.990	1	67.524,53	67.524,53
P-01	Pompa 1	8.900	1	11.786,00	11.786,00
P-02	Pompa 2	8.900	1	11.786,00	11.786,00
P-03	Pompa 3	8.900	1	11.786,00	11.786,00
P-04	Pompa 4	8.900	1	11.786,00	11.786,00
P-05	Pompa 5	8.900	1	11.786,00	11.786,00
P-06	Pompa 6	8.900	1	11.786,00	11.786,00
P-07	Pompa 7	8.900	1	11.786,00	11.786,00
P-08	Pompa 8	8.900	1	11.786,00	11.786,00
P-09	Pompa 9	8.900	1	11.786,00	11.786,00
P-10	Pompa 10	8.900	1	11.786,00	11.786,00
HT-01	*Heater*	6.300	1	8.342,90	8.342,90
RB-01	*Reboiler*	17.700	1	23.439,58	23.439,58
HE-01	*Heat Exchanger 1*	20.000	1	26.485,40	26.485,40
HE-02	*Heat Exchanger 2*	20.000	1	26.485,40	26.485,40
PRV-01	*Pressure Reducer Valve*	1.500	1	1.986,41	1.986,41
		Total			**872.332,46**

Dari data diatas didapat:

1. Harga Alat (Purchased Equipment Cost) = US$ 872.332,46
2. Biaya pengangkutan sampai pelabuhan indonesia = US$ 130.849,87
3. Asuransi Pengangkutan = US$ 8.723,32
4. Provinsi Bank = US$ 4.361,66
5. EMKL = US$ 8.723,32
6. Pajak barang impor = US$ 174.466,49

Total Purchased Equipment Cost (PEC) = US$ 1.199.457,14

= Rp 18.921.736.236

- Pemasangan Alat (Equipment Installation) (Aris & Newton, hal 77)

Installation Cost ditentukan 43% dari PEC

Terdiri dari:

1. Material = 11% PEC

= 0,11 x 1.199.457,14

= US$ 131.940,29

= Rp2.081.390.985,91

2. Labour = 32% PEC

= 0,32 x US$383.826,28

= US$ 351.760,6405

= Rp. 5.241.233.543

Dalam pemasangan alat digunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga domestik, dengan perbandingan manhour asing : domestik = 1 : 3. Serta 1 manhour asing senilai 20 US$, sedangkan 1 manhour domestik senilai Rp. 20.000 Jumlah manhour = $0{,}32\ x\ \frac{\$PEC}{\$20}$

$= 0{,}32\ x\ \frac{\text{US\$ 1.199.457,14}}{\$20}$

= US$ 145.083,86

Perbandingan Man Hour Indonesia : Asing = 3 : 1

Ongkos Tenaga Asing = 4% x Jumlah Man Hour x $20 x 1

= US$ 116.067,09

Ongkos Tenaga Indonesia = 95% x Jumlah Man Hour x Rp. 14.955,60 Kurs Dollar x 3 = 716.227,28

Total Purchased Equipment Cost (PEC) = Material + Tenaga asing + Tenaga domestik

= US$131.940,29 + US$116.067,09 + US$716.227,28

= US$964.234,65

= Rp15.211.042.665,30

- Pemipaan (Piping) (Aris & Newton, hal 78)

  Berdasarkan Aries & Newton (1955), diperoleh bahwa untuk biaya instalasi pemipaan fluida sebesar 83% PEC, dan dengan syarat mempekerjakan 100% buruh Indonesia Terdiri dari:

  1. Material = 49% PEC

     = 0,49 x US$ 1.199.457,14

     = US$ 1.175.468,00

     = Rp18.543.301.510,86

  2. Buruh = 37% PEC

     = $0{,}49\ x\ US\$\ 1.199.457{,}14$

     = US$ 443.799,14

     = US$ 1.619.267,14

     = Rp 7.001.042.407,16

  Total biaya pemipaan (*Piping Cost*) = Material + Buruh

  = Rp 18.543.301.510,86 + Rp 7.001.042.407,16

  = Rp 25.544.343.918,02

- Instrumentasi (Aris & Newton, hal 97)

  Instrumentasi ditetapkan 30% dari PEC

  Terdiri dari:

  1. Material = 24% PEC

     = 0,24 x US$ 1.199.457,14

     = US$ 287.869,71

     = Rp 4.541.216.696,54

  2. Labour = 6% PEC

     Pemasangan alat menggunakan 95% tenaga domestik dan 5% tenaga asing dengan perbandingan manhour asing: domestik = 1:3. Nilai 1 manhour asing senilai 20 US$, sedangkan 1 manhour domestik senilai Rp. 20.000.

     Jumlah manhour = $0{,}06\ x\ \frac{\$\ PEC}{\$20}$

     $= 0{,}06\ x\ \frac{US\$\ 1.199.457{,}14}{\$20}$

     = 27.203,22

     Tenaga asing = US$ 20 x 27.203,22 x 0,05 x 1

= US$ 27.203,22

= Rp 429.137.651,14

Tenaga domestik = Rp. 20.000 x 3.297,756004 x 0,95 x 3

= Rp 2.118.499.568,97

Total Instrumentasi = Material + Tenaga asing + Tenaga domestiK

= Rp 4.541.216.696,54 + Rp 429.137.651,14 + 2.118.499.568,97

= Rp 7.088.853.916,65

- Insulation (Aris & Newton, hal 98)

  Insulasi ditetapkan 8% dari PEC

  Terdiri dari:

  1. Material = 3% PEC

     = 0,03 x US$ 1.199.457,14

     = US$ 35.983,71

     = Rp 567.652.087,07

  2. Buruh = 5% PEC

     = 0,05 x US$ 1.199.457,14

     = US$ 59.972,86

     = Rp 946.086.811,78

  Total Insulation = Material + buruh

  = Rp 567.652.087,07 + Rp 946.086.811,78

  = Rp 1.513.738.898,85

- Electricity

  Berdasarkan Peters & Timmerhaus (1991), diperoleh bahwa besaran biaya instalasi listrik adalah sebesar 15% PEC, dengan memprediksikan 100% Buruh Indonesia Terdiri dari:

  1. Material = 9% PEC

     = 0,09 x US$ 1.199.457,14

     = US$ 107.951,14

     = Rp 1.702.956.261,20

2. Labour = 6% PEC

= 0,06 x US$ 1.199.457,14

= US$ 107.951,14

= Rp 4.138.191.975,45

Total Biaya Listrik = Material + Labour

= Rp 1.702.956.261,20 + 4.138.191.975,45

= Rp 5.841.148.236,65

- Building

  Luas bangunan diperkirakan = 10.454 m^2

  Harga bangunan per meter = Rp 2.750.000

  Total biaya building = Rp 28.748.500.000

- Tanah

  Luas tanah = 10.000 m^2

  Luas tanah diperkirakan = 25.000 m^2

  Harga tanah = Rp 1.300.000

  Total biaya pembelian tanah = Rp 32.500.000.000,00

- Utilitas (Aris & Newton, hal 109)

  Biaya utilitas ditetapkan 50% dari PEC Utilitas = 0,5 x PEC

  = 0,5 x US$ 1.199.457,14

  = US$ 599.728,57

  = Rp9.460.868.117,79

- Environmental Cost

  Environmental cost ditentukan sebesar 10% dari PEC

  Environmental Cost = 0,1 x PEC

  = 0,1 x US$ 1.199.457,14

  = US$ 119.945,71

  = Rp 1.892.173.623,56

Dari data yang telah didapat, dapat dihitung nilai Physical Plant Cost sebagai berikut:

Tabel D.3. Physical Plant Cost (PPC)

No	Jenis PPC	Biaya (Rp)
1	PEC	Rp 18.921.736.235,57
2	Instalasi Alat	Rp 15.211.042.665,30
3	Pemipaan	Rp 25.544.343.918,02
4	Instrumentasi	Rp 7.088.853.916,65
5	Insulasi	Rp 1.513.738.898,85
6	Listrik	Rp 5.841.148.236,65
7	Tanah+Bangunan	Rp 61.248.500.000,00
8	Utilitas	Rp 9.460.868.117,79
9	Environment	Rp 1.892.173.623,56
	Total	Rp 146.722.405.612

- Engineering and Construction (Aris & Newton, hal 4)

  Berdasarkan Aries & Newton (1955) untuk perancangan biaya Physical Cost lebih dari USD 5.000.000 maka biaya Engineering & Construction adalah sebesar 20% PEC

  Engineering and construction = 0,2 x 146.722.405.612

  = Rp 29.344.481.122,48

  Direct Plant Cost (DPC) = PPC + Engineering and Construction

  = Rp 146.722.405.612 + Rp 29.344.481.122,48

  = Rp 205.411.367.857

- Contractor's Fee (Aris & Newton, hal 4)

  Berdasarkan Aries & Newton (1995), untuk besaran biaya Contractor Fee dengan estimasi yaitu 4-10% dari DPC

  Contractor's Fee = 0,4 x Rp 205.411.367.857

  = Rp 7.042.675.469

- Contingency (Aris & Newton, hal 4)

  Berdasarkan Aries & Newton (1955), diperoleh bahwa besarnya biaya contigency adalah 10-25% dari biaya DPC

  Contingency = 0,2 x Rp 205.411.367.857

  = Rp 35.213.377.346,97

Dari data yang telah didapat, dapat dihitung Fixed Capital Investment (FCI) dengan rincian sebagai berikut:

Tabel D.4. Fixed Capital Investment (FCI)

No	*Fixed Capital Investment*	Biaya (Rp)
1	*Direct Plant Cost*	205.411.367.857
2	*Contractor Fee*	7.042.675.469
3	*Contingency*	35.213.377.346,97
	Total FCI	**Rp 247.667.420.674**

- Plant Start Up

  Berdasarkan Peter & Timmerhaus (1991), diperoleh bahwa besarnya biaya start-up pabrik adalah sebesar 8-10% dari FCI.

  Plant start up = 0,1 x Rp 247.667.420.674

  = Rp 24.766.742.067

- Interst During Construction

  Bunga Bank dihitung 5% pertahun dari FCI selama masa Pembangunan

  Interst During Construction = 0,05 * 2 * Rp 247.667.420.674

  = Rp24.766.742.067,37

A.2. Working Capital Investment

- Raw Material Inventory

  Benzyl Chloride, lama penyimpanan 24 hari sebesar 631,31 kg

  Harga benzyl chloride = Rp 25.713,66/kg

  Raw material inventory = Rp. 18.684,6/kg x 631,31 kg

  = Rp 5.454.385.143,09

- In Process Inventory

  Berdasarkan Aries & Newton (1955), diperoleh bahwa besarnya biaya Process Inventory adalah 0,5 dari Manufacturing Cost. Untuk waktu Hold Up tertentu dengan waktu operasi 3 jam

  In process inventory $= \frac{(0,5 \text{ x } 3 \text{ x Rp}253.596.211.655)}{24/330}$

  = Rp 48.029.585,54

- Product Inventory

  Berdasarkan Aries & Newton (1955), diperoleh bahwa besarnya biaya product Inventory adalah diperkirakan selama 1 bulan produksi untuk harga manufacturing cost

  Product inventory = 30 hari x Rp253.596.211.655 x $\frac{1\ tahun}{330\ hari}$

  = Rp 23.054.201.059,54

- Extended Credit

  Extended credit adalah persediaan uang untuk menutup penjualan barang yang belum dibayar. Besarnya setara 1 bulan produksi pada harga jual, atau 2 kali *Manufacturing Cost.*

  Extended Credit = Sales x 1 bulan x Rp 253.596.211.655 x $\frac{1\ tahun}{330\ hari}$ x $\frac{30\ hari}{1\ bulan}$

  = Rp 40.513.710.227,27

- Available Cash

  Available Cash adalah persediaan yang untuk membayar buruh, service, dan material. Biaya nya setara dengan 1 bulan manufacturing cost.

  Available Cash = 1 bulan x Rp. 332.030.754.655 x $\frac{1\ tahun}{330\ hari}$ x $\frac{30\ hari}{1\ bulan}$

  = Rp 23.054.201.059,54

Total working capital

No	*Working capital*	Biaya (Rp)
1	*Raw Material Inventory*	5.454.385.143,09
2	*In Process Inventory*	48.029.585,54
3	*Product Inventory*	23.054.201.059,54
4	*Available Cash*	23.054.201.059,54
5	*Extended Credit*	40.513.710.227,27
	Total	92.124.527.075

Total capital investment (TCI)

No	*Total Capital Investment*	Biaya (Rp)
1	*Fixed Capital Investment*	247.667.420.673,71
2	*Plant Start Up*	24.766.742.067,37
3	*Interest During Construction*	24.766.742.067,37
4	Total WCI	92.124.527.074,99
	Total	389.325.431.883

B. Manufacturing Cost

B.1. Direct Manufacturing Cost

- Raw Material
  1. Benzyl Chloride

     Kebutuhan per tahun = 631,31,6 kg

     Harga = Rp. 18.685,6/kg

     Total Raw Material = Kebutuhan per tahun x Harga

     = 631,31 kg x Rp. 18.684,6/kg

     = Rp. 5.454.385.143,09

- Labaour

No	Jabatan	Jumlah (orang)	Gaji/bulan (Rp)	Gaji/tahun (Rp)
1	Kepala regu	4	15.000.000	720.000.000
2	Karyawan proses	20	3.750.000	900.000.000
3	Karyawan utilitas	7	3.750.000	315.000.000
4	Karyawan lab dan Riset	2	3.750.000	90.000.000
	Total			2.025.000.000

- Supervisi

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Gaji/tahun (Rp)
1	Kepala Bagian	5	15.000.000	900.000.000
2	Kepala Sie	13	8.000.000	1.248.000.000
3	Manager Bidang	2	25.000.000	600.000.000
	Total			2.748.000.000

- Maintenance (Aries & Newton, hal 163)

  Maintenance ditetapkan 10% dari fixed capital investment.

  Maintenance = 0,1 x FCI

  = 0,1 x Rp 247.667.420.674

  = Rp 24.766.742.067,37

- Plant Supplies (Aries & Newton, hal 168)

  Plant supplies ditetapkan 15% dari maintenance cost tahunan.

  Plant supplies = 0,15 x Rp. 247.667.420.674

= Rp 3.715.011.310,11

- Royaltie and Patent (Aries & Newton, hal 168)

  Berdasarkan Aries & Newton (1955), diperoleh bahwa biaya Royalties dan Patent di tentukan sebesar 1-5% dari harga jual produk. Dalam hal ini diambil 1%

  Royalties & Paten = 1% * Harga Jual Produk

  = Rp4.456.508.125,00

- Utilitas (Aries & Newton, hal 168)

  Besarnya ditentukan 25% dari nilai bangunan (bangunan + contingency).

  Utilitas = 0,25 x (Rp 27.492.500.000 + Rp 35.213.377.346,97)

  = Rp 15.990.469.336,74

B.2. Indirect Manufaturing Cost

- Pay Roll Overhead (Aries & Newton, hal 173)

  Pay roll overhead ditetapkan sebesar 15% dari upah kerja.

  Pay roll overhead = 0,15 x Rp 2.025.000.000

  = Rp 303.750.000,00

- Laboratory (Aries & Newton, hal 14)

  Laboratory ditetapkan 20% dari upah pekerja

  Laboratory = 0,20 x Rp 2.025.000.000

  = Rp 405.000.000,00

- Plant Overhead (Aries & Newton, hal 175)

  Plant overhead ditetapkan 50% dari upah pekerja.

  Plant overhead = 0,5 x Rp 2.025.000.000

  = Rp 1.012.500.000,00

- Packaging and Shipping (Aries & Newton, hal 177)

  Packaging and shipping ditetapkan 10% dari harga penjualan.

  Packaging and shipping = 0,1 x US$ 28.250.000

= Rp 44.565.081.250,00

Total indirect manufacturing cost = pay roll overhead + laboratory + plant overhead + packaging and shipping

= Rp 46.286.331.250

B.3. Fixed Manufacturing Cost

- Depreciation (Aries & Newton, hal 179)

  Depresiasi merupakan penurunan harga peralatan dan gedung karena pemakaian, besarnya 8-10 % FCI (Aries & Newton, 1955).

  Depreciation = P-S/n

  = (Rp 247.667.420.674 – (10% x Rp 247.667.420.674)) / 25)

  = Rp 8.916.027.144,25

- Property Taxes (Aries & Newton, hal 181)

  Property Taxes ditetapkan besarnya 2% dari FCI

  Property Taxes = 0,02 x Rp 247.667.420.674

  = Rp 4.953.348.413,47

- Insurance (Aries & Newton, hal 175)

  Insurance ditetapkan besarnya 1% dari FCI

  Insurance = 0,01 x Rp 247.667.420.674

  = Rp 2.476.674.207

  Total fixed manufacturing cost (FMC) = depreciation + property taxes + insurance

  = Rp 8.916.027.144,25 + Rp 4.953.348.413,47 + Rp 2.476.674.207

  = Rp 16.346.049.764

  Total manufacturing cost (MC) = direct manufacturing cost + indirect manufacturing cost + fixed manufacturing cost.

  = Rp 182.269.380.640,51 + Rp 46.286.331.250,00 + Rp 16.346.049.764,46

  = Rp 244.901.761.655

C. General Expense

C.1. Adminitrasi

- Managament Salaries

Tabel D.5 Management Salaries

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Gaji/tahun (Rp)
1	Dewan Komisaris	1	50.000.000	600.000.000
2	General Manager	1	35.000.000	420.000.000
3	Manager Bidang	2	25.000.000	600.000.000
4	Staff Ahli	2	17.000.000	408.000.000
5	Sekretaris Manajer	1	7.000.000	84.000.000
6	Kepala Bagian	5	15.000.000	900.000.000
7	Kepala Sie	13	8.000.000	1.248.000.000
8	Staff	19	4.500.000	1.026.000.000
9	Karyawan	29	3.750.000	1.305.000.000
10	Sopir	4	3.000.000	144.000.000
11	Office Boy	2	2.000.000	24.000.000
12	Cleaning Service	2	2.000.000	48.000.000
13	Dokter	1	10.000.000	240.000.000
14	Paramedis	1	4.500.000	54.000.000
15	Satpam	2	2.500.000	60.000.000
Total		85		7.161.000.000

- Legal Fee and Auditing

  Legal fee and auditing ditetapkan 1% dari labour cost, supervise, dan maintenance.

  Legal fee and auditing = 0,1 x Rp. 7.161.000.000 + Rp 24.766.742.067,37

  = Rp 319.277.420,67

- Peralatan kantor dan Komunikasi

  Ditetapkan sebesar = Rp. 100.000.000

  Total biaya administrasi = Rp 7.580.277.420,67

C.2. Sales Expens

Besarnya ditetapkan 22% dari harga penjualan.

Sales expense = 0,03 x Rp 244.901.761.655

= Rp 53.878.387.564,10

C.3. Research

Besarnya ditetapkan 14% dari harga penjualan.

Research = 0,14 x Rp 244.901.761.655

= Rp 62.391.113.750,00

C.4. Finance

Besarnya ditetapkan 2% dari total capital investment (TCI).

Finance = 0,02 x Rp387.742.976.116

= Rp 7.754.859.522,33

D. Analisa Kelayakan

D.1. Evaluasi Keuntungan (Aries & Newton, hal 192)

Biaya produksi = Rp 376.087.122.491

Total Penjualan = Rp 445.650.812.500

Keuntungan = Rp 69.563.690.008,60

Keuntungan setelah pajak = Rp 52.172.767.506

D.2. Profit on Sales (POS)

- Pos Sebelum Pajak= $\frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Total penjualan produk}} \times 100\%$

$= \frac{\text{Rp.69.563.690.008,60}}{\text{Rp.445.650.812.500}} \times 100\%$

= 15,61 %

- Pos Setelah Pajak = $\frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Total penjualan produk}} \times 100\%$

$= \frac{\text{Rp.52.172.767.506}}{\text{Rp.445.650.812.500}} \times 100\%$

= 11,71 %

D.3. Return on Investment (ROI) (Aries & Newton, hal 193)

- ROI sebelum pajak= $\frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Fixed capital}} \times 100\%$

$= \frac{\text{Rp.69.563.690.008,60}}{\text{Rp.15.699.746,16}} \times 100\%$

= 28,09 %

- ROI setelah Pajak = $\frac{\text{Keuntungan setelah pajak}}{\text{Fixed capital}} \times 100\%$

$$= \frac{\text{Rp.52.172.767.506}}{\text{Rp.15.699.746,16}} \text{ x } 100\%$$

= 21,07 %

D.4. Pay Out Time (POT) (Aries & Newton, hal 195)

- POT sebelum pajak= $\frac{\text{Fixed Capital}}{\text{PBT+Depresiasil}} \text{ x } 100\%$

$$= \frac{\text{Rp 247.667.420.674}}{(\text{Rp69.563.690.008,60 + Rp8.916.027.144,25 })} \text{ x } 100\%$$

= 3,16 tahun

- POT sesudah pajak = $\frac{\text{Fixed Capital}}{\text{PBT+Depresiasil}} \text{ x } 100\%$

$$= \frac{\text{Rp 247.667.420.674}}{(\text{Rp52.172.767.506 + Rp8.916.027.144,25 })} \text{ x } 100\%$$

= 4,05 tahun

D.5. Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP, dapat ditentukan pada tingkat berapa harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimu dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fa+0,3 Ra}}{(\text{Sa}-\text{Va}-0\text{,7 Ra})} \text{ x } 100\%$$

Dimana:

Fa = Fixed cost pada produksi maksimum per tahun

Ra = Regulated expense pada produksi maksimum

Sa = Penjualan maksimum per tahun

Va = Variabel expense pada produksi maksimum per tahun

- Fixed Cost (Fa) (Aries & Newton, hal 204)

  Depreciation = Rp 8.916.027.144,25

  Property Taxes = Rp 4.953.348.413,47

  Asuransi = Rp 2.476.674.207

  Total Fixed Cost = Rp 16.346.049.764

- Variable Cost (Va) (Aries & Newton, hal 204)

  Raw Material = Rp 128.567.649.801,29

  Packaging and Transport = Rp. 53.878.387.564,10

  Utilitas = Rp 15.990.469.336,74

  Royaltie & Patent = Rp 4.456.508.125,00

  Total Variable Cost = Rp 202.893.014.827,13

- Regulated Cost (Ra) (Aries & Newton, hal 204)

  Labour = Rp2.025.000.000

  Pay Roll Overhead = Rp303.750.000

  Supervisi = Rp 2.748.000.000

  Laboratory = Rp 405.000.000

  General Expense = Rp 131.185.360.836,42

  Maintenance = Rp 24.766.742.067,37

  Plant Supplies = Rp 3.715.011.310,11

  Plant Over Head = Rp 1.012.500.000

  Total Regulated Cost = Rp 166.161.364.213,90

- Penjualan produk (Sa) (Aries & Newton, hal 204)

  Total penjualan produk selama 1 tahun = Rp. 748.000.000.000

  $$\text{BEP} = \frac{\text{Fa}+0{,}3\text{ Ra}}{(\text{Sa}-\text{Va}-0{,}7\text{ Ra})}\text{ x }100\%$$

  $$\text{BEP} = \frac{\text{Rp.}47.982.179.257 + 0{,}3\text{ x }(\text{Rp.}114.825.023.340)}{(\text{Rp.}748.000.000.000 - \text{Rp.}35.939.434.5568 - 0{,}7\ (\text{Rp.}114.825.023.340)}\text{ x }100\%$$

  BEP = 52,35 %

D.6. Shut Down Point (SDP) (Aries & Newton, hal 207)

Shut Down Point (SDP) adalah titik penentuan suatu aktifitas produksi dihentikan.

$$\text{SDP} = \frac{0{,}3\ Ra}{(Sa-Va-0{,}7\ Ra)}\text{ x }100\%$$

$$\text{SDP} = \frac{0{,}3\ x\ (\text{Rp.}114.825.023.340)}{(\text{Rp.}748.000.000.000 - \text{Rp.}35.939.434.5568 - 0{,}7\ (\text{Rp.}114.825.023.340)}\text{ x }100\%$$

SDP = 39,42

D.7. Salvage

SV = 10%FCI	**1.569.974,62**		
Harga Pokok Produk		Rp6.268,12	
		0,40	US$
BEP =			Diketahui
Kapasitas Produksi/ Total Penjualan			FCI
5.000	Ton/ Tahun		WCI
13.000.000	Kg/ Tahun		SV
Total Fixed Expense			
15.699.746,16			
Fixed Expense Per Unit			
1,21	US$		
Total Variabel Expense			
12.861.476,99			
Variabel Expense Per Unit			
0,99	US$		
	1.036.183,25		FA
	12.861.476,99		VA
	10.533.041,58		RA
Total Sales	28.250.000		SA
	0,52		**BEP**

Harga Pokok Produk

5,65 US$

BEP Unit

3.368.570,32 Per Tahun

BEP Nilai Penjualan

15.759.585,36 Per Tahun