



APPENDIX B

NERACA PANAS

Kapasitas Produksi = 50000 ton/tahun = 6313,131313 kg/jam
 Waktu Operasi = 1hari = 24 jam = 330 hari
 Basis Perhitungan = 100 kmol/jam

1. MIXER I

Fungsi Alat = Melarutkan NaOH dengan H₂O

Kondisi Operasi = T_{in} : 30 C = 303,15 K
 T_{out} : 55,07 C = 328,22 K
 T_{ref} : 25 C = 298,15 K
 P_{op} : 1 atm

$$dH = C_p dT$$

$$\Delta H = \int_{T_{ref}}^T C_p dT = a(T - T_{ref}) + \frac{b}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{c}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{d}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

Komponen	A	B	C	D
NaOH (Liquids)	87,639	-0,00048368	-4,5423E-06	1,1863E-09
H ₂ O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07
NaOH (Solid)	51,234	0,013088	0,000023359	-
				(Yaws, 1999)

Heat of Solution NaOH (H_s) = -21,41 kJ/mol Eksotermis
 -21410 J/mol

Neraca Energi Masuk Mixer

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	∫C _p .dT (J/Mol.K)	ΔH _{r1} (kJ/jam)
NaOH (Solid)	3.289,9895	82,2559	286,4019	23.558,2504
H ₂ O	67,1426	3,7270	377,4864	1.406,9072
Total	3.357,1322	85,9829		24.965,1576

H_{in} = H_{r1} = 24.965,1576 kJ/jam



Pra Rencana Pabrik
 “Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida”

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$\int Cp \cdot dT$ (J/Mol.K)	ΔHr_2 (kJ/jam)
zH_2O	14.920,5874	828,2313	377,4864	312.646,0470
Total	14.920,5874	828,2313		312.646,0470

$$H_{in} = H_{r_2} = 312.646,0470 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Energi Keluar Mixer

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$\int Cp \cdot dT$ (J/Mol.K)	ΔH_p (kJ/jam)
NaOH (Liquids)	3.289,9895	82,2559	2.618,2390	215.365,6275
H_2O	14.987,7300	831,9584	2.263,7485	1.883.344,5472
Total	18.277,7195	914,2143		2.098.710,1747

$$H_{out} = H_p = 2.098.710,1747 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Energi Total : (H_{in} + ΔH_s = H_{out})

$$n \cdot \int Cp \cdot dT + n \cdot H_s = n \cdot \int Cp \cdot dT$$

$$337.611,2046 + 1.761.098,9701 = 2.098.710,1747 \text{ (kJ/jam)}$$

$$2.098.710,1747 = 2.098.710,1747 \text{ (kJ/jam)}$$

Neraca Energi Mixer 1 (M-01)

Komponen	Masuk(kJ/jam)	Keluar(kJ/jam)
NaOH	24.965,1576	-
H_2O	312.646,0470	-
$\Delta H_{s, NaOH}$	1.761.098,9701	-
NaOH	-	2.098.710,1747
Total	2.098.710,1747	2.098.710,1747



2. MIXER-II

$$\begin{aligned} \text{Kondisi Operasi} &= T_{in} : 30 \text{ C} = 303,15 \text{ K} \\ &T_{out} : 30,00 \text{ C} = 303,15 \text{ K} \\ &T_{ref} : 25 \text{ C} = 298,15 \text{ K} \\ &P_{op} : 1 \text{ atm} \end{aligned}$$

Diketahui data kapasitas panas dari setiap komponen (kJ/kmol.K)

Komponen	A	B	C	D
H ₂ O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07
C ₃ H ₅ Cl ₃	39,475	0,93369	-0,0023696	2,4595E-06
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	85,462	0,4479	-0,0012858	1,6933E-06

Neraca Energi Masuk Mixer

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/Mol.K)	ΔHr_1 (kJ/jam)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	10.859,5155	84,1914	749,5978	63.109,7080
H ₂ O	109,6921	6,0889	377,4864	2.298,4882
Total	10.969,2076	90,2804		65.408,1962

$$H_{in} = H_{r_1} = 65.408,1962 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/Mol.K)	ΔHr_2 (kJ/jam)
C ₃ H ₅ Cl ₃	156,5527	1,0619	864,1926	917,6546
H ₂ O	1,5813	0,0878	377,4864	33,1354
Total	158,1340	1,1496		950,7900

$$H_{in} = H_{r_2} = 950,7900 \text{ kJ/jam}$$



Pra Rencana Pabrik
 “Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida”

Neraca Energi Keluar Mixer

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/Mol.K)	ΔH_p (kJ/jam)
$C_3H_6Cl_2O$	10.859,5155	84,1914	749,5978	63.109,7080
$C_3H_5Cl_3$	156,5527	1,0619	864,1926	917,6546
H_2O	111,2734	6,1767	377,4864	2.331,6236
Total	11.127,3416	91,4300		66.358,9862

$$H_{out} = H_p = 66.358,9862 \text{ kJ/jam}$$

$n \cdot \int Cp.dT$	$n \cdot \int Cp.dT$	$n \cdot \int Cp.dT$	
+	=	=	
65.408,1962	+	950,7900	= 66.358,9862 (kJ/jam)
		66.358,9862	= 66.358,9862 (kJ/jam)

Neraca Energi Mixer 2 (M-02)

Komponen	Masuk(kJ/jam)	Keluar(kJ/jam)
$C_3H_6Cl_2O$	65.408,1962	-
$C_3H_5Cl_3$	950,7900	-
ΔH_{produk}	-	66.358,9862
Total	66.358,9862	66.358,9862



3. Reaktor I

$$\begin{aligned}
 \text{Kondisi Operasi} &= T_{in} : 80 \text{ C} = 353,15 \text{ K} \\
 &T = 273,15 \text{ K} \\
 &T_{out} : 80 \text{ C} = 353,15 \text{ K} \\
 &T_{ref} : 25 \text{ C} = 298,15 \text{ K} \\
 &P_{op} : 1 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

Komponen	A	B	C	D
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	85,462	0,4479	- 0,0012858	1,6933 E-06
NaOH	87,639	0,0004836 8	-4,5423E- 06	1,1863 E-09
C ₃ H ₅ Cl ₃	39,475	0,93369	- 0,0023696	2,4595 E-06
C ₃ H ₅ ClO	52,634	0,57412	- 0,0015783	1,8687 E-06
NaCl	95,016	-0,031081	9,6789E- 07	5,5116 E-09
H ₂ O	92,053	-0,039953	- 0,0002110 3	5,3469 E-07

Komponen	ΔH _f at 298 K (kJ/mol)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	-385,4
NaOH	-416,88
C ₃ H ₅ ClO	-148,4
NaCl	-407,27
H ₂ O	-285,83

(<https://webbook.nist.gov/>)

(Yaws, 1999)

Neraca Energi Masuk Reaktor

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	∫C _p .dT (J/Mol.K)	ΔH ₁ (kJ/jam)
NaOH	3.289,9895	82,2559	4.787,1947	393.775,0418
H ₂ O	14.987,7300	831,9584	4.136,3712	3.441.288,673 6
Total	18.277,7195	914,2143	8.923,5659	3.835.063,715 4

$$H_{in} = H_1 = 3.835.063,7154 \text{ kJ/jam}$$



Pra Rencana Pabrik
"Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida"

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/Mol.K)	ΔH_2 (kJ/jam)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	10.859,5155	411,2795	8.444,5700	3.473.078,8328
C ₃ H ₅ Cl ₃	156,5527	1,0619	9.745,2289	10.348,1036
H ₂ O	111,2734	6,1767	4.136,3712	25.549,1622
Total	11.127,3416	418,5181	22.326,1702	3.508.976,0986

$$H_{in} = H_2 = 3.508.976,0986 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/Mol.K)	ΔH_3 (kJ/jam)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	42.189,7867	327,0881	8.444,5700	2.762.118,4274
C ₃ H ₅ Cl ₃	15.498,7144	105,1245	9.745,2289	1.024.462,2584
C ₃ H ₅ ClO	69,2003	0,7479	7.524,9746	5.627,9983
Total	57.757,7014	432,9605	25.714,7735	3.792.208,6842

$$H_{in} = H_3 = 3.792.208,6842 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Energi Keluar Reaktor

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/Mol.K)	ΔH_4 (kJ/jam)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	45.091,9068	349,5876	8444,5700	2.952.117,0079
NaOH	822,4974	20,5640	4787,1947	98.443,7605
C ₃ H ₅ Cl ₃	15.655,2671	106,1864	9745,2289	1.034.810,3621
C ₃ H ₅ ClO	5.777,2462	62,4398	7524,9746	469.858,2071
NaCl	3.605,4615	61,6919	4685,3981	289.051,2545
H ₂ O	16.210,3836	899,8270	4136,3712	3.722.018,5623
Total	87.162,7625	1.500,2967	39.323,7376	8.566.299,1542



Pra Rencana Pabrik
 “Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida”

13.555.806,0042

$$H_{out} = H_4 = 8.566.299,1542 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	ΔH_f at 298 K (kJ/mol)	ΔH_f at 298 K (J/mol)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	-385,40	- 385.400
NaOH	-416,88	- 416.880
C ₃ H ₅ ClO	-148,40	- 148.400
NaCl	-407,27	- 407.270
H ₂ O	-285,83	- 285.830

Perhitungan Panas Pembentukan Reaktan

Komponen	Mol (kmol/jam)	ΔH_f at 298 K (J/mol)	ΔH_f Reaktan (kJ/jam)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	61,6919	- 385.400	- 23.776.069,9345
NaOH	61,6919	- 416.880	- 25.718.131,9001

$$\sum \Delta H_f \text{ Reaktan} = - 49.494.201,8345$$

Perhitungan Panas Pembentukan Produk

Komponen	Mol (kmol/jam)	ΔH_f at 298 K (J/mol)	ΔH_f Produk (kJ/jam)
C ₃ H ₅ ClO	61,6919	- 148.400	- 9.155.082,4553
NaCl	61,6919	- 407.270	- 25.125.272,4499
H ₂ O	61,6919	- 285.830	- 17.633.404,4353

$$\sum \Delta H_f \text{ Produk} = - 51.913.759,3406$$

Sehingga :

$$\Delta H_R = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ Reaktan}$$

$$\Delta H_R = - 2.419.557,5060 \text{ kJ/jam}$$

Karena ΔH_R bernilai negatif maka reaksi berjalan eksotermis.



$$H_{in} + \Delta HR = H_{out} + Q_{pendingan}$$

Q = panas yang diambil

$$Q = H_{in} - H_{out} + \Delta HR$$

Q pendinginan = 4.989.506,8500 kJ/jam

Media pendingin yang digunakan adalah cooling water dengan suhu masuk (T_{in} = 30 C) dan suhu keluar (T_{out} = 45)

Komponen	A	B	C	D
H ₂ O	92,053	-3,9953,E-02	-2,1103,E-04	5,3469E-07

(Yaws,1999)

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (C_p - \text{joule}/(\text{mol K}), T - K)$$

Cp H ₂ O pada 30°C =	4,1878 kJ/kgK	T in =	30 C	303,15 K
Cp H ₂ O pada 45°C =	4,1743 kJ/kgK	T out =	45 C	318,15 K
Cp H ₂ O rata-rata =	4,1811 kJ/kgK	T ref =	25 C	298,15 K

$$\Delta H = C_p \cdot \Delta T$$

Sehingga :

$$\Delta H = \Delta H (45^\circ\text{C}) - \Delta H (30^\circ\text{C}) = 62,7161 \text{ kJ/kg}$$

Maka kebutuhan air pendingin :

$$Q = m C_p \Delta T$$

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$



$$m = 79.557,0705 \text{ kg/jam}$$

Neraca Energi Reaktor 1 (R-01)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
NaOH	3.835.063,7154	-
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	3.508.976,0986	-
C ₃ H ₅ Cl ₃	3.792.208,6842	-
NaCL		8.566.299,1542
ΔH_R	2.419.557,5060	-
Q _{Pendinginan}		4.989.506,8500
Total	13.555.806,0042	13.555.806,0042

4. Reaktor II

$$\begin{aligned} \text{Kondisi Operasi} &= T_{\text{in}} : 80 \text{ C} = 353,15 \text{ K} \\ &T = 273 \text{ K} \\ &T_{\text{out}} : 80 \text{ C} = 353,15 \text{ K} \\ &T_{\text{ref}} : 25 \text{ C} = 298,15 \text{ K} \\ &P_{\text{op}} : 1 \text{ atm} \end{aligned}$$

Komponen	A	B	C	D
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	85,462	0,4479	-0,0012858	1,6933E-06
NaOH	87,639	-0,00048368	-4,5423E-06	1,1863E-09
C ₃ H ₅ Cl ₃	39,475	0,93369	-0,0023696	2,4595E-06
C ₃ H ₅ ClO	52,634	0,57412	-0,0015783	1,8687E-06
NaCl	95,016	-0,031081	9,6789E-07	5,5116E-09
H ₂ O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07

(Yaws, 1999)



Pra Rencana Pabrik
"Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida"

Neraca Energi Masuk Reaktor

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$\int C_p \cdot dT$ (J/Mol.K)	ΔH_1 (kJ/jam)
$C_3H_6Cl_2O$	45.091,9068	349,5876	8.444,5700	2.952.117,0079
NaOH	822,4974	20,5640	4.787,1947	98.443,7605
$C_3H_5Cl_3$	15.655,2671	106,1864	9.745,2289	1.034.810,3621
C_3H_5ClO	5.777,2462	62,4398	7.524,9746	469.858,2071
NaCl	3.605,4615	61,6919	4.685,3981	289.051,2545
H_2O	16.210,3836	899,8270	4.136,3712	3.722.018,5623
Total	87.162,7625	1.500,2967	39.323,7376	8.566.299,1542

$$H_{in} = H_1 = 8.566.299,1542 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Energi Keluar Reaktor



Pra Rencana Pabrik
 “Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida”

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$\int Cp \cdot dT$ (J/Mol.K)	ΔH_2 (kJ/jam)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	43.129,0826	334,3703	8.444,5700	2.823.613,0911
NaOH	213,8493	5,3466	4.787,1947	25.595,3777
C ₃ H ₅ Cl ₃	15.655,2671	106,1864	9.745,2289	1.034.810,3621
C ₃ H ₅ ClO	7.185,2308	77,6572	7.524,9746	584.368,3252
NaCl	4.494,8086	76,9093	4.685,3981	360.350,5639
H ₂ O	16.484,5240	915,0444	4.136,3712	3.784.963,1415
Total	87.162,7625	1.515,5141	39.323,7376	8.613.700,8615

$$H_{out} = H_2 = 8.613.700,8615 \text{ kJ/jam}$$

Tabel. Enthalpy of Formation for Various Compounds

Komponen	ΔH_f at 298 K (kJ/mol)	ΔH_f at 298 K (J/mol)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	-385,40	- 385.400
NaOH	-416,88	- 416.880
C ₃ H ₅ ClO	-148,40	- 148.400
NaCl	-407,27	- 407.270
H ₂ O	-285,83	- 285.830

Komponen	Mol (kmol/jam)	ΔH_f at 298 K (J/mol)	ΔH_f Reaktan (kJ/jam)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	15,2173	385.400	5.864.763,9172
NaOH	15,2173	416.880	6.343.805,8687

$$\sum \Delta H_f \text{ Reaktan} = 12.208.569,7858$$

Perhitungan Panas Pembentukan Produk



Pra Rencana Pabrik
"Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida"

Komponen	Mol (kmol/jam)	ΔH_f at 298 K (J/mol)	ΔH_f Produk (kJ/jam)
C_3H_5ClO	15,2173	- 148.400	- 2.258.253,6723
NaCl	15,2173	- 407.270	- 6.197.567,2043
H_2O	15,2173	- 285.830	- 4.349.573,0940

$$\sum \Delta H_f \text{ Produk} = 12.805.393,9707$$

Sehingga :

$$\Delta H_R = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ Reaktan}$$

$$\Delta HR = 596.824,1848 \quad \text{kJ/mol}$$

Karena ΔHR bernilai negatif maka reaksi berjalan eksotermis.

$$H_{in} + \Delta HR = H_{out} + Q_{pendingan}$$

Q = panas yang diambil

$$Q = H_{in} - H_{out} + \Delta HR$$

$$Q \text{ pendinginan} = 549.422,4776 \quad \text{kJ/mol}$$

Media pendingin yang digunakan adalah cooling water dengan suhu masuk ($T_{in} = 30 \text{ C}$) dan Suhu Keluar ($T_{out} = 45$)



Pra Rencana Pabrik
"Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida"

Cp air pada 30°C =	4,1878	KJ/kgK	T in =	30	C	303,15	K
Cp air pada 45°C =	4,1743	KJ/kgK	T out =	45	C	318,15	K
Cp H ₂ O rata-rata =	4,1811	kJ/kgK	T ref =	25	C	298,15	K

$$\Delta H = Cp \cdot \Delta T$$

Sehingga :

$$\Delta H = \Delta H (450C) - \Delta H (300C) = 62,7161 \text{ KJ/kg}$$

Maka kebutuhan air pendingan :

$$Q = m Cp \Delta T$$

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$m = 8.760,4736 \quad \text{kg/jam}$$

Neraca Energi Reaktor 2 (R-02)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
-----------------	---------------	----------------



Pra Rencana Pabrik
"Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida"

H ₁	8.566.299,1542	-
H ₂	-	8.613.700,8615
ΔH _R	596.824,1848	-
Q Pendinginan	-	549.422,4776
Total	9.163.123,3391	9.163.123,3391

5. Decanter

Kondisi Operasi = T in Bahan : 65 °C = 338,15K
T = 273,15 K
T out Camp : 65°C = 338,15K
T ref : 25 °C = 298,15 K
P op : 1 atm

Komponen	A	B	C	D
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	85,462	0,4479	-0,0012858	1,6933E-06
NaOH	87,639	-0,00048368	-4,5423E-06	1,1863E-09
C ₃ H ₅ Cl ₃	39,475	0,93369	-0,0023696	2,4595E-06
C ₃ H ₅ ClO	52,634	0,57412	-0,0015783	1,8687E-06
NaCl	95,016	-0,031081	9,6789E-07	5,5116E-09
H ₂ O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07

(Yaws, 1999)

Neraca Energi Masuk Dekanter

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	∫C _p .dT (J/Mol.K)	ΔH _i (kJ/jam)
----------	----------------	----------------	-------------------------------	--------------------------



Pra Rencana Pabrik
"Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida"

$C_3H_6Cl_2O$	43.129,0826	334,3703	6.095,5981	2.038.186,7460
NaOH	213,8493	5,3466	3.482,5238	18.619,7802
$C_3H_5Cl_3$	15.655,2671	106,1864	7.035,1663	747.038,6853
C_3H_5ClO	7.185,2308	77,6572	5.429,6282	421.649,6249
NaCl	4.494,8086	76,9093	3.416,1548	262.733,9806
H_2O	16.484,5240	915,0444	3.009,6050	2.753.922,0876
Total	87.162,7625	1.515,5141	28.468,6763	6.242.150,9047

$$H_{in} = H_1 = 6.242.150,9047 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Energi Keluar Dekanter >>> UPL

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$\int C_p \cdot dT$ (J/Mol.K)	ΔH_2 (kJ/jam)
$C_3H_6Cl_2O$	446,7448	3,4635	6.095,5981	21.112,1881
C_3H_5ClO	170,6407	1,8443	5.429,6282	10.013,6757



Pra Rencana Pabrik
"Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida"

NaOH	213,8493	5,3466	3.482,5238	18.619,7802
NaCl	4.494,8086	76,9093	3.416,1548	262.733,9806
H ₂ O	16.037,6026	890,2361	3.009,6050	2.679.258,9311
Total	21.363,6460	977,7997	21.433,5100	2.991.738,5557

$$H_{out} = H_2 = 2.991.738,5557 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Energi Keluar Dekanter >>> R-01

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$\int Cp \cdot dT$ (J/Mol.K)	ΔH_3 (kJ/jam)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	42.682,3378	330,9067	6.095,5981	2.017.074,5579
C ₃ H ₅ Cl ₃	15.655,2671	106,1864	7.035,1663	747.038,6854
C ₃ H ₅ ClO	7.014,5901	75,8129	5.429,6282	411.635,9492
H ₂ O	446,9214	24,8083	3.009,6050	74.663,1564
Total	65.799,1164	537,7143	21.569,9976	3.250.412,3489

$$H_{out} = H_3 = 3.250.412,3489 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Energi Dekanter (DE-01)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
H ₁	6.242.150,9047	-
H ₂	-	2.991.738,5557



Pra Rencana Pabrik
 “Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida”

H ₃	-	3.250.412,3489
Total	6.242.150,9047	6.242.150,9047

6. DESTILASI I

Diketahui data kapasitas panas dari setiap komponen
 (kJ/kmol.K)

Komponen	A	B	C	D
H ₂ O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07
C ₃ H ₅ ClO	52,634	0,57412	-0,0015783	1,8687E-06
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	85,462	0,44791	-0,0012858	1,6933E-06
C ₃ H ₅ Cl ₃	39,475	0,93369	-0,0023696	2,4595E-06

(Yaws, 1999)

1. Menghitung Panas Umpan Masuk Menara (ΔH_F)

T _{in} = T _{bubble point} feed	=	396,0708	K
Suhu referensi (T _{ref})	=	25,0000	°C
	=	298,1500	K

Perhitungan Panas Umpan Menara Distilasi

Komponen	n (kmol/jam)	C _p dT (kJ/kmol)	$\Delta H = n \cdot C_p \cdot dT$ (kJ/jam)
H ₂ O	24,8083	7382,9140	183.157,4762
C ₃ H ₅ ClO	75,8129	13728,5667	1.040.802,6841
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	330,9067	15394,5393	5.094.156,9279
C ₃ H ₅ Cl ₃	106,1864	17731,4550	1.882.838,6181
Total			8.200.955,7064

Maka panas umpan masuk Menara Distilasi

$$\Delta H_F = 8200955,7064 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Menghitung Beban Kondenser (Qc) } H_{\text{vap}} = \Delta H_L + \Delta H_D + Q_c$$

$$Q_c = H_{\text{vap}} - \Delta H_L - \Delta H_D$$

a. Menghitung Panas Distilat (ΔH_D)

$$T_{\text{out}} = T_{\text{dew point}} = 386,9621 \text{ K}$$



Pra Rencana Pabrik
"Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida"

$$\begin{aligned} \text{Suhu referensi (Tref)} &= 25,0000 \quad ^\circ\text{C} \\ &= 298,1500 \quad \text{K} \end{aligned}$$

Perhitungan panas Distilat Menara Distilasi

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	$\Delta H = n \cdot \text{Cp} \cdot dT$ (kJ/jam)
H ₂ O	24,8083	6.689,2443	165.948,7165
C ₃ H ₅ ClO	75,0548	12.383,8183	929.464,8506
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	3,3091	13.888,3407	45.957,4566
Total			1.141.371,0237

Maka panas Distilat Menara Distilasi

$$\Delta H_{\text{distilat}} = 1.141.371,0237 \quad \text{kJ/jam}$$

b. Menghitung Panas Liquid Refluks (ΔH_L)

$$T_{\text{out}} = T_{\text{dew point}} = 386,9621 \quad \text{K}$$

$$\text{Suhu referensi (Tref)} = 25,0000 \quad ^\circ\text{C}$$

Perhitungan Panas Refluks Menara Distilasi

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	$\Delta H = n \cdot \text{Cp} \cdot dT$ (kJ/jam)
H ₂ O	149,6678	6.689,2443	1.001.164,5719
C ₃ H ₅ ClO	452,8037	12.383,8183	5.607.438,8463
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	19,9635	13.888,3407	277.260,2182
Total			6.885.863,6365

Maka panas Refluks Menara Distilasi

$$\Delta H_L = 6.885.863,6365 \quad \text{kJ/jam}$$

c. Menghitung Panas Penguapan (H_{vap})

$$T_{\text{out}} = T_{\text{dew point}} = 386,9621 \quad \text{K}$$



Pra Rencana Pabrik
 “Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida”

Suhu referensi (Tref) = 25,0000 °C = 298,1500 K

Uap/Vapor juga memiliki energi laten (perubahan fase liquid menjadi vapor)

Perhitungan energi laten vapor menggunakan persamaan berikut :

$$HVAP = A (1 - T/T_c)^n$$

Perhitungan Panas Penguapan (Hvap)

Komponen	A	Tc	n	Hvap (kJ/mol)	Hvap (kJ/kmol)
H ₂ O	52,053	647,1300	0,3210	38,852	38852,0495
C ₃ H ₅ ClO	41,461	610,0000	0,1060	37,267	37266,8729
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	51,452	603,0000	0,3670	35,302	35301,9188

Perhitungan Panas Penguapan Hasil atas

Komponen	kmol/jam	Hvap (kJ/kmol)	ΔHvap (kJ/jam)
H ₂ O	174,4761	38.852,0495	6.778.754,2620
C ₃ H ₅ ClO	527,8585	37.266,8729	19.671.635,5537
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	23,2726	35.301,9188	821.567,1231
Total			27.271.956,9388

Maka panas penguapan Menara Distilasi Hvap = 27.271.956,9388 kJ/jam

Menghitung beban kondensor pada Menara Distilasi

$$\begin{aligned}
 Q_c &= H_{vap} - \Delta HL - \Delta HD \\
 &= 27271956,9388 - 6.885.863,6365 - 1141371,0237 \\
 &= 19244722,2785 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung Beban Reboiler

a. Menghitung Panas Bawah Menara (ΔHB)



Pra Rencana Pabrik
 “Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida”

$$\begin{aligned} \text{Suhu didih reboiler (T)} &= 399,7103 \quad \text{K} \\ \text{Suhu referensi (Tref)} &= 25,0000 \quad \text{oC} \\ &= 298,1500 \quad \text{K} \end{aligned}$$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	$\Delta H = n \cdot C_p \cdot dT$ (kJ/jam)
C ₃ H ₅ ClO	0,7581	14.270,5495	10.818,9198
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	327,5977	16.001,5575	5.242.073,1399
C ₃ H ₅ Cl ₃	106,1864	18.425,7545	1.956.563,7558
Total			7.209.455,8156

Maka panas bawah (bottom) Menara Distilasi $\Delta H_{\text{bottom}} = 7.209.455,8156 \text{ kJ/jam}$

Menghitung beban reboiler pada Menara Distilasi

$$\begin{aligned} QR &= (\Delta H_B + \Delta H_D + Q_c) - \Delta H_F \\ &= 7209455,8156 + 1.141.371,0237 + 19244722,2785 - 8200955,7064 \\ &= 19394593,4115 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel Neraca Panas Total Menara Distilasi

Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
(kJ/jam)		(kJ/jam)	
ΔH_{umpan}	8.200.955,7064	$\Delta H_{\text{distilat}}$	1.141.371,0237
$\Delta H_{\text{reboiler}}$	19.394.593,4115	ΔH_{bottom}	7.209.455,8156
		$\Delta H_{\text{kondensor}}$	19.244.722,2785
Total	27.595.549,1178	Total	27.595.549,1178

7. DESTILASI II

1. Menghitung Panas Umpan Masuk Menara (ΔH_F)



$$\begin{aligned} T_{in} = T_{\text{bubble point feed}} &= 384,9866 \text{ K} \\ \text{Suhu referensi (T}_{\text{ref}}) &= 25,0000 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 298,1500 \text{ K} \end{aligned}$$

Perhitungan Panas Umpan Menara Distilasi

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	$\Delta H = n \cdot C_p \cdot dT$ (kJ/jam)
H ₂ O	24,8083	6539,2289	162.227,0908
C ₃ H ₅ ClO	75,0548	12094,3076	907.735,6863
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	3,3091	13564,0537	44.884,3689
Total			1.114.847,1460

$$\text{Maka panas umpan masuk Menara Distilasi } \Delta H_F = 1114847,1460 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Menghitung Beban Kondenser (Qc)} \quad H_{\text{vap}} &= \Delta H_L + \Delta H_D + Q_c \\ Q_c &= H_{\text{vap}} - \Delta H_L - \Delta H_D \end{aligned}$$

a. Menghitung Panas Distilat (ΔH_D)

$$\begin{aligned} T_{\text{out}} = T_{\text{dew point}} &= 386,7156 \text{ K} \\ \text{Suhu referensi (T}_{\text{ref}}) &= 25,0000 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 298,1500 \text{ K} \end{aligned}$$

Perhitungan panas Distilat Menara Distilasi

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	$\Delta H = n \cdot C_p \cdot dT$ (kJ/jam)
H ₂ O	24,8083	6.670,5164	165.484,1083
C ₃ H ₅ ClO	67,5493	12.347,6499	834.075,2176
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	0,0000	13.847,8281	0,0000
Total			999.559,3259

Maka panas Distilat Menara Distilasi



Pra Rencana Pabrik
"Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida"

Perhitungan Panas Penguapan Hasil atas

Komponen	kmol/jam	Hvap (kJ/kmol)	ΔH_{vap} (kJ/jam)
H ₂ O	116,1125	38.863,8628	4.512.580,4005
C ₃ H ₅ ClO	316,1572	37.271,2369	11.783.569,3966
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	0,0000	35.316,6970	0,0000
Total			16.296.149,7970

Maka panas penguapan Menara Distilasi

$$H_{vap} = 16.296.149,7970 \quad \text{kJ/jam}$$

Menghitung beban kondensor pada Menara Distilasi

$$\begin{aligned} Q_c &= H_{vap} - \Delta H_L - \Delta H_D \\ &= 16296149,7970 - 3.678.769,2766 - 999559,3259 \\ &= 11617821,1946 \quad \text{kJ/jam} \end{aligned}$$

3. Menghitung Beban Reboiler

a. Menghitung Panas Bawah Menara (ΔH_B)

$$\begin{aligned} \text{Suhu didih reboiler (T)} &= 391,3233 \quad \text{K} \\ \text{Suhu referensi (Tref)} &= 25,0000 \quad \text{°C} \\ &= 298,1500 \quad \text{K} \end{aligned}$$

Komponen	n (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	$\Delta H = n \cdot C_p \cdot dT$ (kJ/jam)
C ₃ H ₅ ClO	7,5055	13.025,6329	97.763,6114
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	3,3091	14.607,2276	48.336,3019
Total			146.099,9133

Maka panas bawah (bottom) Menara Distilasi

$$\Delta H_{bottom} = 146.099,9133 \quad \text{kJ/jam}$$



Menghitung beban reboiler pada Menara Distilasi

$$\begin{aligned}
 QR &= (\Delta H_B + \Delta H_D + Q_c) - \Delta H_F \\
 &= 146099,9133 + 999.559,3259 + 11617821,1946 - 1114847,1460 \\
 &= 11648633,2878 \quad \text{kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Aliran Panas Masuk		Aliran Panas Keluar	
(kJ/jam)		(kJ/jam)	
ΔH_{umpan}	1114847,1460	$\Delta H_{\text{distilat}}$	999.559,3259
$\Delta H_{\text{Reboiler}}$	11.648.633,2878	ΔH_{bottom}	146.099,9133
		$\Delta H_{\text{kondensor}}$	11.617.821,1946
Total	12763480,4337	Total	12.763.480,4337

8. EVAPORATOR

Kondisi Operasi =

$$\begin{aligned}
 T_{\text{in}} &: 113,57 \text{ C} = 386,72 \text{ K} \\
 T_{\text{out distilat}} &: 184,66 \text{ C} = 457,81 \text{ K} \\
 T_{\text{out bottom}} &: 184,66 \text{ C} = 457,81 \text{ K} \\
 T_{\text{ref}} &: 25 \text{ C} = 298,15 \text{ K} \\
 P_{\text{op}} &: 1 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

Komponen	A	B	C	D
H ₂ O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5,3469E-07
C ₃ H ₅ ClO	52,634	0,57412	-0,0015783	1,8687E-06
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	85,462	0,4479	-0,0012858	1,6933E-06

Heat of Vaporation

$$HVAP = A (1 - T/T_c)^n$$

Komponen	A	T _c	n
H ₂ O	52,053	647,13	0,321
C ₃ H ₅ ClO	41,461	610	0,106
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	51,452	603	0,367



Neraca Energi Evaporator 01

$$M \cdot \lambda + F \cdot h_F = V \cdot H + L \cdot h_L$$

$$M \cdot \lambda + F \cdot h_F = (V \cdot H_{vap} + V \cdot \lambda) + L \cdot h_L$$

Neraca Energi Masuk Evap 01 $F \cdot H_f$

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$\int C_p \cdot dT$ (J/Mol.K)	ΔH_1
H ₂ O	446,9214	24,8083	6.670,5164	165.484,1083
C ₃ H ₅ ClO	6.249,9998	67,5493	12.347,6499	834.075,2176
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	-	-	13.847,8281	-
Total	6.696,9212	92,3576		999.559,3259 kJ/jam

$$H_{in} = H_1 = 999.559,3259 \text{ kJ/jam}$$



Neraca Energi Keluar Top

Evap 01

V . H_{vap}

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$\int Cp \cdot dT$ (J/Mol.K)	ΔH_2
H ₂ O	383,7900	21,3039	12.216,732 5	260.264,242 4
Total	383,7900	21,3039		260.264,242 4

$$H_{out} = H_2 = 260.264,242 \text{ kJ/jam}$$

Neraca Energi Keluar Top Evap

01

Panas Laten

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	H _{vap} (kJ/kMol.K)	ΔH_{vap}
H ₂ O	383,7900	21,3039	35.082,8968	747.403,0828
Total	383,7900	21,3039		747.403,0828

$$H_{out} = H_{vap} = 747.403,0828 \text{ kJ/jam}$$



Neraca Energi Keluar Bottom Evap 01 L . HL

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	$\int Cp.dT$ (J/Mol.K)	ΔH_3
H ₂ O	63,1313	3,5044	12.216,7325	42.812,0091
C ₃ H ₅ ClO	6.249,9998	67,5493	23.344,5595	1.576.908,8642
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	-	-	26.160,9000	-
Total	6.313,1311	71,0537		1.619.720,8733

$$H_{out} = H_3 = 1.619.720,8733 \text{ kJ/jam}$$

$$H_{in} + Q \text{ pemanasan} = H_{Out} + \Delta H_{vap}$$

Q = panas yang dibutuhkan

$$Q_{steam} = M \cdot \lambda = (V \cdot H + L \cdot hl) - F \cdot hf$$

$$Q \text{ pemanasan} = 1.627.828,8726 \text{ kJ/jam}$$

Medium pemanas yang digunakan adalah saturated steam pada tekanan 12,3780 atm dan suhu 190 °C, yang mempunyai panas laten $\lambda = 1978,2 \text{ kJ/kg}$

Oleh karena itu membutuhkan fluida panas yang berfungsi sebagai pemanas yaitu saturated steam pada steam tabel dengan kondisi :

$$\text{Temperature (T)} = 190 \text{ }^\circ\text{C}$$



$$\begin{aligned}\text{Tekanan (P)} &= 12,542 \text{ bar} \\ &= 12,3780 \text{ atm}\end{aligned}$$

$$\text{HL} = 807,6 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Hv} = 2.785,80 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned}\lambda \text{ Steam} &= \text{Hv} - \text{Hl} \\ &= 1.978,2000 \text{ kJ/kg}\end{aligned}$$

Menghitung massa steam (m):

$$M \text{ steam} = \frac{Q \text{ pemanasan}}{\lambda s}$$

$$= 822,8839 \text{ kg/jam}$$

Panas Steam masuk :

$$\begin{aligned}\Delta \text{Hs masuk} &= m \times \text{Hv} \\ &= 2.292.389,8865 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

Panas steam keluar :

$$\begin{aligned}\Delta \text{Hs keluar} &= m \times \text{HL} \\ &= 664.561,0138 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$



Tabel Neraca Energi pada Heater (HE-04)

Komponen Energi	Masuk(kj/jam)	Keluar(kj/jam)
H1	999.559,3259	-
H2		260.264,2424
H3		1.619.720,8733
H vap		747.403,0828
m x Hv	2.292.389,8865	-
m x HL	-	664.561,0138
Total	3.291.949,2124	3.291.949,2124



Appendix A

Neraca Massa

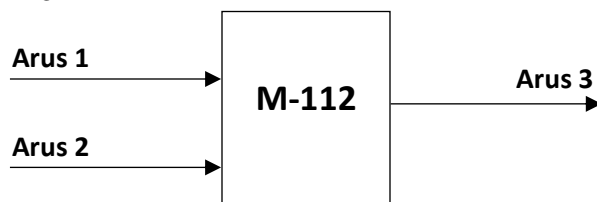
Kapasitas Produksi = 50000ton/tahun = 6313,13131 kg/jam
Waktu Operasi = 1hari = 24 jam = 330 hari
Basis Perhitungan = 100 kmol/jam

Komp.	Titik didih (°C)
H ₂ O	100
C ₃ H ₅ Cl ₃	156
NaCl	1465
C ₃ H ₅ ClO	117
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	174,3
NaOH	1390

Komp.	BM Kg/Kmol
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,986
NaOH	39,997
C ₃ H ₅ ClO	92,525
C ₃ H ₅ Cl ₃	147,432
NaCl	58,443
H ₂ O	18,015

Komp.	Ar
C	12,011
H	1,008
O	15,999
Cl	35,453
Na	22,990

1. Mixer I



Arus 1 (Umpan NaOH
99%)

Komponen	BM (kg/kmol)	kmol/jam	Massa (kg/jam)	% massa
NaOH	39,997	82,2559	3289,9895	98
H ₂ O	18,015	3,7270	67,1426	2
Total		85,9829	3357,1322	100



Arus 2 (Air Proses)

Komponen	BM (kg/kmol)	kmol/jam	Massa (kg/jam)	% massa
H ₂ O	18,015	828,2313	14920,5874	100
Total		828,2313	14920,5874	100

Arus 1 (Umpan NaOH 99%)

Komponen	BM (kg/kmol)	kmol/jam	Massa (kg/jam)	% massa
NaOH	39,997	82,2559	3289,9895	98
H ₂ O	18,015	3,7270	67,1426	2
Total		85,9829	3357,1322	100

Arus 2 (Air Proses)

Komponen	BM (kg/kmol)	kmol/jam	Massa (kg/jam)	% massa
H ₂ O	18,015	828,2313	14920,5874	100
Total		828,2313	14920,5874	100

Maka, komponen masuk M-01

Komponen	BM (kg/kmol)	kmol/jam	Massa (kg/jam)	% massa
NaOH	39,997	82,2559	3289,9895	18
H ₂ O	18,015	831,9584	14987,7300	82
Total		914,2143	18277,7195	100

Komponen keluar dari Mixer I

Arus 3 (NaOH 18%)

Arus Masuk = Arus Keluar

Komponen	BM (kg/kmol)	kmol/jam	Massa (kg/jam)	% massa
NaOH	39,9970	82,2559	3289,9895	18
H ₂ O	18,0150	831,9584	14987,7300	82
Total		914,2143	18277,7195	100

Neraca Massa Total Mixer 1 (M-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
NaOH	3289,9895		3289,9895



Pra Rencana Pabrik
"Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida"

H ₂ O	67,1426	14920,5874	14987,7300
	3357,1322	14920,5874	
Total	18277,7195		18277,7195

Arus 3 (NaOH 18%)

Arus Masuk = Arus Keluar

Komponen	BM (kg/kmol)	kmol/jam	Massa (kg/jam)	% massa
NaOH	39,9970	82,2559	3289,9895	18
H ₂ O	18,0150	831,9584	14987,7300	82
Total		914,2143	18277,7195	100

Neraca Massa Total Mixer 1 (M-01)			
Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
NaOH	3289,9895		3289,9895
H ₂ O	67,1426	14920,5874	14987,7300
Total	3357,1322	14920,5874	18277,7195

2. Mixer II

Komponen Masuk M-02

Arus 4 (Umpan C₃H₆Cl₂O)

Komponen	BM	kmol/jam	Massa	% massa
	(kg/kmol)		(kg/jam)	
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,986	84,19143	10859,5155	99
H ₂ O	18,0150	6,08893	109,6921	1
Total		90,28036	10969,2076	100

Arus 5 (Umpan C₃H₅Cl₃)

Komponen	BM	kmol/jam	Massa	% massa
	(kg/kmol)		(kg/jam)	
C ₃ H ₅ Cl ₃	147,432	1,06186	156,5527	99
H ₂ O	18,0150	0,08778	1,5813	1
Total		1,14964	158,1340	100



Komponen Masuk M-02

Arus 4 (Umpan C₃H₆Cl₂O)

Komponen	BM	kmol/jam	Massa	% massa
	(kg/kmol)		(kg/jam)	
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,986	84,19143	10859,5155	99
H ₂ O	18,0150	6,08893	109,6921	1
Total		90,28036	10969,2076	100

Arus 5 (Umpan C₃H₅Cl₃)

Komponen	BM	kmol/jam	Massa	% massa
	(kg/kmol)		(kg/jam)	
C ₃ H ₅ Cl ₃	147,432	1,06186	156,5527	99
H ₂ O	18,0150	0,08778	1,5813	1
Total		1,14964	158,1340	100

Komponen Keluar M-02

Komponen	BM	kmol/jam	Massa	% massa
	(kg/kmol)		(kg/jam)	
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,986	84,1914	10859,5155	97,59
C ₃ H ₅ Cl ₃	147,432	1,0619	156,5527	1,41
H ₂ O	18,0150	6,1767	111,2734	1
Total		91,4300	11127,3416	100

Neraca Massa Total Mixer 2 (M-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
	C ₃ H ₆ Cl ₂ O	10859,5155	
C ₃ H ₅ Cl ₃		156,5526709	156,5527
H ₂ O	109,6921	1,5813	111,2734
Total	10969,20756	158,134011	
	11127,3416		11127,3416

Komponen Keluar M-02

Komponen	BM	kmol/jam	Massa	% massa
	(kg/kmol)		(kg/jam)	
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,986	84,1914	10859,5155	97,59



C ₃ H ₅ Cl ₃	147,432	1,0619	156,5527	1,41
H ₂ O	18,0150	6,1767	111,2734	1
Total		91,4300	11127,3416	100

Neraca Massa Total Mixer 2 (M-02)			
Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	10859,5155		10859,5155
C ₃ H ₅ Cl ₃		156,5526709	156,5527
H ₂ O	109,6921	1,5813	111,2734
Total	10969,20756	158,134011	
	11127,3416		11127,3416

3. Reaktor I

Komponen Masuk

Arus 3 (Keluaran M-01)			
Komponen	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	% massa
NaOH	82,2559	3289,9895	18
H ₂ O	831,9584	14987,7300	82
Total	914,2143	18277,7195	100

Komponen Masuk

Arus 3 (Keluaran M-01)			
Komponen	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	% massa
NaOH	82,2559	3289,9895	18
H ₂ O	831,9584	14987,7300	82
Total	914,2143	18277,7195	100

Arus 6 (Keluaran M-02)			
Komponen	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	% massa
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	411,2795	10859,5155	97,59
C ₃ H ₅ Cl ₃	1,0619	156,5527	1,41
H ₂ O	6,1767	111,2734	1,00
Total	418,5181	11127,3416	100



Arus 12 (Recycle hasil bawah MD-02)			
Komponen	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	% massa
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	327,0881	42189,7867	73,05
C ₃ H ₅ Cl ₃	105,1245	15498,7144	26,83
C ₃ H ₅ ClO	0,7479	69,2003	0,12
Total	432,9605	57757,7014	100

Komponen Keluar			
Arus 7			
Komponen	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	% massa
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	349,5876	45091,9068	51,73
NaOH	20,5640	822,4974	0,94
C ₃ H ₅ Cl ₃	106,1864	15655,2671	17,96
C ₃ H ₅ ClO	62,4398	5777,2462	6,63
NaCl	61,6919	3605,4615	4,14
H ₂ O	899,8270	16210,3836	18,60
Total	1500,2967	87162,7625	100

Neraca Massa Total Reaktor 1 (R-01) (kg/jam)				
Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Arus 3	Arus 6	Recycle	Arus 7
C ₃ H ₆ Cl ₂ O		10859,5155	42189,7867	45091,9068
NaOH	3289,9895			822,4974
C ₃ H ₅ Cl ₃		156,5527	15498,7144	15655,2671
C ₃ H ₅ ClO			69,2003	5777,2462
NaCl				3605,4615
H ₂ O	14987,7300	111,2734		16210,3836
Total	18277,7195	11127,3416	57757,7014	
	87162,7625			87162,7625



4. Reaktor II

Arus 7 (Keluaran R-01)			
Komponen	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	% massa
$C_3H_6Cl_2O$	349,5876	45091,9068	51,73
NaOH	20,5640	822,4974	0,94
$C_3H_5Cl_3$	106,1864	15655,2671	17,96
C_3H_5ClO	62,4398	5777,2462	6,63
NaCl	61,6919	3605,4615	4,14
H_2O	899,8270	16210,3836	18,60
Total	1500,2967	87162,7625	100

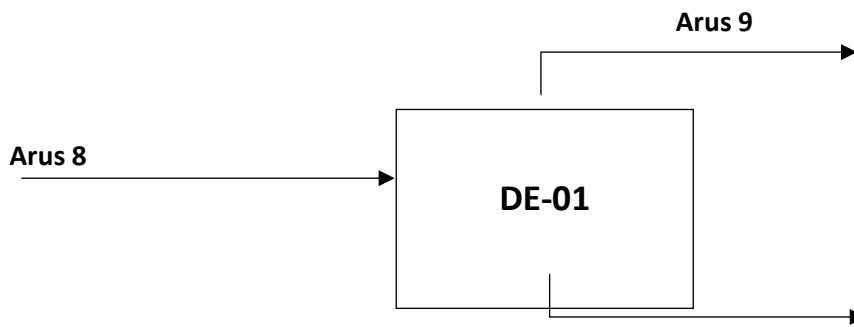
Mol Bereaksi			
Komponen	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	% massa
$C_3H_6Cl_2O$	15,2173	1962,8242	38,17
NaOH	15,2173	608,6481	11,83
C_3H_5ClO	15,2173	1407,9846	27,38
NaCl	15,2173	889,3472	17,29
H_2O	15,2173	274,1404	5,33
Total	76,0867	5142,9445	100

Arus 8			
Komponen	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	% massa
$C_3H_6Cl_2O$	334,3703	43129,0826	49,48
NaOH	5,3466	213,8493	0,25
$C_3H_5Cl_3$	106,1864	15655,2671	17,96
C_3H_5ClO	77,6572	7185,2308	8,24
NaCl	76,9093	4494,8086	5,16
H_2O	915,0444	16484,5240	18,91
Total	1515,5141	87162,7625	100



Neraca Massa Total Reaktor 2 (R-02) (kg/jam)		
Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 7	Arus 8
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	45091,9068	43129,0826
NaOH	822,4974	213,8493
C ₃ H ₅ Cl ₃	15655,2671	15655,2671
C ₃ H ₅ ClO	5777,2462	7185,2308
NaCl	3605,4615	4494,8086
H ₂ O	16210,3836	16484,5240
Total	87162,7625	87162,7625

5. Decanter



Komponen Masuk		Arus 10		
Arus 8	BM	kmol/jam	Massa	% massa
	(kg/kmol)		(kg/jam)	
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,986	334,3703	43129,0826	49,48
NaOH	39,997	5,3466	213,8493	0,25
C ₃ H ₅ Cl ₃	147,432	106,1864	15655,2671	17,96
C ₃ H ₅ ClO	92,525	77,6572	7185,2308	8,24
NaCl	58,443	76,9093	4494,8086	5,16
H ₂ O	18,015	915,0444	16484,5240	18,91
Total		1515,5141	87162,7625	100



Menentukan Fase Ringan dan Fase Berat

Dalam menentukan komponen yang terikut ke fase ringan dan fase berat maka di butuhkan data kelarutan dan densitas setiap komponen.

Data kelarutan komponen masuk dekanter terhadap air pada suhu = 65 °C

Komponen	Kelarutan terhadap air	
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	0,183	kg/L H ₂ O
NaOH	1,82125	kg/kg H ₂ O
C ₃ H ₅ Cl ₃	0,0000103	kg/L H ₂ O
C ₃ H ₅ ClO	0,1131	kg/L H ₂ O
NaCl	0,3755	kg/kg H ₂ O

Komponen Masuk

Arus 3 (Keluaran M-01)			
Komponen	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	% massa
NaOH	82,2559	3289,9895	18
H ₂ O	831,9584	14987,7300	82
Total	914,2143	18277,7195	100

Arus 6 (Keluaran M-02)			
Komponen	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	% massa
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	411,2795	10859,5155	97,59
C ₃ H ₅ Cl ₃	1,0619	156,5527	1,41
H ₂ O	6,1767	111,2734	1,00
Total	418,5181	11127,3416	100

Komponen	Kelarutan	
H ₂ O terhadap C ₃ H ₅ ClO	0,0622	kg/kg C ₃ H ₅ ClO

Densitas komponen pada setiap komponen

Suhu = 65 °C = 338,15 K



Komponen	A	B	n	Tc	$-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n$	densitas (kg/L)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	0,38827	0,26224	0,271	603	-0,8001	1,1331
NaOH	0,19975	0,09793	0,25382	2820	-0,9681	1,8940
C ₃ H ₅ Cl ₃	0,42698	0,2465	0,2857	652	-0,8115	1,3303
C ₃ H ₅ ClO	0,3971	0,26476	0,30308	610,00	-0,7827	1,1237
NaCl	0,22127	0,10591	0,37527	3400	-0,9615	1,9160
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	-0,8096	0,9900
						(Yaws, 1999)

Menghitung Volume H₂O Masuk Dekanter

Massa H₂O masuk dekanter = 16484,5240 kg/jam

Densitas H₂O = 0,9900 kg/liter

Volume H₂O masuk dekanter = $\frac{\text{Massa H}_2\text{O masuk dekanter}}{\rho \text{ H}_2\text{O}}$

= 16650,4348 liter/jam

Lapisan 1 (Komponen yang larut dalam air)

- Massa H₂O u/melarutkan NaOH = 117,4190 kg/jam

- Massa H₂O u/melarutkan NaCl = 11970,1961 kg/jam

Massa H₂O u/melarutkan

- C₃H₆Cl₂O = 2441,2284 kg/jam

- Massa H₂O u/melarutkan C₃H₅ClO = 1508,7592 kg/jam

Massa C₃H₆Cl₂O = 0,183 kg/kg h₂o x Massa H₂O u/melarutkan C₃H₆Cl₂O
 = 0,183 x 2441,2284 kg/jam
 = 446,7448 kg/jam

Massa C₃H₅ClO = 0,1131 kg/L H₂O x Massa H₂O u/melarutkan C₃H₅ClO
 = 0,1131 x 1508,7592 kg/jam

= 170,6407 kg/jam

Massa NaOH = NaOH masuk dekanter



Pra Rencana Pabrik
 “Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida”

$$= 213,8493 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa NaCl} = \text{NaCl masuk dekanter}$$

$$= 4494,8086 \text{ kg/jam}$$

Komponen	n	Massa	fraksi massa	ρ_i	$\rho_i \cdot x_i$
	(kmol/jam)	kg/jam	(xi)	(kg/liter)	(kg/liter)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	3,4635	446,7448	0,0209	1,1331	0,0237
C ₃ H ₅ ClO	1,8443	170,6407	0,0080	1,1237	0,0090
NaOH	5,3466	213,8493	0,0100	1,8940	0,0190
NaCl	76,9093	4494,8086	0,2104	1,9160	0,4031
H ₂ O	890,2361	16037,6026	0,7507	0,9900	0,7432
Total	977,7997	21363,6460	1,0000	7,0568	1,1980

Maka densitas campuran pada lapisan 1 adalah 1,1980 kg/liter

Lapisan 2 (Komponen yang tidak terikut dalam air)

$$\begin{aligned} \text{-Massa H}_2\text{O} &= 0,0622 \text{ kg/kg C}_3\text{H}_5\text{ClO} \times \text{Massa C}_3\text{H}_5\text{ClO masuk dekanter} \\ &= 0,0622 \times 7185,2308 \text{ kg/jam} \\ &= 446,9214 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{- Massa C}_3\text{H}_5\text{ClO} &= \text{C}_3\text{H}_5\text{ClO masuk dekanter} - \text{C}_3\text{H}_5\text{ClO terikut air} \\ &= 7014,5901 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{- Massa C}_3\text{H}_3\text{Cl}_3 &= \text{C}_3\text{H}_3\text{Cl}_3 \text{ masuk dekanter} \\ &= 15655,2671 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{- Massa C}_3\text{H}_6\text{Cl}_2\text{O} &= \text{C}_3\text{H}_6\text{Cl}_2\text{O masuk dekanter} - \text{C}_3\text{H}_6\text{Cl}_2\text{O lapisan 1} \\ &= 43129,0826 \text{ kg/jam} - 446,7448 \text{ kg/jam} \\ &= 42682,3378 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Komponen	n (kmol/jam)	Massa kg/jam	fraksi massa (xi)	ρ_i (kg/liter)	$\rho_i \cdot x_i$ (kg/liter)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	330,9067	42682,3378	0,6487	1,1331	0,7350



Pra Rencana Pabrik
 “Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida”

C ₃ H ₅ Cl ₃	106,1864	15655,2671	0,2379	1,3303	0,3165
C ₃ H ₅ ClO	75,8129	7014,5901	0,1066	1,1237	0,1198
H ₂ O	24,8083	446,9214	0,0068	0,9900	0,0067
Total	537,7143	65799,1164	1,0000	4,5771	1,1780

Maka densitas campuran pada lapisan 2 adalah 1,1780 kg/liter

Fase berat dan fase ringan ditentukan berdasarkan densitas masing-masing fase. Densitas campuran lapisan 2 lebih kecil dari pada densitas campuran lapisan 1, maka yang menjadi fase ringan adalah lapisan 2 dan fase berat adalah lapisan 1.

**Komponen Keluar
 Arus 9**

Komponen	BM	kmol/jam	Massa	% massa
	(kg/kmol)		(kg/jam)	
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,986	3,4635	446,7448	2,09
C ₃ H ₅ ClO	92,525	1,8443	170,6407	0,80
NaOH	39,997	5,3466	213,8493	1,00
NaCl	58,443	76,9093	4494,8086	21,04
H ₂ O	18,015	890,2361	16037,6026	75,07
Total		977,7997	21363,6460	100

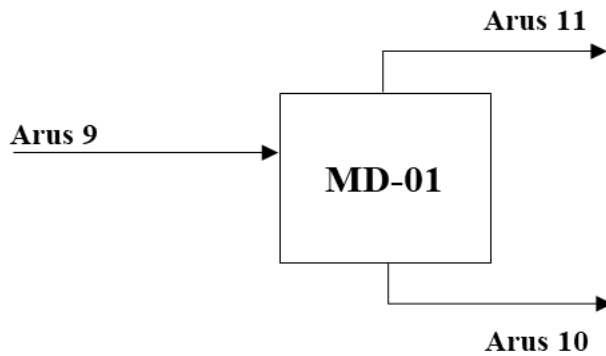
Arus 10				
Komponen	BM	kmol/jam	Massa	% massa
	(kg/kmol)		(kg/jam)	
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,986	330,9067	42682,3378	64,87
C ₃ H ₅ Cl ₃	147,432	106,1864	15655,2671	23,79
C ₃ H ₅ ClO	92,525	75,8129	7014,5901	10,66
H ₂ O	18,0150	24,8083	446,9214	0,68
Total		537,7143	65799,1164	100

Neraca Massa Total Dekanter (D-01)			
Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	8	9	10
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	43129,0826	446,7448	42682,3378
NaOH	213,8493	213,8493	



C ₃ H ₅ Cl ₃	15655,2671		15655,2671
C ₃ H ₅ ClO	7185,2308	170,6407	7014,5901
NaCl	4494,8086	4494,8086	
H ₂ O	16484,5240	16037,6026	446,9214
Total		21363,64604	65799,11643
	87162,7625	87162,7625	

6. Menara Destilasi I



Komponen Masuk Arus 9

Komponen	BM	kmol/jam	Massa	% massa
	(kg/kmol)		(kg/jam)	
H ₂ O	18,015	24,8083	446,9214	0,68
C ₃ H ₅ ClO	92,525	75,8129	7014,5901	10,66
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,986	330,9067	42682,3378	64,87
C ₃ H ₅ Cl ₃	147,432	106,1864	15655,2671	23,79
Total		537,7143	65799,1164	100

Komponen Keluar Arus 10

Komponen	BM	kmol/jam	Massa	% massa
	(kg/kmol)		(kg/jam)	
C ₃ H ₅ ClO	92,525	0,7581	70,1459	0,12
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,986	327,5977	42255,5145	72,88
C ₃ H ₅ Cl ₃	147,432	106,1864	15655,2671	27,00



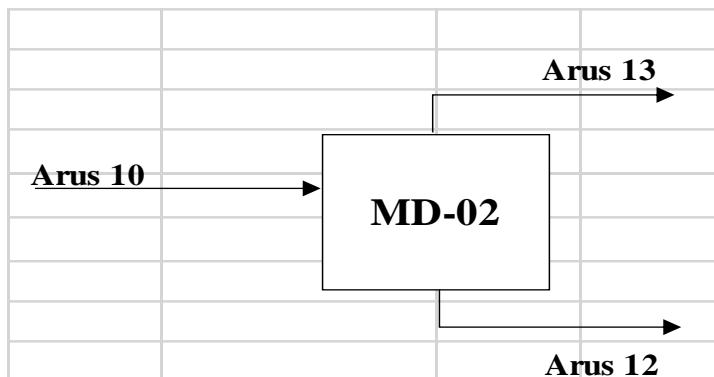
Total	434,5422	57980,9275	100
-------	----------	------------	-----

Arus 11

Komponen	BM	kmol/jam	Massa	% massa
	(kg/kmol)		(kg/jam)	
H ₂ O	18,015	24,80829	446,9214	5,72
C ₃ H ₅ ClO	92,525	75,05479	6944,4442	88,82
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,986	3,30907	426,8234	5,46
Total		103,1721	7818,1890	100

Neraca Massa Total Menara Distilasi 1 (MD-01)			
Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	9	10	11
H ₂ O	446,9214		446,9214
C ₃ H ₅ ClO	7014,5901	70,1459	6944,4442
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	42682,3378	42255,5145	426,8234
C ₃ H ₅ Cl ₃	15655,2671	15655,2671	
Total		57980,9275	7818,1890
	65799,1164	65799,1164	

7. Menara Destilasi II



Komponen Masuk

Arus 11

Komponen	BM	kmol/jam	Massa	% massa
----------	----	----------	-------	---------



	(kg/kmol)		(kg/jam)	
H ₂ O	18,015	24,8083	446,9214	5,72
C ₃ H ₅ ClO	92,525	75,0548	6944,4442	88,82
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,986	3,3091	426,8234	5,46
Total		103,1721	7818,1890	100

Komponen Keluar

Arus 12

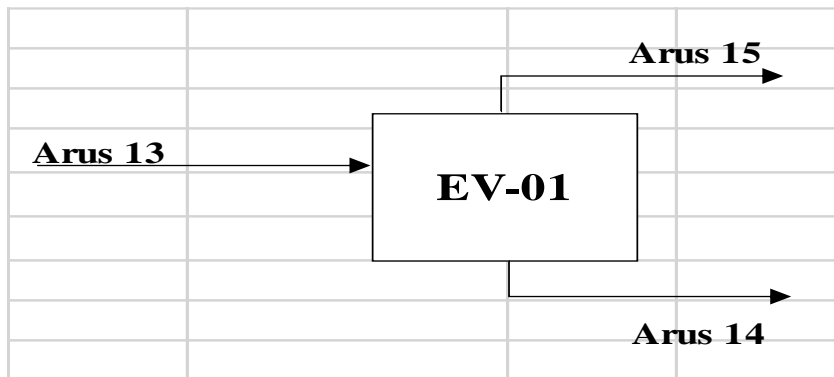
Komponen	BM	kmol/jam	Massa	% massa
	(kg/kmol)		(kg/jam)	
C ₃ H ₅ ClO	92,525	7,5055	694,4444	61,93
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,986	3,3091	426,8234	38,07
Total		10,8145	1121,2678	100

Arus 13

Komponen	BM	kmol/jam	Massa	% massa
	(kg/kmol)		(kg/jam)	
H ₂ O	18,015	24,8083	446,9214	6,67
C ₃ H ₅ ClO	92,525	67,5493	6249,9998	93,33
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,986	0,0000	0,0000	0,00
Total		92,3576	6696,9212	100

Neraca Massa Total Menara Distilasi 2 (MD-02)			
Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	11	12	13
H ₂ O	446,9214	-	446,9214
C ₃ H ₅ ClO	6944,4442	694,4444	6249,9998
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	426,8234	426,8234	0,0000
Total		1121,2678	6696,9212
	7818,1890	7818,1890	

8. Evaporator



Komponen Masuk

Arus 13

Komponen	BM	kmol/jam	Massa	% massa
	(kg/kmol)		(kg/jam)	
H ₂ O	18,015	24,8083	446,9214	6,67
C ₃ H ₅ ClO	92,525	67,5493	6249,9998	93,33
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,986	0,0000	0,0000	0,00
Total		92,3576	6696,9212	100

Komponen Keluar

Arus 14

Komponen	BM	kmol/jam	Massa	% massa
	(kg/kmol)		(kg/jam)	
H ₂ O	18,015	3,5044	63,1313	1,00
C ₃ H ₅ ClO	92,525	67,5493	6249,9998	99,00
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,986	0,0000	0,0000	0,00
Total		71,0537	6313,1311	100

Arus 15

Komponen	BM	kmol/jam	Massa	% massa
	(kg/kmol)		(kg/jam)	
H ₂ O	18,015	21,3039	383,7900	100,00
Total		21,3039	383,7900	100



Neraca Massa Total Evaporator			
Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	9	10	11
H ₂ O	446,9214	63,1313	383,7900
C ₃ H ₅ ClO	6249,9998	6249,9998	
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	0,0000	0,0000	
Total		6313,1311	383,7900
	6696,9212	6696,9212	



APPENDIX C

SPEKIFIKASI ALAT

1. MIXER I

a. Menentukan Volume Tangki Pencampur

Menentukan Laju Alir Volumetrik

Data Densitas		$\rho = \frac{A \cdot B^{-n}}{(1 - T/T_c)^n}$		T = 30 °C		303,15 K	
Komp.	BM	A	B	n	Tc	$(-1 - T/T_c)^n$	ρ_L (kg/L)
NaOH	39,997	0,19975	0,09793	0,25382	2820	0,9715	1,9092
H ₂ O	18,015	0,3471	0,274	0,28571	647,13	0,8348	1,0229
Total						1,8063	2,9321

Komponen	Massa (kg/jam)	fraksi massa (x)	Densitas (ρ), 30°C (kg/L)	ρ campuran (kg/L)
NaOH	3289,9895	0,18	1,9092	0,3437
H ₂ O	14987,7300	0,82	1,0229	0,8388
Total	18277,7195	1	2,9321	1,1824

Laju alir komponen masuk tangki pencampur

(Fv)

$$= 15457,8992 \text{ liter/jam}$$

$$= 15,4579 \text{ m}^3/\text{jam}$$



Maka,

Volume cairan didalam
tangki pencampur (V)

$$\begin{aligned} &= F_v \times \Theta \\ &= 15,4579 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,5 \text{ jam} \\ &= 7,7289 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Asumsi :

Waktu tinggal dalam tangki
pencampur

$$= 0,5 \text{ jam}$$

Menurut Peters dan Timmerhaus (1991) page 37 tabel 6, overdesign yang direkomendasikan adalah 20%. Untuk perancangan, volume tangki pencampur diambil over design 20% sehingga volume tangki pencampur menjadi 120% dari volume cairan dalam tangki pencampur. Volume tangki pencampur = Volume cairan x (1 + Over design)

$$\begin{aligned} &= 7,7289 \text{ m}^3 \times (1 + 0,20) \\ &= 7,7289 \text{ m}^3 \times 1,2 \\ &= 9,2747 \text{ m}^3 \\ &= 9274,7395 \text{ liter} \end{aligned}$$

2. Menentukan Dimensi Tangki Pencampur

Untuk menentukan bentuk-bentuk head ada 3 pilihan :

1. 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 & Young, 1959: hal 86).

2. Torispherical Flanged and Dished Head

Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig sampai 200 psig dan harganya cukup ekonomis. (Brownell & Young, 1959: hal 88)



3. Elliptical Flanged and Dished Head

Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig dan tekanan diatas 200 psig. (Brownell & Young, 1959: hal 92).

Maka dipilih :

Bentuk = Silinder vertikal dengan alas dan head berbentuk torispherical dished head

Alasan = Tekanan pada tangki pencampur sebesar 1 atm (15 psig) dan relatif ekonomis

Asumsi = Tangki pencampur berbentuk silinder tegak dan berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 198:248, dimana H/D

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell-Young hal 88

Diperoleh =

$$\begin{aligned} V_{\text{torispherical}} &= V_H = 0,000049 \text{ ID}^3 \quad (\text{d dalam in}) \\ &= 8,0296\text{E-}10 \text{ ID}^3 \quad (\text{d dalam m}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{tangki pencampur}} &= \text{Volume Shell (Vs)} + \{2 \times \text{Volume Head (V}_H)\} \\ V_{\text{shell (Vs)}} &= (1/4) \times \pi \times D^2 \times H \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{tangki pencampur}} &= \{(1/4) \times \pi \times D^2 \times H\} + (2 \times V_H) \\ &= \{(1/4) \times \pi \times D^2 \times 1,5D\} + (2 \times V_H) \\ &= \{(1/4) \times \pi \times D^3 \times 1,5\} + (2 \times V_H) \\ &= 1,1786 D^3 + 2 \times 8,02965\text{E-}10 D^3 \\ &= 1,1786 D^3 + 1,60593\text{E-}09 D^3 \end{aligned}$$

$$V_{\text{tangki pencampur}} = \mathbf{1,1786 D^3}$$



$$\begin{aligned} \text{Maka,} \\ \text{ID} &= \sqrt[3]{\frac{\text{Volume tangki pencampur}}{1,1786}} \\ &= 1,9891 \quad \text{m} \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh inside diameter (ID)

$$\text{ID} = 1,9891 \quad \text{m}$$

Maka, tinggi shell (Hs)

$$\begin{aligned} \text{Hs} &= 1,5 \times \text{ID} \\ &= 1,5 \times 1,9891 \text{ m} \\ &= 2,9836 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Diameter (ID)} = 1,9891 \text{ m} = 6,5258 \text{ ft} = 78,3096 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi (Hs)} = 2,9836 \text{ m} = 9,7887 \text{ ft} = 117,4644 \text{ in}$$

3. Menentukan Tebal Dinding Tangki Pencampur (ts)

Tangki pencampur terdiri atas dinding (shell), tutup atas dan tutup bawah (head).
(Brownell and Young, pers 13.1 hal.254)

Keterangan :

C = Faktor Korosi

Pdesain = Tekanan Terukur

ri = Jari-jari dalam Shell

f = Stress yang diijinkan

E = Efisiensi sambungan



a. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi dipilih : Baja Stainless Steel SA 167 Tipe 304-3. dengan pertimbangan

- a. Memiliki struktur yang kuat
- b. Memiliki ketahanan yang baik terhadap korosi
- c. Harganya lebih murah dibanding stainless steel yang lain.

Stress maksimum yang diijinkan pada suhu 86oF diperoleh dari hal 342, Brownell and Young

$$f = 18750 \text{ psi}$$

b. Jari-Jari dalam Shell

Jari-Jari dalam Shell (r_i) = $(1/2) \times$ ID tangki pencampur

$$= (1/2) \times 78,3096 \text{ in}$$

$$= 39,1548 \text{ in}$$

$$= 0,9945 \text{ m}$$

c. Efisiensi Sambungan

Dipilih sambungan Double Welded butt Joint

$$E = 0,8$$

Dipilih dari halaman 254 tabel 13.2, Brownell and Young.

d. Faktor Korosi

$$C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Tabel 6, Timmerhaus, 1991 : 542})$$



e. Tekanan Perancangan

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5-10 % di atas tekanan kerja normal (Coulson, 1988 Hal. 673)

Tekanan yang dipilih 10 % di atasnya.

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{operasi}} \\ &= 1,1 \times 14,6959 \text{ psi} \\ &= 16,1655 \text{ psi} \end{aligned}$$

f. **Tebal Dinding Tangki Pencampur (ts)**

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

Diambil tebal shell standar = $ts = 0,1672 \text{ in}$ (Brownell and Young, hal.88).

$$OD = ID + 2 \times t_{\text{shell standar}}$$

$$\begin{aligned} OD &= 78,3096 + 2 \times 0,1875 \text{ in} \\ &= 78,6846 \text{ in} \\ &= 1,9986 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 hal.90 Brownell & Young, OD standar yang mendekati perhitungan adalah =

$$= 84 \text{ in}$$

$$= 2,1336 \text{ m}$$

Koreksi ID

$$\begin{aligned} ID &= OD - 2 \times t_{\text{shell standar}} \\ &= 84 - 2 \times 0,1875 \text{ in} \\ &= 83,63 \text{ in} \end{aligned}$$



$$= 2,1241 \text{ m}$$

$$= 6,9687 \text{ ft}$$

4. Menentukan Jenis, Tebal, dan Tinggi Head

Menentukan Jenis Head

Jenis head yang dipilih adalah Torispherical Flanged and Dished Head

Dikarenakan tekanan operasi yang dirancang yaitu 1 atm (15 psig) termasuk kedalam rentang tekanannya yaitu dari 15 psig - 200 psig.

Selain itu, juga dikarenakan harganya yang cukup murah.

Bahan konstruksi yang digunakan adalah SA-167 tipe : 304-3 dengan tegangan maksimal yang diijinkan (fall) = 18750 psi (Brownell and Young, hal 342).

Efisiensi sambungan yang dipakai adalah jenis Double Welded but Joint (E) (Brownell and young, tabel 13.2, hal 254).

Faktor korosi (C) untuk stainless steel = 0,125 in (Tabel 6, Timmerhaus, 1991 : 542).

$$P_{\text{desain}} = 16,1655 \text{ psi}$$

Menentukan dimensi tutup
atas dan bawah

1. Ketebalan *Torispherical Head*

$$t_h = \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + c \quad (\text{pers 13.12, Brownell and Young, 1959 : 258})$$



Keterangan :

th	=	Tebal head (in)
r	=	Jari-jari dalam <i>Shell</i>
f	=	<i>Allowable stresses</i> untuk Plate Steel SA-167 tipe : 304-3
E	=	Efisiensi sambungan
P	=	Tekanan desain
C	=	<i>Corrosion allowance</i>

Maka, Ketebalan *Torisheral Head*

$$th = \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + c$$

$$th = 0,1649 \text{ in}$$

Dipakai tebal head

(th) standar 3/16 in

$$= 0,1875 \text{ in}$$

2. Menentukan Tinggi Head

Dengan nilai OD standar 84 in (Brownell and Young, tabel 5.7 halaman 90)

Maka diperoleh :

$$r = 84 \text{ in}$$

$$icr = 5,125 \text{ in}$$

Berdasarkan tebal head standar (3/16), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 1/2 - 2 1/4 in dengan straight flange (Sf) maksimal 2 in (Tabel 5.8 hal.93 Brownell- Young)

$$\text{Dipilih Sf} = 2 \text{ in}$$

$$= 0,0508 \text{ m}$$

$$a = \text{ID koreksi} / 2$$

$$= 83,63 \text{ in} : 2$$

$$= 41,81 \text{ in}$$



$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 41,8 \text{ in} - 5,1250 \text{ in} \\ &= 36,6875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 84 \text{ in} - 5,1250 \text{ in} \\ &= 78,8750 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \\ &= 69,8233 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= 84 \text{ in} - 69,8233 \text{ in} \\ &= 14,1767 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka tinggi head (OA)} &= \text{th standar} + b + Sf \\ &= 0,1875 + 14,1767 + 2 \text{ in} \\ &= 16,3642 \text{ in} \\ &= 0,4157 \text{ m} \end{aligned}$$

5. Menentukan Tinggi Total Tangki Pencampur

Maka tinggi total tangki pencampur adalah

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki pencampur} &= \text{Tinggi shell} + 2 \times \text{Tinggi head} \\ &= 117,4644 + 2 \times 16,3642 \text{ in} \\ &= 150,1928 \text{ in} \\ &= 3,8149 \text{ m} \\ &= 12,5161 \text{ ft} \end{aligned}$$

6. Menentukan Tinggi Larutan dalam tangki pencampur

$$\begin{aligned} A &= (\pi/4) \times ID_{\text{koreksi}}^2 \\ &= 0,7857 \times 4,5117 \text{ m}^2 \\ &= 3,5449 \text{ m}^2 \end{aligned}$$



$$\text{Diameter dalam tangki pencampur (ID)} = 83,63 \text{ in}$$

$$\text{Volume head bawah (VH)} = \text{Volume head atas (VH)}$$

$$= 0,000049 \text{ D}^3$$

$$= 28,6553 \text{ in}^3$$

$$= 0,0005 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume larutan} = 7,7289 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume larutan dibagian shell (VL)} = \text{Volume larutan} - \text{Volume head bawah}$$

$$= 7,7289 - 0,0005 \text{ m}^3$$

$$= 7,7285 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi larutan dalam bagian shell (HL,S)} = \text{VL} / \text{A}$$

$$= 7,7285 \text{ m}^3 : 3,5449 \text{ m}^2$$

$$= 2,1802 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi larutan dalam shell dan head bawah (HL)} = \text{HL,S} + \text{OA}$$

$$= 2,1802 \text{ m} + 0,4157 \text{ m}$$

$$= 2,5958 \text{ m}$$

$$= 8,5165 \text{ ft}$$

7. Perancangan Pengaduk Tangki Pencampur

a. Menentukan Jenis Pengaduk

Jenis pengaduk dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk. (Holland, F.A dan F.S., Chapman, Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks, Reinhold New York , 1966)



Viskositas H₂O dapat dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut

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

(T, K), (μ , cP)

Suhu operasi = 30,00 °C
= 303,00 K

Komponen	A	B	C	D	log ₁₀ μ_{liq}	μ_{liq} (cP)
NaOH	-4,1939	2051,5	0,0027917	-6,159E-07	3,3661	2323,0952
H ₂ O	-10,2158	1792,5	0,01773	1,2631E-05	-0,0874	0,8177

Menentukan viskositas campuran komponen masuk tangki pencampur

Komponen	Massa masuk (kg/jam)	fraksi massa (x)	μ (cP)	x . μ (cP)
NaOH	3289,9895	0,18	2323,0952	418,1571
H ₂ O	14987,7300	0,82	0,8177	0,6705
Total	18277,7195	1	2323,9129	418,8276

Maka viskositas campuran = 418,8276 cP

Untuk viskositas 418,8276 cP maka jenis pengaduk yang dipilih adalah Flat Blade Turbines Impellers. Dipilih Flat Blade Turbines Impeller karena dapat menghasilkan pengadukan yang baik dan biasanya digunakan untuk proses kontinyu.



Menurut Brown, 1978, hlm. 507 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudut (flat blade turbines impellers):

$$Dt/Di = 3$$

$$Zl/Di = 2,7 - 3,9$$

$$Zi/Di = 0,75 - 1,3$$

$$\text{Jumlah baffle} = 4$$

$$w/Di = 0,1$$

Adapun mengenai spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut:

a. Jumlah Blade = 6 buah

b. Jumlah Baffle = 4 buah

c. Diameter Impeller (D_i) = $1/3$ x Diameter tangki (D_t)

$$= 0,3333 \times 2,1241 \text{ m}$$

$$= 0,7080 \text{ m}$$

$$= 2,3229 \text{ ft}$$

d. Tinggi Impeller dari dasar (Z_i) = diambil $Z_i/D_i = 1$

$$= D_i$$

$$= 0,7080 \text{ m}$$

$$= 2,3229 \text{ ft}$$

e. Lebar Blade Impeller (h) = $1/5$ x D_i

$$= 0,2 \times 0,7080 \text{ m}$$

$$= 0,1416 \text{ m}$$



$$= 0,4646 \text{ ft}$$

f. Panjang Blade Impeller (L) = $1/4 \times Di$

$$= 0,25 \times 0,7080 \text{ m}$$

$$= 0,1770 \text{ m}$$

$$= 0,5807 \text{ ft}$$

g. Lebar Baffle (W) = $0,1 \times Di$

$$= 0,1 \times 0,7080 \text{ m}$$

$$= 0,0708 \text{ m}$$

$$= 0,2323 \text{ ft}$$

b. Menentukan Kecepatan Pengaduk

Berdasarkan Rase, H.F., dan J.R. vol 1, 1977 : 366

Kecepatan putaran untuk pengaduk tipe Flat Blade Turbin Impeller dengan 6 blade berkisar antara 500 ft/menit - 700 ft /menit. Untuk Turbin Impeller memberikan agitasi yang baik pada 600 ft/menit (Rase, halaman 345).

Sehingga dipilih kecepatan putar pengaduk = 600 ft/menit

Untuk mencari kecepatan putar pengaduk dalam satuan rpm maka menggunakan rumus :

$$N = \frac{600 \text{ ft/menit}}{\pi \times Di}$$

Keterangan

N = Kecepatan putar pengaduk (rpm)

Di = Diameter impeller (ft)



$$\begin{aligned} \text{Maka, } N &= 82,1851 \text{ rpm} \\ &= 1,3698 \text{ rps} \end{aligned}$$

Maka digunakan kecepatan pengadukan

$$\text{standar} = 84 \text{ rpm} = 1,4000 \text{ rps}$$

c. Menentukan Bilangan Reynold

Densitas fluida dalam tangki pencampur

$$\text{Densitas larutan NaOH 18\% pada suhu } 30^{\circ}\text{C} = 1,9092 \text{ kg/liter}$$

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

Keterangan :

$$\begin{aligned} \rho &= \rho \text{ campuran umpan masuk} &= 1,9092 \text{ kg/liter} \\ & &= 119,1895 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$N = \text{Kecepatan pengadukan} = 1,4000 \text{ rps}$$

$$Di = \text{Diameter impeller} = 2,3229 \text{ ft}$$

$$\mu = \text{Viskositas campuran umpan masuk}$$

$$= 418,8276 \text{ cP}$$

$$= 0,2814 \text{ lb/ft.s}$$



Maka,

$$N_{Re} = 3199,2507$$

d. Menghitung Tenaga Pengaduk

Dihitung dengan persamaan

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times D_i^5$$

Maka,

$$\begin{aligned} P &= 5,5 \times 1909,2314 \times 2,7440^3 \times 0,1779^5 \\ &= 5126,8093 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\ &= 5126,8093 \text{ J/s} \\ &= 5126,8093 \text{ Watt} \\ &= 5,1268 \text{ kWatt} \end{aligned}$$

Dengan daya penggerak 5,1268 kWatt , $P < 15 \text{ kW}$

sehingga diperoleh efisiensi sebesar 80 %

Maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$\begin{aligned} P &= 5,1268 \text{ kWatt} : 0,8 \\ &= 6,4085 \text{ kWatt} \\ &= 8,59 \text{ HP} \end{aligned}$$

Dipilih motor pengaduk standar = 10 HP



2. MIXER II

Menentukan Volume

Tangki Pencampur

Menentukan Laju Alir

Volumetrik

Data Densitas		$\rho = \frac{A \cdot B}{(1 - T/T_c)^n}$		T = 30 °C		303,15 K	
Komp.	BM	A	B	n	Tc	$(-1 - T/T_c)^n$	ρL (kg/L)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,986	0,38827	0,26224	0,271	603	-0,8275	1,1754
C ₃ H ₅ Cl ₃	147,432	0,42698	0,2465	0,2857	652	-0,8364	1,3775
H ₂ O	18,015	0,3471	0,274	0,28571	647,13	-0,8348	1,0229
Total						-2,4987	3,5757

Komponen	Massa (kg/jam)	fraksi massa (x)	Densitas (ρ), 30°C (kg/L)	ρ campuran (kg/L)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	10859,5155	0,9759	1,1754	1,1471
C ₃ H ₅ Cl ₃	156,5527	0,0141	1,3775	0,0194
H ₂ O	111,2734	0,0100	1,0229	0,0102
Total	11127,3416	1,0000	3,5757	1,1767

Laju alir komponen masuk tangki pencampur (Fv) = 9456,6265 liter/jam

$$= 9,4566 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Maka, Volume cairan didalam tangki pencampur (V)

$$= F_v \times \Theta$$

$$= 9,4566 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,5 \text{ jam}$$

$$= 4,7283 \text{ m}^3$$



Menurut Peters dan Timmerhaus (1991) page 37 tabel 6, overdesign yang direkomendasikan adalah 20%. Untuk perancangan, volume tangki pencampur diambil over design 20% sehingga volume tangki pencampur menjadi 120% dari volume cairan dalam tangki pencampur

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki pencampur} &= \text{Volume cairan} \times (1 + \text{Over design}) \\ &= 4,7283 \text{ m}^3 \times (1 + 0,20) \\ &= 4,7283 \text{ m}^3 \times 1,2 \\ &= 5,6740 \text{ m}^3 \\ &= 5673,9759 \text{ liter} \end{aligned}$$

Menentukan Dimensi Tangki Pencampur

Bentuk = Silinder vertikal dengan alas dan head berbentuk torispherical dished head

Alasan = Tekanan pada tangki pencampur sebesar 1 atm (15 psig) dan relatif ekonomis

Asumsi = Tangki pencampur berbentuk silinder tegak dan berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 198:248, dimana H/D

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell-Young hal 88

Diperoleh =

$$V_{\text{torispherical}} = V_H = 0,000049 \text{ ID}^3 \quad (\text{d dalam in})$$

$$= 8,02965\text{E-}10 \text{ ID}^3 \quad (\text{d dalam m})$$

$$V_{\text{tangki pencampur}} = \text{Volume Shell (Vs)} + \{2 \times \text{Volume Head (VH)}\}$$

$$V_{\text{shell (Vs)}} = (1/4) \times \pi \times D^2 \times H$$



$$\begin{aligned} V_{\text{tangki pencampur}} &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \pi \times D_2^2 \times H \right\} + (2 \times V_H) \\ &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \pi \times D_2^2 \times 1,5D \right\} + (2 \times V_H) \\ &= \left\{ \left(\frac{1}{4} \right) \times \pi \times D_3^2 \times 1,5 \right\} + (2 \times V_H) \\ &= 1,1786 D_3^3 + 2 \times 8,02965E-10 D_3^3 \\ &= 1,1786 D_3^3 + 1,60593E-09 D_3^3 \end{aligned}$$

$$V_{\text{tangki pencampur}} = 1,1786 D_3^3$$

$$\begin{aligned} \text{Maka,} \\ ID &= \sqrt[3]{\frac{\text{Volume tangki pencampur}}{1,1786}} \\ &= 1,6885 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh inside diameter (ID)

$$ID = 1,6885 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka, tinggi shell (Hs)} \\ H_s &= 1,5 \times ID \\ &= 1,5 \times 1,6885 \text{ m} \\ &= 2,5328 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Diameter (ID)} = 1,6885 \text{ m} = 5,5398 \text{ ft} = 66,4779 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi (Hs)} = 2,5328 \text{ m} = 8,3097 \text{ ft} = 99,7168 \text{ in}$$

Menentukan Tebal Dinding Tangki Pencampur (ts)

Tangki pencampur terdiri atas dinding (shell), tutup atas dan tutup bawah (head).

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



a. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi dipilih : Baja Stainless Steel SA 167 Tipe 304-3.

dengan pertimbangan :

- a. Memiliki struktur yang kuat
- b. Memiliki ketahanan yang baik terhadap korosi
- c. Harganya lebih murah dibanding stainless steel yang lain.

Stress maksimum yang diijinkan pada suhu 860F diperoleh dari hal 342, Brownell and Young

$$f = 18750 \text{ psi}$$

b. Jari-Jari dalam Shell

$$\begin{aligned} \text{Jari-Jari dalam Shell (ri)} &= (1/2) \times \text{ID tangki pencampur} \\ &= (1/2) \times 66,4779 \text{ in} \\ &= 33,2389 \text{ in} \\ &= 0,8443 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Efisiensi Sambungan

Dipilih sambungan Double Welded butt Joint

$$E = 0,8$$

Dipilih dari halaman 254 tabel 13.2, Brownell and Young.

d. Faktor Korosi

$$C = 0,125 \text{ in}$$



e. Tekanan Perancangan

$$P_{\text{operasi}} = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5-10 % di atas tekanan kerja normal (Coulson, 1988 Hal. 673)

Tekanan yang dipilih 10 % di atasnya.

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{operasi}} \\ &= 1,1 \times 14,6959 \text{ psi} \\ &= 16,1655 \text{ psi} \end{aligned}$$

f. Tebal Dinding Tangki Pencampur (t_s)

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

$$\text{Diambil tebal shell standar} = t_s = 0,25 \text{ in} = 0,1608 \text{ in (Brownell and Young, hal.88).}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 \times t_{\text{shell standar}}$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 66,4779 + 2 \times 0,25 \text{ in} \\ &= 66,9779 \text{ in} \\ &= 1,7012 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 hal.91 Brownell & Young, OD standar yang mendekati perhitungan adalah =

$$= 72 \text{ in}$$

$$= 1,8288 \text{ m}$$



Koreksi ID

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD} - 2 \times \text{tshell standar} \\ &= 72 - 2 \times 0,25 \text{ in} \\ &= 71,50 \text{ in} \\ &= 1,8161 \text{ m} \\ &= 5,9583 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan Jenis, Tebal, dan Tinggi Head

Menentukan Jenis Head

Jenis head yang dipilih adalah Torispherical Flanged and Dished Head

Dikarenakan tekanan operasi yang dirancang yaitu 1 atm (15 psig) termasuk kedalam rentang tekanannya yaitu dari 15 psig - 200 psig. Selain itu, juga dikarenakan harganya yang cukup murah. Bahan konstruksi yang digunakan adalah SA-167 tipe : 304-3 dengan tegangan maksimal yang diijinkan (fall) = 18750 psi

(Brownell and Young, hal 342).

Efisiensi sambungan yang dipakai adalah jenis Double Welded but Joint (E)

$$= 0,8 \quad (\text{Brownell and young, tabel 13.2, hal 254})$$

Faktor korosi (C) untuk stainless steel = 0,125 in (Tabel 6, Timmerhaus, 1991 : 542)

$$P_{\text{desain}} = 16,1655 \text{ psi}$$

**Menentukan dimensi tutup
atas dan bawah**1. **Ketebalan *Torisherical Head***

$$th = \frac{0,885 \times p \times r}{fxE - 0,1 \times p} + c \quad (\text{pers 13.12, Brownell and Young, 1959 : 258})$$

Maka, Ketebalan *Torisherical Head*

$$th = \frac{0,885 \times p \times r}{fxE - 0,1 \times p} + c$$

$$th = 0,1591 \text{ in}$$

Dipakai tebal head (th) standar 3/16 in = 0,1875 in

Menentukan Tinggi *Head*

Dengan nilai OD standar 126 in (Brownell and Young, tabel 5.7 halaman 90)

Maka diperoleh :

$$r = 72 \text{ in}$$

$$icr = 4,375 \text{ in}$$

Berdasarkan tebal head standar (1/4), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 1/2 - 2 1/4 in dengan straight flange (Sf) maksimal 3 in (Tabel 5.8 hal.93 Brownell- Young)

$$\text{Dipilih Sf} = 2 \text{ in} = 0,0508 \text{ m}$$

$$a = \text{ID koreksi} / 2$$

$$= 71,50 \text{ in} : 2$$

$$= 35,75 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 35,8 \text{ in} - 4,3750 \text{ in}$$

$$= 31,3750 \text{ in}$$



$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 72 \text{ in} - 4,3750 \text{ in} \\ &= 67,6250 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= 59,9062 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= 72 \text{ in} - 59,9062 \text{ in} \\ &= 12,0938 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka tinggi head (OA)} &= \text{th standar} + b + Sf \\ &= 0,1875 + 12,0938 + 2 \text{ in} \\ &= 14,2813 \text{ in} \\ &= 0,3627 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tinggi Total Tangki Pencampur

Maka tinggi total tangki pencampur adalah

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total tangki pencampur head} &= \text{Tinggi shell} + 2 \times \text{Tinggi} \\ &= 99,7168 + 2 \times 14,2813 \text{ in} \\ &= 128,2794 \text{ in} \\ &= 3,2583 \text{ m} \\ &= 10,6899 \text{ ft} \end{aligned}$$



Menentukan Tinggi Larutan dalam tangki pencampur

$$\begin{aligned} A &= (\pi/4) \times ID_{\text{koreksi}}^2 \\ &= 0,7857 \times 3,2982^2 \text{ m}^2 \\ &= 2,5915 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter dalam tangki pencampur (ID)} &= 71,50 \text{ in} \\ \text{Volume head bawah (V}_H\text{)} &= \text{Volume head atas (V}_H\text{)} \\ &= 0,000049 \text{ D}^3 \\ &= 17,9108 \text{ in}^3 \\ &= 0,0003 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan} = 4,7283 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dibagian shell (VL)} &= \text{Volume larutan} - \text{Volume head bawah} \\ &= 4,7283 - 0,0003 \text{ m}^3 \\ &= 4,7280 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam bagian shell (HL,S)} &= VL / A \\ &= 4,7280 \text{ m}^3 : 2,5915 \text{ m}^2 \\ &= 1,8245 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam shell dan head bawah (HL)} &= \text{HL,S} + \text{OA} \\ &= 1,8245 \text{ m} + 0,3627 \text{ m} \\ &= 2,1872 \text{ m} \\ &= 7,1759 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perancangan Pengaduk Tangki Pencampur



Menentukan Jenis Pengaduk

Jenis pengaduk dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk. (Holland, F.A dan F.S., Chapman, Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks, Reinhold New York , 1966)

Viskositas komponen dapat dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut

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

(T, K) , (μ , cP)

Komponen	A	B	C	D	$\log_{10} \mu_{liq}$	μ_{liq} (cP)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	-2,8361	6,0541,E+02	4,0515,E-03	-5,0439E-06	-0,0735	0,8443
C ₃ H ₅ Cl ₃	-1,7913	6,4440,E+02	3,8924,E-04	-1,4969,E-06	0,3159	2,0699
H ₂ O	-10,2158	1,7925,E+03	1,7730,E-02	-1,2631E-05	-0,0874	0,8177

Menentukan viskositas campuran komponen masuk tangki pencampur

Komponen	Massa masuk (kg/jam)	fraksi massa (x)	μ (cP)	$x \cdot \mu$ (cP)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	10859,5155	0,9759	0,8177	0,7980
C ₃ H ₅ Cl ₃	156,5527	0,0141	2,0699	0,0291
H ₂ O	111,2734	0,0100	0,8443	0,0084
Total	11127,3416	1,0000	3,7318	0,8356

Maka viskositas campuran = 0,8356 cP

Jenis pengaduk yang dipilih adalah Flat Blade Turbines Impellers.

Dipilih Flat Blade Turbines Impeller karena dapat menghasilkan pengadukan yang baik dan biasanya digunakan untuk proses kontinu.

(Howard F. Rase, Halaman 344)



Menurut Brown, 1978, hlm. 507 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudut (flat blade turbines impellers):

$$Dt/Di = 3$$

$$Zl/Di = 2,7 - 3,9$$

$$Zi/Di = 0,75 - 1,3$$

$$\text{Jumlah baffle} = 4$$

$$w/Di = 0,1$$

Adapun mengenai spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut:

- a. Jumlah Blade = 6 buah
 - b. Jumlah Baffle = 4 buah
 - c. Diameter Impeller (D_i)
 - = $1/3 \times$ Diameter tangki (D_t)
 - = 0,3333 x 1,8161 m
 - = 0,6054 m
 - = 1,9861 ft
 - d. Tinggi Impeller dari dasar (Z_i) = diambil Z_i/D_i
 - = D_i
 - = 0,6054 m
 - = 1,9861 ftd. Tinggi Impeller dari dasar (Z_i) =
- diambil Z_i/D_i =
- = D_i
 - = 0,6054 m
 - = 1,9861 ft



$$\begin{aligned}
 \text{e. Lebar Blade Impeller (h)} &= 1/5 \times D_i \\
 &= 0,2 \times 0,6054 \text{ m} \\
 &= 0,1211 \text{ m} \\
 &= 0,3972 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{f. Panjang Blade Impeller (L)} &= 1/4 \times D_i \\
 &= 0,25 \times 0,6054 \text{ m} \\
 &= 0,1513 \text{ m} \\
 &= 0,4965 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{g. Lebar Baffle (W)} &= 0,1 \times D_i \\
 &= 0,1 \times 0,6054 \text{ m} \\
 &= 0,0605 \text{ m} \\
 &= 0,1986 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menentukan Kecepatan Pengaduk

Berdasarkan Rase, H.F., dan J.R. vol 1, 1977 : 366

Kecepatan putaran untuk pengaduk tipe Flat Blade Turbin Impeller dengan 6 blade berkisar antara 500 ft/menit - 700 ft/menit.

Untuk Turbin Impeller memberikan agitasi yang baik pada 600 ft/menit (Rase, halaman 345).

Sehingga dipilih kecepatan putar pengaduk

$$= 600 \text{ ft/menit}$$

Untuk mencari kecepatan putar pengaduk dalam satuan rpm maka menggunakan rumus :

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{600 \text{ ft/menit}}{\pi \times D_i} \\
 \text{Keterangan} & \\
 N &= \text{Kecepatan putar pengaduk (rpm)} \\
 D_i &= \text{Diameter impeller (ft)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, } N &= 96,1221 \text{ rpm} \\
 &= 1,6020 \text{ rps}
 \end{aligned}$$



Dari Wallas, halaman 288 untuk kecepatan pengaduk standar :

Maka digunakan kecepatan pengadukan standar = 100 rpm = 1,6667 rps

Menentukan Bilangan Reynold

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

Keterangan :

ρ	=	ρ campuran umpan masuk	=	1,1767	kg/liter
			=	73,4572	lb/ft ³
N	=	Kecepatan pengadukan	=	1,6667	rps
Di	=	Diameter impeller	=	1,9861	ft
μ	=	Viskositas campuran umpan masuk			
	=	0,8356	cP		
	=	0,0006	lb/ft.s		

Maka,

$$NRe = 860108,1934$$

Dari gambar 8.8 (Rase, 1957), untuk six blade turbine dengan $NRe > 10$,

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

Menghitung Tenaga Pengaduk

Dihitung dengan persamaan

$$P = Np \times \rho \times N^3 \times Di^5$$

Maka,

$$\begin{aligned} P &= 5,5 \times 1176,6714 \times 4,6296^3 \times 0,0813 \\ &= 2435,8776 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\ &= 2435,8776 \text{ J/s} \\ &= 2435,8776 \text{ Watt} \end{aligned}$$



$$= 2,4359 \text{ kWatt}$$

Dengan daya penggerak 2,4359 kWatt , $P < 15 \text{ kW}$

sehingga diperoleh efisiensi sebesar 80 %

Maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$P = 2,4359 \text{ kWatt} : 0,8$$

$$= 3,0448 \text{ kWatt} \times$$

$$= 4,08 \text{ HP}$$

Dipilih motor pengaduk standar = 5 HP

3. Reaktor 1

Diketahui :

Waktu tinggal didalam

$$\text{reaktor } (\Theta) = 1,2592 \text{ jam}$$

$$\text{Laju alir komponen} = 87162, \text{ liter/j}$$

$$\text{masuk reaktor } (Fv) = 7625 \text{ am}$$

$$87,162 \text{ m}^3/\text{ja}$$

$$= 8 \text{ m}$$

Maka,

Volume cairan

$$\text{didalam reaktor } (V) = Fv \times \Theta$$

$$87,162 \text{ m}^3/\text{ja} \times 1,25$$

$$= 8 \text{ m} \times 92 \text{ jam}$$

$$109,75 \text{ m}^3$$

$$= 73$$



Menurut Peters dan Timmerhaus (1991) page 37 tabel 6, overdesign yang direkomendasikan untuk “Continuous Reactor” adalah 20%.

Untuk perancangan, volume reaktor diambil over design 20% sehingga volume reaktor menjadi 120% dari volume cairan dalam reaktor

$$\begin{aligned}\text{Volume reaktor} &= \text{Volume cairan} \times (1 + \text{Over design}) \\ &= 109,7573 \text{ m}^3 \times (1 + 0,20) \\ &= 109,7573 \text{ m}^3 \times 1,2 \\ &= 131,7088 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume reaktor} = 131708,8080 \text{ liter}$$

Menentukan Dimensi Reaktor

Untuk menentukan bentuk-bentuk head ada 3 pilihan :

1. 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 & Young, 1959: hal 86).

2. Torispherical Flanged and Dished Head

Digunakan untuk tangki dengan tekanan dalam rentang 15 psig sampai 200 psig dan harganya cukup ekonomis. (Brownell & Young, 1959: hal 88)



3. Elliptical Flanged and Dished Head

Digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig dan tekanan diatas 200 psig. (Brownell & Young, 1959: hal 92).

Maka dipilih :

Bentuk = Silinder vertikal dengan alas dan head berbentuk torispherical dished head

Alasan = Tekanan pada reaktor sebesar 1 atm (15 psig) dan relatif ekonomis

Asumsi = $D : H = 1 : 1,5$

Dikarenakan : Berdasarkan Tabel 4-27 Ulrich, 198 : 248, dimana $\frac{D}{H} < 2$ dipilih perbandingan $D : H$ yang dipilih adalah $1 : 1,5$.

$$\begin{aligned} V_{\text{reaktor}} &= 131,7088 \text{ m}^3 \\ &= 34794,8136 \text{ gallon} \end{aligned}$$

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell-Young (1959 : 88)

$$\begin{aligned} \text{Diperoleh } V_{\text{torispherical}} &= V_{\text{H}} = 0,000049 \text{ ID}^3 \text{ (d dalam in)} \\ &= 8,02965\text{E-}10 \text{ ID}^3 \text{ (d dalam m)} \end{aligned}$$

$$V_{\text{reaktor}} = \text{Volume Shell (Vs)} + \{2 \times \text{Volume Head (VH)}\}$$

$$V_{\text{shell (Vs)}} = (1/4) \times \pi \times D^2 \times H$$

$$V_{\text{reaktor}} = \{(1/4) \times \pi \times D^2 \times H\} + (2 \times V_{\text{H}})$$

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

$$= \{(1/4) \times \pi \times D^3 \times 1,5\} + (2 \times V_{\text{H}})$$

$$= 1,1786 D^3 + 2 \times 8,02965\text{E-}10 D^3$$

$$= 1,1786 D^3 + 1,60593\text{E-}09 D^3$$

$$V_{\text{reaktor}} = 1,1786 D^3$$



$$\begin{aligned} \text{Maka, ID} &= \sqrt[3]{\frac{\text{Volume reaktor}}{1,1786}} \\ &= 4,8167 \quad \text{m} \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh inside diameter (ID)

$$\text{ID} = 4,8167 \text{ m}$$

Maka, tinggi shell (Hs)

$$\begin{aligned} \text{Hs} &= 1,5 \times \text{ID} \\ &= 1,5 \times 4,8167 \text{ m} \\ &= 7,2251 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Diameter (ID)} = 4,8167 \text{ m} = 15,8029 \text{ ft} = 189,6354 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi (Hs)} = 7,2251 \text{ m} = 23,7044 \text{ ft} = 284,4531 \text{ in}$$

Menentukan Tebal Dinding Reaktor (ts)

Reaktor terdiri atas dinding (*shell*), tutup atas dan tutup bawah (*head*).

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

(Brownell and Young, pers 13.1
hal.254)

Bahan Konstruksi



Bahan konstruksi dipilih : Baja *Stainless Steel SA 167 Tipe* 316.

dengan pertimbangan :

- Memiliki struktur yang kuat
- Memiliki ketahanan yang baik terhadap korosi

Stress maksimum yang diijinkan pada suhu 176°F diperoleh dari hal 342, Brownell and Young

$$f = 18750 \text{ psi}$$

Jari-Jari dalam Shell

$$\text{Jari-Jari dalam Shell (ri)} = (1/2) \times \text{ID reaktor}$$

$$= (1/2) \times 189,6354 \text{ in}$$

$$= 94,8177 \text{ in}$$

Efisiensi Sambungan

Dipilih sambungan *Double Welded butt Joint*

$$E = 0,8$$

Faktor Korosi

Faktor korosi adalah

$$C = 0,125 \text{ in}$$

Tekanan Perancangan

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm} = 14,6959 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5-10 % di atas tekanan kerja normal (Coulson,1988 Hal. 673)

Tekanan yang dipilih 10 % di atasnya.

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times P_{\text{operasi}}$$

$$= 1,1 \times 14,6959 \text{ psi}$$



$$= 16,1655 \text{ psi}$$

Maka, Tebal Dinding Reaktor (ts)

$$ts = 0,2273 \text{ in}$$

Diambil tebal shell standar = 0,25 in (Brownell and Young, hal.88).

Diambil tebal shell standar = 1/4 in (Brownell and Young, hal.88).

$$OD = ID + 2 \times t_{\text{shell standar}}$$

$$OD = 189,6354 + 2 \times 0,25 \text{ in}$$

$$= 190,1354 \text{ in}$$

$$= 4,8294 \text{ m}$$

Dari Tabel 5.7 hal.91 Brownell & Young, OD standar yang mendekati perhitungan adalah =

$$= 192 \text{ in}$$

$$= 4,8768 \text{ m}$$

Koreksi ID

$$ID = OD - 2 \times t_{\text{shell standar}}$$

$$= 192 - 2 \times 0,25 \text{ in}$$



$$= 191,50 \quad \text{in}$$

$$= 4,8641 \quad \text{m}$$

$$= 15,9583 \quad \text{ft}$$

Menentukan Jenis, Tebal, dan Tinggi Head

Menentukan Jenis Head

Jenis head yang dipilih adalah Torispherical Flanged and Dished Head

Dikarenakan tekanan operasi yang dirancang yaitu 1 atm (15 psig) termasuk kedalam rentang tekanannya yaitu dari 15 psig - 200 psig.

Selain itu, juga dikarenakan harganya yang cukup murah.

Bahan konstruksi yang digunakan adalah SA-167 tipe : 316 dengan tegangan maksimal yang diijinkan (fall) = 18750psi (Brownell and Young, hal 342).

Efisiensi sambungan yang dipakai adalah jenis Double Welded but Joint (E)

$$= 0,8$$

(Brownell and young, tabel 13.2, hal 254)

Faktor korosi (C) untuk stainless steel = 0,125 in (Tabel 6, Timmerhaus, 1991 : 542)

$$P_{\text{desain}} = 16,1655 \quad \text{psi}$$

Menentukan dimensi tutup atas dan bawah

1. **Ketebalan Torispherical Head**

$$t_h = \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + c \quad \text{(pers 13.12, Brownell and Young, 1959 : 258)}$$



Maka, Ketebalan *Torisherial Head*

$$th = \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + c$$

$$th = 0,2163 \text{ in}$$

Dipakai tebal head (th) standar 1/4 in = 0,25 in

Menentukan Tinggi Head

$$ID \text{ koreksi} = 191,50 \text{ in}$$

$$OD = ID \text{ koreksi} + 2 \times \text{thead standar}$$

$$= 191,50 \text{ in} + 2 \times 0,25 \text{ in}$$

$$= 192 \text{ in}$$

Dengan nilai OD standar 192 in (Brownell and Young, tabel 5.7 halaman 90)

Maka diperoleh :

$$r = 170 \text{ in}$$

$$icr = 11,500 \text{ in}$$

Berdasarkan tebal head standar (1/4), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 1/2 - 2 1/4 in

dengan straight flange (Sf) maksimal 2 in (Tabel 5.8 hal.93 Brownell- Young)

$$\text{Dipilih Sf} = 2 \text{ in}$$

$$= 0,0508 \text{ m}$$

$$a = ID \text{ koreksi} / 2$$

$$= 191,5000 \text{ in} : 2$$

$$= 95,7500 \text{ in}$$



$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= 95,75 \text{ in} - 11,5000 \text{ in} \\ &= 84,2500 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= rc - icr \\ &= 170 \text{ in} - 11,5000 \text{ in} \\ &= 158,5000 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \sqrt{BC^2 - AB^2} \\ &= 134,2542 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= rc - AC \\ &= 170 \text{ in} - 134,2542 \text{ in} \\ &= 35,7458 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka tinggi head (OA)} &= \text{th standar} + b + Sf \\ &= 0,25 + 35,7458 + 2 \text{ in} \\ &= 37,9958 \text{ in} \\ &= 0,9651 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tinggi Total Reaktor

Maka tinggi total reaktor adalah

$$\text{Tinggi total reaktor} = \text{Tinggi shell} + 2 \times \text{Tinggi head}$$



$$\begin{aligned} &= 284,4531 + 2 \times 37,9958 \text{ in} \\ &= 360,4448 \text{ in} \\ &= 9,1553 \text{ m} \\ &= 30,0370 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan Tinggi Larutan dalam Reaktor

$$\begin{aligned} A &= (\pi/4) \times ID_{\text{koreksi}}^2 \\ &= 0,7857 \times 23,6594 \text{ m}^2 \\ &= 18,5896 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Diameter dalam reaktor (ID)} = 191,50 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head bawah (VH)} &= \text{Volume head atas (VH)} \\ &= 0,000049 \text{ D}^3 \\ &= 344,1141 \text{ in}^3 \\ &= 0,0056 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume larutan} = 109,7573 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dibagian shell (VL)} &= \text{Volume larutan} - \text{Volume head bawah} \\ &= 109,7573 - 0,0056 \text{ m}^3 \\ &= 109,7517 \text{ m}^3 \end{aligned}$$



Tinggi larutan dalam bagian shell (HL,S)

$$\begin{aligned} &= VL / A \\ &= 109,7517 \text{ m}^3 : 18,5896 \text{ m}^2 \\ &= 5,9039 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi larutan dalam shell dan head bawah (HL)

$$\begin{aligned} &= HL,S + OA \\ &= 5,9039 \text{ m} + 0,9651 \text{ m} \\ &= 6,8690 \text{ m} \\ &= 22,5362 \text{ ft} \end{aligned}$$

Perancangan Pengaduk Reaktor

Pengaduk yang akan digunakan dalam reaktor dipilih berdasarkan viskositas fluida pada temperatur

$$= 80 \text{ } ^\circ\text{C}$$

(T, K) , (μ , cP)

$$= 353,15 \text{ K}$$

$$= 176 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Dengan rumus :

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

Komponen	A	B	C	D	$\log_{10} \mu_{liq}$	μ_{liq}
$\text{C}_3\text{H}_6\text{Cl}_2\text{O}$	-2,8361	605,41	0,0040515	-5,0439E-06	-0,3200	0,4786
NaOH	-4,1939	2051,5	0,0027917	-6,159E-07	2,5243	334,4438
$\text{C}_3\text{H}_5\text{Cl}_3$	-1,7913	644,4	0,00038924	-1,4969E-06	-0,0158	0,9643



C ₃ H ₅ ClO	-2,3159	564,62	0,0027982	-4,1693E-06	-0,2489	0,5638
NaCl	-0,9169	1078,9	0,000076231	1,1105E-08	2,1126	129,6104
H ₂ O	-10,2158	1792,5	0,01773	-1,2631E-05	-0,4540	0,3516

(Yaws,
1999)

Menentukan Jenis Pengaduk

Menghitung viskositas (μ) campuran

Komponen	Massa masuk (kg/jam)	fraksi massa (x)	μ (cP)	x . μ (cP)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	53049,3021	0,6086	0,4786	0,2913
NaOH	3289,9895	0,0377	334,4438	12,6237
C ₃ H ₅ Cl ₃	15655,2671	0,1796	0,9643	0,1732
C ₃ H ₅ ClO	69,2003	0,0008	0,5638	0,0004
H ₂ O	15099,0034	0,1732	0,3516	0,0609
Total	87162,7625	1,0000	336,8020	336,8020

Jenis pengaduk dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk. Untuk viskositas 336,8020 cP maka jenis pengaduk yang dipilih adalah propeller atau Flat Blade Turbines Impellers. (Howard F.Rase, Fig 8.4 Halaman 341)

Dipilih Flat Blade Turbines Impeller karena dapat menghasilkan pengadukan yang baik dan biasanya digunakan untuk reaktor dengan proses kontinu.

(Howard F. Rase, Halaman 344)

Menurut Brown, 1978, hlm. 507 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudut (flat blade turbines impellers):

$$D_t/D_i = 3$$

$$Z_l/D_i = 2,7 - 3,9$$



$$Z_i/D_i = 0,75 - 1,3$$

$$\text{Jumlah baffle} = 4$$

$$w/D_i = 0,1$$

Adapun mengenai spesifikasi dari pengaduk yang dirancang adalah sebagai berikut

a. Jumlah Blade = 6 buah

b. Jumlah Baffle = 4 buah

c. Diameter Impeller (D_i) = $1/3 \times$ Diameter tangki (D_t)

$$= 0,3333 \times 4,8641 \text{ m}$$

$$= 1,6214 \text{ m}$$

$$= 5,3194 \text{ ft}$$

d. Tinggi Impeller dari dasar (Z_i)

$$= \text{diambil } Z_i/D_i = 1$$

$$= D_i$$

$$= 1,6214 \text{ m}$$

$$= 5,3194 \text{ ft}$$

e. Lebar Blade Impeller (h) = $1/5 \times D_i$

$$= 0,2 \times 1,6214 \text{ m}$$

$$= 0,3243 \text{ m}$$

$$= 1,0639 \text{ ft}$$



f. Panjang Blade Impeller (L)

$$\begin{aligned} &= 1/4 \times D_i \\ &= 0,25 \times 1,6214 \quad \text{m} \\ &= 0,4053 \quad \text{m} \\ &= 1,3299 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

g. Lebar Baffle (W) = 0,1 x D_i

$$\begin{aligned} &= 0,1 \times 1,6214 \quad \text{m} \\ &= 0,1621 \quad \text{m} \\ &= 0,5319 \quad \text{ft} \end{aligned}$$

Menentukan Kecepatan Pengaduk

Berdasarkan Rase, H.F., dan J.R., Holmes, Chemical Reactor Design for Process Plants, Willey and Son , New York, (1977),vol.1., hlm. 366

Kecepatan putaran untuk pengaduk tipe Flat Blade Turbin Impeller dengan 6 blade berkisar antara 500 ft/menit - 700 ft /menit.

Untuk Turbin Impeller memberikan agitasi yang baik pada 600 ft/menit (Rase, halaman 345).

Sehingga dipilih kecepatan putar pengaduk = 600 ft/menit

Untuk mencari kecepatan putar pengaduk dalam satuan rpm maka menggunakan rumus :



$$N = \frac{600}{\pi \times Di} \quad \text{Keterangan}$$

Kecepatan putar
pengaduk (rpm)

$$N = 35,8889 \text{ rpm}$$

$$= 0,5981 \text{ rps}$$

Dari Wallas, halaman 288 untuk kecepatan pengaduk standar :

IMPELLER SPEED

With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continuously adjustable steam turbine drives. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.

$$\text{Maka digunakan kecepatan pengadukan} = 37 \text{ rpm} = 0,6167 \text{ rps}$$

Menentukan Bilangan Reynold

Densitas campuran cairan masuk reaktor :

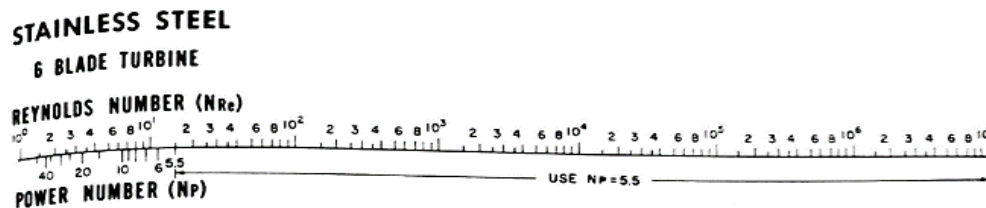
Komponen	Massa (kg/jam)	fraksi massa (xi)	Densitas (ρ) (kg/liter)	$xi \cdot \rho$
$C_3H_6Cl_2O$	53049,3021	0,6086	1,1142	0,6781
NaOH	3289,9895	0,0377	1,8875	0,0712
$C_3H_5Cl_3$	15655,2671	0,1796	1,3094	0,2352
C_3H_5ClO	69,2003	0,0008		
H_2O	15099,0034	0,1732	0,9755	0,1690
Total	87162,7625	1,0000	5,2866	1,1535

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



$$N_{Re} = 5552,2974$$

Dari gambar 8.8 (Rase, 1957), untuk six blade turbine dengan $N_{Re} > 10$, nilai N_p (power number) yang didapat adalah = 5,5



Menghitung Tenaga Pengaduk

Dihitung dengan persamaan

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times D_i^5$$

Maka,

$$\begin{aligned}
P &= 5,5 \times 1153,5454 \times 0,2345^3 \times 11,2048^5 \\
&= 16670,6996 \text{ kg.m}^2/\text{s}^3 \\
&= 16670,6996 \text{ J/s} \\
&= 16670,6996 \text{ Watt} \\
&= 16,6707 \text{ kWatt}
\end{aligned}$$

Dengan daya penggerak 16,6707 kWatt, $P > 15 \text{ kW}$ sehingga diperoleh efisiensi sebesar 90 %

Maka daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan :

$$P = 16,6707 \text{ kWatt} : 0,9$$



$$= 18,5230 \text{ kWatt x}$$

$$= 24,84 \text{ HP}$$

Digunakan motor pengaduk standar, diperoleh dari Ludwig, E.F.,

Applied Process

design for Chemical and Petrochemical Plants, Gulf, Publishing, Co. Houston, Texas, 2001, edisi 3, halaman 628 :

General purpose: $\frac{1}{2}$, $\frac{3}{4}$, 1, $1\frac{1}{2}$, 2, 3, 5, $7\frac{1}{2}$, 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.

$$\text{Dipilih motor pengaduk standar} = 25 \text{ HP}$$

4. DECANTER

Menentukan Kecepatan Volumetris Fase Ringan dan Fase Berat

Menentukan Kecepatan Volumetris Fase Ringan (QL)

$$\text{Densitas campuran fase ringan } (\rho_L) = 1,1780 \text{ kg/liter}$$

$$\text{Massa total fase ringan} = 65799,1164 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan volumetris fase ringan} & & & \text{Massa total fase ringan} \\ \text{(QL)} & = & \frac{\text{Densitas campuran fase ringan}}{\text{Densitas campuran fase ringan}} \\ & = & 55855,5629 \text{ liter/jam} \\ & = & 55,8556 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Menentukan Kecepatan Volumetris Fase Berat (QH)

$$\text{Densitas campuran fase berat } (\rho_H) = 1,1980 \text{ kg/liter}$$

$$\text{Massa total fase berat} = 21363,64604 \text{ kg/jam}$$



Menentukan viskositas campuran pada fase ringan

Komponen	Massa (kg/jam)	fraksi massa (xi)	μ_i (cP)	$x_i \cdot \mu_i$ (cP)	$x_i \cdot \mu_i$ (kg/m.s)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	42682,3378	0,6487	0,5591	0,3627	0,000362706
C ₃ H ₅ Cl ₃	15655,2671	0,2379	1,1880	0,2827	0,000282658
C ₃ H ₅ ClO	7014,5901	0,1066	0,6657	0,0710	7,09718E-05
H ₂ O	446,9214	0,0068	0,4327	0,0029	2,93911E-06
Total	65799,1164	1	2,8456	0,7193	0,000719275
Maka, viskositas campuran pada fase ringan (μ_L)			=	0,000719275 kg/m.s	

Menentukan viskositas campuran pada fase berat

Komponen	Massa (kg/jam)	fraksi massa (xi)	μ_i (cP)	$x_i \cdot \mu_i$ (cP)	$x_i \cdot \mu_i$ (kg/m.s)
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	446,7448	0,0209	0,5591	0,0117	1,16926E-05
C ₃ H ₅ ClO	170,6407	0,0080	0,6657	0,0053	5,31754E-06
NaOH	213,8493	0,0100	557,8562	5,5841	0,00558412
NaCl	4494,8086	0,2104	177,4958	37,3443	0,037344274
H ₂ O	16037,6026	0,7507	0,4327	0,3248	0,000324839
Total	21363,6460	1	737,0096	43,2702	0,043270243

Maka, viskositas campuran pada fase berat (μ_H) = 0,043270243 kg/m.s

Maka, penentuan parameter dispersi sebagai berikut :

$$\psi = \frac{Q_L}{Q_H} \left(\frac{\rho_L \cdot \mu_H}{\rho_H \cdot \mu_L} \right)^{0,3}$$



Dengan :

$$QL = 55855,5629 \quad \text{liter/jam}$$

$$= 15,5154 \quad \text{liter/sekon}$$

$$QH = 17833,3003 \quad \text{liter/jam}$$

$$= 4,9537 \quad \text{liter/sekon}$$

$$\rho L = 1,1780 \quad \text{kg/liter}$$

$$\rho H = 1,1980 \quad \text{kg/liter}$$

$$\mu L = 0,000719275 \quad \text{kg/m.s}$$

$$\mu H = 0,043270243 \quad \text{kg/m.s}$$

Maka,

$$\Psi = 10,6521$$

Kondisi fase yang dipersyaratkan:

$$\psi < 0,3 = \text{Fase ringan selalu terdispersi}$$

$$0,3 - 0,5 = \text{Fase ringan mungkin terdispersi}$$

$$0,5 - 2,0 = \text{Keduanya mungkin terdispersi (fase inversi)}$$

$$2,0 - 3,3 = \text{Fase berat mungkin terdispersi}$$

$$\psi > 3,3 = \text{Fase berat selalu terdispersi (Wallas, 1990 : 613)}$$



The continuous phase must move vertically from feed elevation to the outlet.

Droplets of the dispersed phase must move opposite to get to the interface. (Schweitzer p.521)

ψ senilai = 10,6521 $\psi > 3,3$ sehingga, fase berat selalu terdispersi, sedangkan fase ringan adalah fase kontinyu.

Menentukan Terminal Velocity Butiran Terdispersi (U_d)

Terminal velocity butiran terdispersi ditentukan dengan persamaan

$$U_d = \frac{d^2_d \cdot g \cdot (\rho_d - \rho_c)}{18 \cdot \mu_c} \quad \text{Persamaan 10.7 (Coulson, 2005 : 442)}$$

Menurut Schweitzer (1979), diameter droplet antara 50 - 300 μm .

(Schweitzer, Philip, 3th ed, p. 1-520)

Berdasarkan persamaan 10.7 ukuran droplet yang diasumsikan 150 μm .

(Coulson, 2005 : 42)

Ukuran butir terdispersi diambil (d_p) = 150 μm

= 0,00015 m



Dengan :

$$d_d = 0,00015 \text{ m}$$

$$\rho_d = 1,1980 \text{ kg/liter}$$

$$= 1197,9637 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_c = 1,1780 \text{ kg/liter}$$

$$= 1178,0226 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_c = 0,000719275 \text{ kg/m.s}$$

$$g = 9,81 \text{ m/s}^2$$

Maka,

$$U_d = 0,000340 \text{ m/s}$$

Menentukan Ukuran Dekanter

Dikarenakan flow rate masuk dekanter sangat besar yaitu sebesar

$$87162,7625 \text{ kg/jam,}$$

sehingga dekanter yang dipilih adalah tipe horizontal.

Menentukan Volume Cairan (VL)

Dari Coulson, J.M., (2005 : 441), waktu tinggal cairan dalam dekanter berkisar 5 sampai 10 menit. Maka waktu tinggal cairan (t) didalam dekanter yang dipilih = 10 menit



$$VL = Q \times t$$

Keterangan :

Q = Kecepatan Volumetrik Umpan Masuk Dekanter

t = Waktu tinggal cairan didalam dekanter

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan volumetrik umpan masuk dekanter (Q)} &= Q_L + Q_H \\ &= 55,8556 + 17,8333 \\ &= 73,6889 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 1,2281 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

Maka,

$$\begin{aligned} VL &= 1,2281 \text{ m}^3/\text{menit} \times 10 \text{ menit} \\ &= 12,2815 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Menentukan Volume Dekanter

Faktor keamanan perancangan, dibuat over design 20% sehingga volume dekanter menjadi 120% dari Volume Cairan didalam dekanter.

(Peters, M.S., K.D., Timmerhaus, 1991 : 37)

$$\begin{aligned} V &= \text{Volume cairan} \times (1 + \text{Over design}) \\ &= 12,2815 \text{ m}^3 \times (1 + 0,2) \end{aligned}$$



$$= 12,2815 \text{ m}^3 \times 1,2$$

$$= 14,7378 \text{ m}^3$$

$$= 14737,7726 \text{ liter}$$

Menentukan Diameter dan Panjang Dekanter

Berdasarkan persamaan 5.11 Brownell-Young (1959 : 88)

Diperoleh =

$$V_{\text{torispherical}} = V_H = 0,000049 \text{ ID}^3 \text{ (d dalam in)}$$

$$= 8,02965\text{E-}10 \text{ ID}^3 \text{ (d dalam m)}$$

$$V_{\text{Dekanter}} = \text{Volume Shell (Vs)} + \{2 \times \text{Volume Head (V}_H)\}$$

$$V_{\text{shell (Vs)}} = (1/4) \times \pi \times \text{ID}^2 \times L$$

$$V_{\text{Dekanter}} = \{(1/4) \times \pi \times D^2 \times L\} + (2 \times V_H)$$

$$= \{(1/4) \times \pi \times D^2 \times 2 D\} + (2 \times V_H)$$

$$= \{(1/4) \times \pi \times D^3 \times 2\} + (2 \times V_H)$$

$$= 1,5714 D^3 + 2 \times 8,02965\text{E-}10 D^3$$

$$= 1,5714 D^3 + 1,60593\text{E-}09 D^3$$

$$V_{\text{Dekanter}} = 1,5714 D^3$$

Maka,

$$\text{ID} = \sqrt[3]{\frac{\text{Volume dekanter}}{1,5714}}$$

$$= 2,1089 \text{ m}$$



Sehingga diperoleh inside diameter (ID)

$$\text{ID} = 2,1089 \text{ m}$$

Maka, panjang shell (Ls)

$$\begin{aligned} \text{Ls} &= 2 \times \text{ID} \\ &= 2 \times 2,1089 \text{ m} \\ &= 4,2177 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Diameter (ID)} = 2,1089 \text{ m} = 6,9188 \text{ ft} = 83,0256 \text{ in}$$

$$\text{Panjang (Ls)} = 4,2177 \text{ m} = 13,8376 \text{ ft} = 166,0513 \text{ in}$$

Menentukan Tebal Dinding Dekanter (Tebal Shell)

Dalam menentukan tebal dinding dekanter menggunakan persamaan :

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

(Brownell and Young, pers 13.1
hal.254)

**Tebal Dinding
Dekanter (ts)**

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

$$ts = 0,1754 \text{ in}$$

Diambil tebal shell standar 3/16 in 0,1875 in (Brownell and Young, hal.88).

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 \times \text{tshell standar}$$

$$\text{OD} = 83,0256 \text{ in} + 2 \times 0,1875 \text{ in}$$

$$= 83,4006 \text{ in}$$

$$= 2,1184 \text{ m}$$



Dari Tabel 5.7 hal.90 Brownell & Young, OD standar yang mendekati perhitungan adalah =

$$= 84 \text{ in}$$

$$= 2,1336 \text{ m}$$

Koreksi ID

$$ID = OD - 2 \times t_{\text{shell standar}}$$

$$= 84 - 2 \times 0,1875 \text{ in}$$

$$= 83,63 \text{ in}$$

$$= 2,1241 \text{ m}$$

$$= 6,9687 \text{ ft}$$

Menentukan Dimensi *Head* dan *Bottom* Dekanter

1. **Ketebalan *Torishercial Head***

$$th = \frac{0,885 \times p \times r}{fxE - 0,1 \times p} + c \quad (\text{pers 13.12, Brownell and Young, 1959 : 258})$$

Maka, Ketebalan *Torishercial Head*

$$th = \frac{0,885 \times p \times r}{fxE - 0,1 \times p} + c$$

$$th = 0,1699 \text{ in}$$

Dipakai tebal head (th) standar 3/16 in

$$= 0,1875 \text{ in}$$



Menentukan Panjang *Head*

Dengan nilai OD standar 84 in (Brownell and Young, tabel 5.7 halaman 90)

Maka diperoleh :

$$r = 84 \text{ in}$$

$$icr = 5,125 \text{ in}$$

Berdasarkan tebal head standar (3/16), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 1/2 - 2 1/4 in dengan straight flange (Sf) maksimal 2 in (Tabel 5.8 hal.93 Brownell- Young)

$$Sf = 2 \text{ in}$$

$$= 0,0508 \text{ m}$$

$$a = \text{ID koreksi} / 2$$

$$= 83,6250 \text{ in}$$

$$= 41,8125 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= 41,8125 \text{ in} - 5,1250 \text{ in}$$

$$= 36,6875 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= 84 \text{ in} - 5,1250 \text{ in}$$

$$= 78,8750 \text{ in}$$

$$AC =$$

$$= 69,8233 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$= 84 \text{ in} - 69,8233 \text{ in}$$

$$= 14,1767 \text{ in}$$

$$\text{Maka panjang head (OA)} = \text{th standar} + b + Sf$$

$$= 0,1875 + 14,1767 + 2 \text{ in}$$

$$= 16,3642 \text{ in}$$

$$= 0,4157 \text{ m}$$



Menentukan Panjang Total Dekanter (LD)

Maka panjang total dekanter adalah

$$\begin{aligned} \text{Panjang total dekanter} &= \text{Panjang shell} + 2 \times \text{Panjang head} \\ &= 166,0513 \text{ in} + 2 \times 16,3642 \text{ in} \\ &= 198,7797 \text{ in} \\ &= 5,0490 \text{ m} \\ &= 16,5650 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menentukan Tinggi Cairan Dalam Dekanter (ZL)

Pada tangki silinder horizontal, tinggi cairan adalah 90% dari diameter tangki.

$$\begin{aligned} \text{ZL} &= 0,9 \times \text{ID shell} \\ &= 0,9 \times 2,1241 \text{ m} \\ &= 1,9117 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tinggi Lapisan Interface (ZFL)

$$\begin{aligned} \text{ZFL} &= 0,5 \times \text{ID shell} \\ &= 0,5 \times 2,1241 \text{ m} \\ &= 1,0620 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tinggi Cairan Fase Berat (ZA1)

$$\begin{aligned} \text{ZA1} &= \text{Diasumsikan sama dengan tinggi interface} \\ &= 1,0620 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tinggi Cairan Fase Ringan (ZB)

$$\begin{aligned} \text{ZB} &= \text{ZT} - \text{ZA1} \\ &= 1,9117 \text{ m} - 1,0620 \text{ m} \\ &= 0,8496 \text{ m} \end{aligned}$$



Menentukan Tinggi Pipa

Tinggi Pipa Umpan

Tinggi pipa umpan diasumsi berada pada bagian tengah tangki atau sama dengan tinggi lapisan interface

$$ZF = 1,0620 \quad \text{m}$$

Tinggi Pipa Keluaran Hasil Atas (Fase Ringan)

Tinggi pipa pengeluaran hasil atas (fase ringan) = tinggi cairan pada tangki

$$ZT = 1,9117 \quad \text{m}$$

Tinggi Pipa Keluaran Hasil Bawah (Fase Berat)

Tinggi pipa keluaran sama dengan tinggi cairan pada fase berat.

$$\begin{aligned} HA2 &= ZA1 + (ZT - ZA1) \quad x \\ &= 1,0620 \quad \text{m} + 0,8496 \quad \text{m} \quad x \quad 0,9834 \\ &= 1,0620 \quad \text{m} + 0,8355 \quad \text{m} \\ &= 1,8975 \quad \text{m} \end{aligned}$$

Menentukan Ukuran Pipa

a. Pipa Masuk Umpan



Ukuran pipa pemasukan umpan dapat dihitung dengan persamaan 15, peter M.S 1980 halaman 496

$$ID = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Dimana :

$$Q_f = 73,6889 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 2602,2976 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,7229 \text{ ft}^3/\text{det}$$

$$r = \text{Massa total} : \text{laju alir umpan}$$

$$= 87162,7625 \text{ kg/jam} : 73,6889 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 1182,8485 \text{ kg/m}^3$$

$$= 73,8429 \text{ lb/ft}^3$$

Maka,

$$ID = 3,9 \times 0,8641 \times 1,7494$$

$$= 5,8955 \text{ in}$$

Dipilih ukuran pipa standard dengan spesifikasi (Tabel 11 kern, hal 844, 1965)

$$\text{Nominal pipa size, NPS} = 6 \text{ in}$$



$$\text{Schedule number, Sch} = 40$$

$$\text{Outside diameter, OD} = 6,625 \text{ in}$$

$$= 0,1683 \text{ m}$$

$$\text{Inside diameter, ID} = 6,065 \text{ in}$$

$$= 0,1541 \text{ m}$$

$$\text{Flow area per pipe} = 28,9 \text{ in}^2$$

Pipa Keluaran Fase Ringan

Ukuran pipa keluaran fase ringan (hasil atas) dapat dihitung dengan persamaan 15, peter M.S 1980 halaman 496

$$\text{ID} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Maka,

$$\text{ID} = 3,9 \times 0,7628 \times 1,7484$$

$$= 5,2016 \text{ in}$$

Dipilih ukuran pipa standard dengan spesifikasi (Tabel 11 kern, hal 844, 1965)

$$\text{Nominal pipa size, NPS} = 6 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number, Sch} = 40$$



$$\text{Outside diameter, OD} = 6,625 \text{ in}$$

$$= 0,1683 \text{ m}$$

$$\text{Inside diameter, ID} = 6,065 \text{ in}$$

$$= 0,1541 \text{ m}$$

$$\text{Flow area per pipe} = 28,9 \text{ in}^2$$

Pipa Keluaran Fase Berat

Ukuran pipa keluaran fase berat (hasil bawah) dapat dihitung dengan persamaan 15, peter M.S 1980 halaman 496

$$\text{ID} = 3,9 \times Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Dimana :

$$Q_f = 17,8333 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 629,7771 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$= 0,1749 \text{ ft}^3/\text{det}$$

$$r = 1,1980 \text{ kg/liter}$$

$$= 1197,9637 \text{ kg/m}^3$$

$$= 74,7865 \text{ lb/ft}^3$$



Maka,

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 3,9 \times 0,4563 \times 1,7523 \\ &= 3,1186 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih ukuran pipa standard dengan spesifikasi (Tabel 11 kern, hal 844, 1965)

$$\text{Nominal pipa size, NPS} = 4 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number, Sch} = 40$$

$$\text{Outside diameter, OD} = 4,5 \text{ in}$$

$$= 0,1143 \text{ m}$$

$$\text{Inside diameter, ID} = 4,026 \text{ in}$$

$$= 0,1023 \text{ m}$$

$$\text{Flow area per pipe} = 12,7 \text{ in}^2$$

5. DESTILASI I

Menentukan Sifat- Sifat Fisika

$$\begin{aligned} \text{Suhu Atas (T)} &= 386,9621 \text{ K} \\ \text{A} & \end{aligned}$$

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



Komponen	A	B	n	Tc	$\frac{(1-T/Tc)^n}{n}$	ρ (g/ml)	ρ (kg/m ³)
H ₂ O	0,3471	0,2740	0,2857	647,130 0	0,7708	0,9415	941,5178
C ₃ H ₅ ClO	0,3971	0,2648	0,3031	610,000 0	0,7372	1,0577	1057,686 5
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	0,38827	0,26224	0,271	603	0,7572	1,0697	1069,733 9

Densitas Liquid

Komponen	BM (kg/kmol)	Li (kg/jam)	y,D	ρ (kg/m ³)	y,D/ ρ
H ₂ O	18,0150	2696,2657	0,2405	941,5178	0,0003
C ₃ H ₅ ClO	92,5250	41895,6632	0,7275	1057,6865	0,0007
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,9860	2575,0151	0,0321	1069,7339	0,0000
Total		47166,9440	1,0000	3068,9383	0,0010

$$\rho_{liquid} = \frac{\sum y, D}{\sum \frac{y, D}{\rho}} = 1027,5713 \text{ kg/m}^3$$

Densitas Uap

$$P = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$$

$$R = 8314,34 \text{ K} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{Pa} / \text{kmol}$$

$$\rho_{uap} = \frac{BM \times P}{R T}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	Vi (kg/jam)	y,D	ρ (kg/m ³)	y,D/ ρ
H ₂ O	18,0150	3143,1870	0,2405	0,5674	0,4238
C ₃ H ₅ ClO	92,5250	48840,1075	0,7275	2,9139	0,2497
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,9860	3001,8384	0,0321	4,0622	0,0079
Total		54985,1329	1,0000	7,5435	0,6814

$$\rho_{uap} = \frac{\sum y, D}{\sum \frac{y, D}{\rho}} = 1,4676 \text{ kg/m}^3$$



Suhu Bawah (T) = 399,7103 K

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc) ⁿ	ρ(g/ml)	ρ(kg/m ³)
C ₃ H ₅ ClO	0,3971	0,26476	0,30308	610	0,7241	1,0395	1039,5250
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	0,38827	0,26224	0,271	603	0,7448	1,0522	1052,1568
C ₃ H ₅ Cl ₃	0,42698	0,2465	0,2857	652	0,7624	1,2419	1241,9273

Densitas Liquid

Komponen	BM (kg/kmol)	Li (kg/jam)	x,B	ρ (kg/m ³)	x,B/ρ
C ₃ H ₅ ClO	92,5250	187,2769	0,0017	1039,5250	1,67833E-06
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,9860	112814,6168	0,7539	1052,1568	0,00071652
C ₃ H ₅ Cl ₃	147,4320	41796,7448	0,2444	1241,9273	0,000196762
Total		154798,6385	1,0000	3333,6092	0,00091496

$$\rho_{liquid} = \frac{\sum x, B}{\sum \frac{x, B}{\rho}} = 1092,9437 \text{ kg/m}^3$$

Densitas Uap

$$P = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$$

$$R = 8314,34 \text{ m}^3 \cdot \text{Pa} / \text{kmol} \cdot \text{K}$$

$$\rho_{uap} = \frac{BM \cdot P}{R \cdot T}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	Vi (kg/jam)	x,B	ρ (kg/m ³)	x,B/ρ
C ₃ H ₅ ClO	92,5250	117,1310	0,0017	2,8210	0,000618456
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,9860	70559,1023	0,7539	3,9327	0,191700334
C ₃ H ₅ Cl ₃	147,4320	26141,4778	0,2444	4,4951	0,054362772
Total		96817,7111	1,0000	11,2487	0,246681562



$$\rho_{uap} = \frac{\sum x, B}{\sum \frac{x, B}{\rho}} = 4,0538 \text{ kg/m}^3$$

Menghitung Tegangan Permukaan

Tegangan permukaan dihitung dengan persamaan Sudgen :

$$\sigma = \left[\frac{P_{ch}(\rho_L - \rho_v)}{M} \right]^4 \times 10^{-12}$$

(Persamaan 8.23, Coulson, 2005 : 335)

σ	= Tegangan permukaan (dyne/cm)
P_{ch}	= Sudgen's parachor
ρ_L	= Densitas cairan (kg/m ³)
ρ_v	= Densitas uap (kg/m ³)
M	= Berat molekul (kg/kmol)

Data untuk menentukan P_{ch}

Atom	Kontribusi
C	4,8
H	17,1
H dalam OH	11,3
O	20,0
Cl	54,3

Perhitungan σ Top

Komponen	BM (kg/kmol)	y,D	Pch	σ	y,D x σ
H ₂ O	18,0150	0,2405	54,2000	90,8291	21,8403
C ₃ H ₅ ClO	92,5250	0,7275	174,2000	13,9290	10,1330
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,9860	0,0321	245,6000	14,5716	0,4674
Total		1,0000	474,0000	119,3297	32,4407

$$\sigma_{\text{mix top}} = 32,4407 \text{ dyne/cm}$$

$$0,0324 \text{ N/m}$$

Perhitungan σ Bottom

Komponen	BM (kg/kmol)	x,B	Pch	σ	x,B x σ
C ₃ H ₅ ClO	92,5250	0,0017	174,2000	17,6641	0,0308
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,9860	0,7539	245,6000	18,4790	13,9312
C ₃ H ₅ Cl ₃	147,4320	0,2444	262,8000	14,1929	3,4682
Total		1,0000	682,6000	50,3360	17,4302

$$\sigma \text{ mix bottom} = 17,4302 \text{ dyne/cm}$$

$$0,0174 \text{ N/m}$$

Menentukan Diameter Menara

Biasanya plate spacing normalnya digunakan 0,15 - 1 m. (Coulson, 2005 : 557).

$$\text{Diambil plate spacing} = 0,45 \text{ m}$$

Laju alir massa bagian atas

$$\text{Feed} = F = 65799,1164 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Top product} = D = 7818,1890 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Vapor rate} = V = (1+R)*D = 54985,1329 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Liquid rate} = L = R*D = 47166,9440 \text{ kg/jam}$$

Laju alir massa bagian bawah

$$\text{B (Bottom Product)} = 57980,9275 \text{ kg/jam}$$

$$L' = L + F = 112966,0604 \text{ kg/jam}$$

$$V' = L' - B = 54985,1329 \text{ kg/jam}$$

$$L' - V' = 57980,9275 \text{ kg/jam}$$

$$L'/V' = 2,0545$$



Liquid-vapor flow factor

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

(Persamaan 11.82, Coulson, 2005 : 568)

FLv,top = 0,0324

Untuk tray spacing = 0,45 m

FLv = 0,0324

Maka, K1 = 0,0560 (Fig.11.27, Coulson, 2005 : 568)

Koreksi nilai K_{1 top} :

$$K'_{1 top} = K_1 \left(\frac{\sigma_{top}}{0,02} \right)^{0,2}$$

K'_{1top} = 0,0617

F_{Lv,bottom} = 0,0711

Untuk tray spacing = 0,45 m

FLv = 0,0711

Maka, K1 = 0,0370 (Fig.11.27, Coulson, 2005 : 568)

Koreksi nilai K_{1 bottom} :

$$K'_{1 bottom} = K_1 \left(\frac{\sigma_{bottom}}{0,02} \right)^{0,2}$$

K'_{1bottom} = 0,0360



Menentukan Kecepatan *Flooding*

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \quad \text{(Persamaan 11.81, Coulson, 2005 : 568)}$$

K_1 = Konstanta
 u_f = Kecepatan *flooding* (m/s)

Kecepatan *flooding* bagian atas (top) :

$$u_{f, \text{ top}} = 1,6311 \text{ m/s}$$

Kecepatan *flooding* bagian bawah (bottom) :

$$u_{f, \text{ bottom}} = 0,5900 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap pada umumnya berkisar 70% - 90% dari kecepatan *flooding* (Coulson, 2005)

Untuk Perancangan diambil $vu = 80\%$

Kecepatan uap bagian atas (top) :

$$\begin{aligned} u_{v, \text{ top}} &= 80\% \times u_{f, \text{ top}} \\ &= 1,3049 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Kecepatan uap bagian bawah (bottom) :

$$\begin{aligned} u_{v, \text{ bottom}} &= 80\% \times u_{f, \text{ bottom}} \\ &= 0,4720 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Menentukan Laju Alir Volumetrik Maksimum

$$Q_v = \frac{V_w}{\rho_v}$$

Q_v = Laju alir volumetrik maksimum
 = (m³/s)
 V_w = Laju alir massa uap (kg/s)



ρ_v = Densitas uap (m^3/s)
Laju alir volumetrik maksimum bagian atas (top) :

$$Q_v, \text{ top} = 10,4070 \text{ m}^3/s$$

Laju alir volumetrik maksimum bagian bawah (bottom) :

$$Q_v, \text{ bottom} = 6,6342 \text{ m}^3/s$$

Menentukan Luas Area *Netto* untuk Kontak Uap-Cair

$$A_n = \frac{Q_v}{u_v}$$

A_n = Luas Area Netto (m^2)
Laju alir volumetrik maksimum
 Q_v = (m^3/s)
 u_v = Kecepatan uap (m/s)

Luas Area Netto bagian atas (top) :

$$A_{n, \text{ top}} = 7,9753 \text{ m}^2$$

Luas Area Netto bagian bawah (bottom)

:

$$A_{n, \text{ bottom}} = 14,0567 \text{ m}^2$$

Menentukan Luas Penampang Lintang Menara (A_c)

$$A_c = \frac{A_n}{(1 - A_d)}$$

Luas downcomer = 12% luas total (Coulson, 2005 : 569)

$$A_{c, \text{ top}} = 9,0629 \text{ m}^2$$

$$A_{c, \text{ bottom}} = 15,9735 \text{ m}^2$$

**Menentukan Diameter Menara (Dc) berdasarkan Kecepatan Flooding**

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \times A_c}{\pi}}$$

$$D_{c, \text{ top}} = 3,3978 \text{ m}$$

$$D_{c, \text{ bottom}} = 4,5109 \text{ m}$$

Menentukan Jenis Aliran (Flow Pattern)

$$Q_L = \frac{L}{\rho_L}$$

$$Q_L = \text{Laju alir volumetrik (m}^3\text{/s)}$$

$$L = \text{Laju alir massa cairan (kg/s)}$$

$$\rho_L = \text{Densitas cairan (kg/m}^3\text{)}$$

$$Q_{L,B} = \frac{112966,0604 \text{ kg/jam}}{1092,9437 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ s/jam}} = 0,0287 \text{ m}^3\text{/s}$$

$$Q_{L,B} = 0,0287 \text{ m}^3\text{/s}$$

Maka, jenis alirannya adalah cross flow (single pass) (Fig. 11.28 Coulson, 2005 : 569)

Perancangan Tray

$$\text{Diameter Menara, } D_c = 4,5109 \text{ m}$$

$$\text{Luas Menara, } A_c = (\pi/4 \times D_c^2) = 15,9735 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Downcomer, } A_d = 0,12 \times A_c = 1,9168 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Netto, } A_n = A_c - A_d = 14,0567 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Aktif, } A_a = A_c - 2 \times A_d$$

$$A_d = 12,1398 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Hole, } A_h = 0,7587 \text{ m}^2$$

$$A_d/A_c = 0,12$$



Dari fig. 11.31 (Coulson, 2005), untuk $A_d/A_c = 0,12$ maka,

$$I_w/D_c = 0,77$$

$$\text{Panjang weir, } I_w = 0,77 \times D_c$$

$$= 0,77 \times 4,5109 \text{ m}$$

$$= 3,4734 \text{ m}$$

Tinggi wear (hw)

Tinggi weir berkisar antara 40 mm sampai 90 mm. Direkomendasikan tinggi weir antara 40 - 50 mm (Coulson, 2005 : 572)

$$\text{Maka dipilih tinggi weir} = 50 \text{ mm}$$

$$= 0,05 \text{ m}$$

Diameter hole (dh)

Diameter hole yang biasa yang digunakan adalah antara 2,5 – 12 mm

$$\text{Diameter hole (dh)} = 5 \text{ mm (3/16 in)}$$

$$= 0,1875 \text{ in}$$

(Coulson, 2005 : 573)

Tebal Plate

Untuk bahan carbon steel tebal plate yang digunakan adalah 5 mm (3/16 in),

sedangkan untuk bahan stainless steel tebal plate yang digunakan adalah 3 mm.

(Coulson, 2005 : 573)

Untuk menara distilasi ini digunakan bahan stainless steel, sehingga tebal plate yang digunakan

adalah = 3 mm



Luas lubang perforated total (A_h)

Lubang perforated yang banyak digunakan yaitu yang disusun secara triangular dengan Pitch = 4 x Diameter lubang (d_o)

Pitch berkisar antara 2 d_o sampai 4 d_o (Coulson, 2005 : 574).

$$\begin{aligned} \text{Pitch} &= 4 \times \text{Diameter lubang } (d_o) \\ &= 4 \times 0,1875 \text{ in} \\ &= 0,75 \text{ in} \end{aligned}$$

Dihitung menggunakan persamaan:

$$A_h = A_a \left(\frac{d_o}{\text{pitch}} \right)^2$$

Maka,

$$\begin{aligned} A_h &= 12,1398 \text{ m}^2 \times 0,0625 \\ &= 0,7587 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Pemeriksaan Weeping Rate

- Menara bagian atas

$$\begin{aligned} L_w, \text{ maks} &= 47166,9440 \text{ kg/jam} \\ &= 13,1019 \text{ kg/s} \\ \text{turn-down ratio} &= 0,8 \end{aligned}$$

Kecepatan aliran cairan minimum :

$$\begin{aligned} L_w, \text{ min} &= 0,8 \times 13,1019 \text{ kg/s} \\ &= 10,4815 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

- Menara bagian bawah

$$\begin{aligned} L_w, \text{ maks} &= 154798,6385 \text{ kg/jam} \\ &= 42,9996 \text{ kg/s} \end{aligned}$$



turn-down ratio = 0,8

Kecepatan aliran cairan minimum :

$$L_w, \text{ min} = 0,8 \times 42,9996 \text{ kg/s}$$

$$= 34,3997 \text{ kg/s}$$

Menentukan
Tinggi weir
liquid crest
(h_{ow})

$$h_{ow} = 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L I_w} \right)^{2/3}$$

rsamaan 11.85, Coulson,
(5 : 572)

- Menara bagian atas

$$h_{ow, \text{ maks}} = 750 \left(\frac{13,10}{19} \right)^{2/3}$$

$$= \frac{1027,5713 \times 3,473}{4}$$

$$= 750 \left(\frac{0,0036708}{58} \right)^{2/3}$$

$$= 750 \times 0,0238$$

17,847 mm liquid

$$h_{ow, \text{ min}} = 750 \left(\frac{10,48}{15} \right)^{2/3}$$

$$= \frac{1027,5713 \times 3,473}{4}$$

$$= 750 \left(\frac{2,9367E-03}{03} \right)^{2/3}$$

$$= 750 \times 0,0205$$

15,3804 mm liquid



Menentukan kecepatan uap minimum desain

$$\begin{aligned} \text{Pada minimum rate, } (h_w + h_{ow}) &= 50 + 15,3804 \text{ mm liquid} \\ &= 65,3804 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Dari Fig 11.30 (Coulson, 2005 : 571)

$$\text{maka } K_2 = 30,3$$

Kecepatan uap minimum desain dihitung dengan persamaan :

$$u_h = \frac{[K_2 - 0.90(25.4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}}$$

Persamaan 11.84 (Coulson, 2005 : 571)

$$\text{Maka } u_h = 9,8559 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap minimum aktual (u_{am}) :

$$u_{am} = \frac{Q_{v,t}}{A_h}$$

$$u_{am} = 13,7161 \text{ m/s}$$

- Menara bagian bawah

$$h_{ow, maks} = 750 \left(\frac{42,9996}{1092,9437} \right)^{2/3}$$

$$\begin{aligned} &= 750 \left(\frac{0,0393}{1,1327} \right)^{2/3} \\ &= 750 \times 0,0504 \\ &= 37,8270 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 h_{ow, \min} &= 750 \left(\frac{34,3997}{1092,9437 \times 9,0615E-03} \right)^{2/3} \\
 &= 750 \left(\frac{34,3997}{0,0435} \right)^{2/3} \\
 &= 32,5983 \text{ mm liquid}
 \end{aligned}$$

Menentukan kecepatan uap minimum desain

$$\begin{aligned}
 \text{Pada minimum rate, } (h_w + h_{ow}) &= 50 + 32,5983 \text{ mm liquid} \\
 &= 82,5983 \text{ mm liquid}
 \end{aligned}$$

Dari Fig 11.30 (Coulson, 2005 : 571)

$$\text{maka } K_2 = 30,8$$

Kecepatan uap minimum desain dihitung dengan persamaan :

$$u_h = \frac{[K_2 - 0.90(25.4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}}$$

Persamaan 11.84 (Coulson, 2005 : 571)

Maka

$$u_h = 6,1786 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap minimum aktual (uam) :

$$\begin{aligned}
 u_{am} &= \frac{Q_{v,b}}{A_h} \\
 u_{am} &= 8,7437 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

$u_{am} > u_h$ min sehingga tidak terjadi weeping

Plate Pressure Drop

Menara bagian atas

Menentukan Orifice Coefficient (Co)

$$\text{Tebal plate} = 3 \text{ mm}$$

$$d_h = 5 \text{ mm}$$



$$\frac{\text{Tebal plate}}{d_h} = 0,6$$

$$\frac{A_h}{A_a} = 6,25 \%$$

Maka dari grafik diperoleh nilai Co sebesar 0,72

Menentukan Dry Plate Drop :

$$h_d = \text{Persamaan 11.88 (Coulson and Richardson, 2005 : 576)}$$

Nilai u_h

$$u_h = \frac{Q_v}{A_h} = \frac{10,4070 \text{ m}^3/\text{s}}{0,7587 \text{ m}^2} = 13,7161 \text{ m/s}$$

maka

$$h_d = 26,4346 \text{ mm liquid}$$

Menentukan Residual Head

$$h_r = \text{Persamaan 11.89 (Coulson and Richardson, 2005 : 577)}$$

$$= \frac{12,5 \times 10^3}{12,1646} \text{ mm liquid}$$

Total pressure drop plate

$$\begin{aligned} h_t &= h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \\ &= 26,4346 + 65,3804 + 12,1646 \\ &= 103,9796 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$



Plate Pressure

Drop

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{9.81 \times 10^{-3} h_i \rho_L}{1048,1634} \times 103,9796 \times 1027,5713$$

Persamaan 11.87 (Coulson and Richardson, 2005 : 575)

$$\Delta P_t = 0,0103 \text{ atm/plate}$$

Menara bagian bawah

Menentukan Orifice Coefficient (Co)

Tebal plate	=	3 mm
d _h	=	5 mm
$\frac{\text{Tebal plate}}{d_h}$	=	0,6
	=	6,25 %

Maka dari grafik diperoleh nilai Co sebesar 0,72

Menentukan Dry Plate Drop :

Nilai u_h

$$u_h = \frac{Q_v}{A_h} = \frac{6,6342 \text{ m}^3/\text{s}}{0,7587 \text{ m}^2} = 8,7437 \text{ m/s}$$

maka

hd = 27,8973 mm liquid

Menentukan Residual Head

$$h_r = \frac{12.5 \times 10^3}{11,4370} \text{ mm liquid}$$

Persamaan 11.89 (Coulson and Richardson, 2005 : 577)



Total pressure drop plate

$$\begin{aligned}
 h_t &= h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \\
 &= 27,8973 + 82,5983 + 11,4370 \\
 &= 121,9326 \text{ mm liquid}
 \end{aligned}$$

Plate Pressure Drop

Dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}
 \Delta P_t &= 9.81 \times 10^{-3} h_t \rho_L \quad \text{Persamaan 11.87 (Coulson and Richardson, 2005 : 575)} \\
 \Delta P_t &= 9,81, E-03 \times 121,9326 \times 1092,9437 \\
 &= 1307,3345 \text{ Pa} \\
 &= 0,0129 \text{ atm/plate}
 \end{aligned}$$

Downcomer Liquid Backup

$$h_{dc} = 166 \left[\frac{L_{wd}}{\rho_L A_m} \right]^2 \quad \text{Persamaan 11.92 (Coulson and Richardson, 2005 : 578)}$$

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \quad \text{Persamaan 11.91 (Coulson and Richardson, 2005 : 578)}$$

$$\text{Persamaan 11.93 (Coulson and Richardson, 2005 : 578)}$$

- Menara bagian atas

$$h_{ap} = 40 \text{ mm} = 0,04 \text{ m}$$

$$A_{ap} = 0,1389 \text{ m}^2$$

$$h_{dc} = 1,3981 \text{ mm}$$

$$h_b = 170,7580 \text{ mm}$$

$$0,1708 \text{ m}$$

$$1/2(l_t + h_w) = 0,2500 \text{ m}$$



$h_b < 1/2(l_t + h_w)$, maka pemilihan plate spacing 0,25 m sudah tepat

- Menara bagian bawah

$$h_{ap} = 40 \text{ mm} = 0,04 \text{ m}$$

$$A_{ap} = 0,1389 \text{ m}^2$$

$$h_{dc} = 0,7909 \text{ mm}$$

$$h_b = 170,1508 \text{ mm}$$
$$0,1702 \text{ m}$$

$$1/2(l_t + h_w) = 0,2500 \text{ m}$$

$h_b < 1/2(l_t + h_w)$, maka pemilihan plate spacing 0,25 m sudah tepat

Check Residence Time

$$t_r = \frac{A_d h_{bc} \rho_L}{L_w}$$

Persamaan 11.95 (Coulson, 2005 : 579)

t_r = downcomer residence time, s

A_d = luas permukaan downcomer, m^2

h_b = clear liquid back-up, m

ρ_L = rapat massa cairan, kg/m^3

L_w = kecepatan massa cairan, kg/s

- Menara bagian atas

$$t_r = 25,6708 \text{ s}$$

- Menara bagian bawah

$$t_r = 27,2068 \text{ s}$$

Jika, $t_r > 3$ detik, maka tidak terjadi gelembung udara pada cairan yang masuk melalui downcomer



Check Entrainment

$$\text{percentage flooding} = \frac{u_n \text{ actual velocity (based on net area)}}{u_f \text{ (from equation 11.81)}} \quad \text{Persamaan 11.83 (Coulson, 2005 : 570)}$$

$$u_v = \text{kecepatan uap aktual, m/s}$$

$$u_f = \text{kecepatan uap perancangan, m/s}$$

- Menara bagian atas

$$\text{FLV} = 0,0324$$

$$\% \text{ flooding} = 80\%$$

$$\psi = 0,0900 < 0,1 \quad (\text{tidak terjadi entrainment})$$

- Menara bagian bawah

$$\text{FLV} = 0,0711$$

$$\% \text{ flooding} = 80\%$$

$$\psi = 0,0400 < 0,1 \quad (\text{tidak terjadi entrainment})$$

Layout Tray

Digunakan cartridge-type construction,

$$\text{unperforated strip around} = 50 \text{ mm}$$

$$\text{wide calming zones} = 50 \text{ mm}$$

$$I_w/D_c = 0,77$$

$$\Theta = 90^\circ \quad \text{Fig. 11.29 (Coulson, 2005 : 574)}$$



- Derajat tray edge

$$\alpha = 180 - \Theta$$

$$= 90^\circ$$

$$I_h/D_c = 0,12$$

- Panjang rata-rata unperforated edge strips

$$L_{av} = \frac{\alpha}{180} \times \pi \times (D_c - 0,05)$$

$$L_{av} = 7,0036 \text{ m}$$

- Luas unperforated edge strips

$$A_{up} = 0,05 \times L_{av}$$

$$= 0,3502 \text{ m}^2$$

- Luas calming zone

$$A_{cz} = 2 \times h_w \times (l_w - (2 \times h_w))$$

$$A_{cz} = 0,3373 \text{ m}^2$$

- Luas total tersedia untuk perforasi

$$A_p = A_a - (A_{up} + A_{cz})$$

$$= 11,4523 \text{ m}^2$$

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,0663$$

$$\frac{I_p}{d_h} = 3,4$$

Fig. 11.33 (Coulson, 2005 : 575)



- Hole pitch

$$I_p = \frac{I_p}{d_h} \times d_h$$

$$I_p = 17 \text{ mm}$$
$$I_p = 0,017 \text{ m}$$

$$\text{Luas 1 lubang} = \frac{\pi}{4} \times d_h^2$$

$$\text{Luas 1 Lubang} = 19,6250 \text{ mm}^2$$
$$\text{Luas 1 Lubang} = 0,000019625 \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah lubang} = \frac{A_h}{\text{luas 1 lubang}}$$

$$\text{Jumlah lubang} = 38661,9412$$
$$\text{Jumlah lubang} = 38662 \text{ buah}$$

Spesifikasi Tray

Diameter Tray (Dc) = 4,5109 m

Diameter Lubang (dh) = 0,005 m

Hole Pitch (Ip) = 0,0170 m

Jumlah hole = 38662 buah

Turn Down Ratio = 80%

Material Tray = Stainless Steel SA 167 Tipe 304-3.

Material Downcomer = Stainless Steel SA 167 Tipe 304-3.

Tray Spacing = 0,45 m

Tray Thickness = 0,003 m

Panjang weir = 3,4734 m



$$\text{Tinggi weir} = 0,0500 \text{ m}$$

$$\text{Total Pressure Drop} = 121,9326 \text{ mm liquid}$$

Menentukan Tebal Dinding dan Head Menara

-Tebal Dinding Menara

a. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi dipilih : Stainless Steel SA 167 Tipe 304-3.

dengan pertimbangan :

- a. Memiliki struktur yang kuat
- b. Memiliki ketahanan yang baik terhadap korosi

Stress maksimum (f) yang diijinkan

$$f = 18750 \text{ psi}$$

(Brownell and Young, 1959 : 342)

b. Jari-Jari dalam Menara

$$\text{Jari-Jari menara (ri)} = 2,2555 \text{ m}$$

$$= 88,7977 \text{ in}$$

c. Efisiensi Sambungan

Dipilih sambungan Double Welded butt Joint

$$E = 0,8$$

(Tabel 13.2, Brownell and Young, 1959 : 254)



d. Faktor Korosi

$$C = 0,125 \text{ in}$$

(Tabel 6, Timmerhaus, 1991 : 542)

e. Tekanan Perancangan

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5-10 % di atas tekanan kerja normal (Coulson,1988 Hal. 673)

Tekanan yang dipilih 10 % di atasnya.

$$\begin{aligned}
P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P \text{ operasi} \\
&= 1,1 \times 14,696 \text{ psi} \\
&= 16,1656 \text{ psi}
\end{aligned}$$

Tebal tangki (ts) dihitung dengan persamaan berikut :

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + c \quad \text{(Brownell and Young, pers 13.1 hal.254)}$$

Maka,

$$ts = 0,2208 \text{ in}$$

Tebal Dinding Menara (ts)

Diambil tebal shell standar = 0,25 in (Brownell and Young, hal.88).

$$\begin{aligned}
&= 0,0063 \text{ m} \\
\text{OD} &= \text{ID} + 2 \times t_{\text{shell standar}} \\
\text{OD} &= 4,5109 + 2 \times 0,0063 \text{ m} \\
&= 4,5236 \text{ m} \\
&= 178,0953 \text{ in}
\end{aligned}$$



Dari Tabel 5.7 hal.90 Brownell & Young, OD standar yang mendekati perhitungan adalah

$$= 120 \text{ in}$$

$$= 3,0480 \text{ m}$$

- Menentukan Tebal dan Tinggi Head

Jenis head yang dipilih adalah *Torisppherical Flanged and Dished Head*

Dikarenakan tekanan operasi yang dirancang yaitu 1 atm (15 psig) termasuk kedalam rentang tekanannya yaitu dari 15 psig - 200 psig.

Selain itu, juga dikarenakan harganya yang cukup murah.

Ketebalan *Torisherial Head*

a.

$$th = \frac{0,885 \times p \times r}{f_x E - 0,1 \times p} + c \quad (\text{pers 13.12, Brownell and Young, 1959 : 258})$$

Maka, Ketebalan *Torisherial Head*

$$th = \frac{0,885 \times p \times r}{f_x E - 0,1 \times p} + c$$

$$th = 0,1272 \text{ in}$$

Dipakai tebal head

(Brownell and Young,

(th) standar =

$$0,1875 \text{ in}$$

hal.88).

=

$$0,0048 \text{ m}$$

Menentukan Tinggi Head

Dengan nilai OD standar 120 in (Brownell and Young, tabel 5.7 halaman 90)

Maka diperoleh :

$$r = 114 \text{ in}$$

$$icr = 7 \frac{1}{4} \text{ in}$$



Berdasarkan tebal head standar (3/16), maka dipilih straight flange (Sf) antara 1 1/2 - 2 1/4 in dengan straight flange (Sf) maksimal 2 in (Tabel 5.8 hal.93 Brownell- Young)

$$\begin{aligned} \text{Dipilih Sf} &= 2 \text{ in} \\ &= 0,0508 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= r_i - i_{cr} \\ &= 88,7977 \text{ in} - 7,2500 \text{ in} \\ &= 81,5477 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r_c - i_{cr} \\ &= 114 \text{ in} - 7,2500 \text{ in} \\ &= 106,7500 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AC &= \\ &= \frac{\sqrt{BC^2 - AB^2}}{68,8879} \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r_c - AC \\ &= 114 \text{ in} - 68,8879 \text{ in} \\ &= 45,1121 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka tinggi head (OA)} &= \text{th standar} + b + \text{Sf} \\ &= 0,1875 + 45,1121 + 2 \text{ in} \\ &= 47,2996 \text{ in} \\ &= 1,2014 \text{ m} \end{aligned}$$



- Tinggi Cairan

$$\text{Diameter kolom (Dc)} = 4,5109 \text{ m}$$

$$\text{Luas Kolom (Ac)} = 15,9735 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Head} &= 0,000049 \times \text{ID}^3 \\ &= 0,004498 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume head pada sf} &= \pi/4 \times \text{ID}^2 \times \text{sf} \\ &= 0,8115 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total head} &= \text{Vhead tanpa sf} + \text{Vhead pada sf} \\ &= 0,8160 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Blank diameter} &= \text{OD} + \text{OD}/24 + 2 \text{ sf} + 2/3 \text{ icr} \\ &= 133,8333 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk bagian *bottom*
kolom :

$$Q = \frac{L}{\rho L}$$

$$Q = 141,6346 \text{ m}^3/\text{jam} = 2,3606 \text{ m}^3/\text{menit}$$

Waktu tinggal cairan dibawah plate terakhir : 5-10 menit (Ulrich, 1984)

$$\text{Waktu tinggal cairan dipilih} = 5 \text{ menit}$$

$$\begin{aligned} \text{Vcairan} &= Q \times \text{Waktu tinggal} \\ &= 11,8029 \text{ m}^3 \end{aligned}$$



Tinggi cairan dalam shell (HL) :

$$V_{cairan} = \frac{\pi}{4} D_c^2 H_L$$

HL = 0,7389 m

H_L = 0,7389 m

Menentukan Tinggi Menara

Jarak dari plate teratas = 1 m

Tinggi penyangga menara = 1 m

Jumlah Plate = 21 buah

Tebal Plate = 0,0030 m

Tray Spacing = 0,4500 m

Tinggi head dengan tebal head = OA - sf = 1,1506 m

Tinggi dibawah plate terbawah = HL + (OA - sf) = 1,8895 m

Tinggi Total = 13,4931 m

Menentukan Ukuran Pipa Pemasukan dan Pengeluaran

a. Pipa Feed

Densitas Liquid pada suhu umpan = 396,070 8 K

Menghitung Densitas Liquid, T = 396,070 8 K

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

Komp.	A	B	n	Tc	ρ (g/ml)	ρ (kg/m ³)
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	0,9320	932,0478
C ₃ H ₅ ClO	0,3971	0,26476	0,30308	610	1,0448	1044,7542
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	0,38827	0,26224	0,271	603	1,0572	1057,2251
C ₃ H ₅ Cl ₃	0,42698	0,2465	0,2857	652	1,2474	1247,3764



Komponen	A	B	C	D	$\log_{10} \mu_i$	μ_i
H ₂ O	-10,2158	1792,5	1,7730E-02	0,000012631	0,649209894	0,2243
C ₃ H ₅ ClO	-2,3159	564,62	2,7982E-03	-4,1693E-06	0,436108195	0,3663
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	-2,8361	605,41	4,0515E-03	-5,0439E-06	0,494126347	0,3205
C ₃ H ₅ Cl ₃	-1,7913	644,4	3,89E-04	-1,4969E-06	0,244973325	0,5689

Komp.	Feed (kg/jam)	z	ρ , kg/m ³	z/ ρ	μ , cP	z/ μ
H ₂ O	446,9214	0,0068	932,0478	0,0000	0,2243	0,0303
C ₃ H ₅ ClO	7014,5901	0,1066	1044,7542	0,0001	0,3663	0,2910
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	42682,3378	0,6487	1057,2251	0,0006	0,3205	2,0237
C ₃ H ₅ Cl ₃	15655,2671	0,2379	1247,3764	0,0002	0,5689	0,4182
Total	65799,1164	1,0000	4281,4036	0,0009	1,4800	2,7633

$$\rho_{mix} = \frac{1}{\sum \frac{z}{\rho}}$$

$$\rho_{mix} = \frac{1094,532}{0} \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{mix} = \frac{\sum z}{\sum \frac{z}{\mu}}$$

$$\mu_{mix} = \frac{0,3619}{0,0004} \text{ cP}$$

$$\mu_{mix} = 0,0004 \text{ Pa.s}$$

Temperatur = 396,0708 K
 Laju alir massa, 65799,116
 G = 4 kg/jam
 18,2775 kg/s



Diameter optimum ($D_{i,optimum}$)

$$D_{i,optimum} = 352,8 G^{0,52} \cdot \mu^{0,03} \cdot \rho^{-0,37}$$

$$D_{i,optimum} = 94,6169 \text{ mm} \\ = 3,7251 \text{ In}$$

Dipilih spesifikasi pipa :

$$\text{Nominal pipe standar (NPS)} = 4 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 4,5 \text{ in}$$

$$A = 12,7 \text{ in}^2$$

b. Pipa Gas Keluar dari Puncak Menara

Menentukan viskositas gas komponen

$$\text{pada } T = 386,9621 \text{ K}$$

Komp.	A	B	C	μ_{gas}
H ₂ O	-36,826	0,429	-0,0000162	126,7549507
C ₃ H ₅ ClO	-17,221	0,35374	-0,000051027	112,0222015
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	-3,947	0,3	-0,000041205	1,0597E+02

$$\mu_{gas} = A + BT + CT^2$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$R = 8314,34 \text{ m}^3 \cdot \text{Pa} / \text{kmol} \cdot \text{K}$$



Hasil Perhitungan Densitas

Uap, T = 386,9621 K

Komp.	BM (kg/kmol)	Distilat (kg/jam)	y,D	ρ (kg/m ³)	y,D/ρ	μ, cP	y,D/μ
H ₂ O	18,015	446,9214	0,2405	0,5674	0,4238	0,0127	18,9701
C ₃ H ₅ ClO	92,525	6944,4442	0,7275	2,9139	0,2497	0,0112	64,9399
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,986	426,8234	0,0321	4,0622	0,0079	0,0106	3,0266
Total		7818,1890	1,0000	7,5435	0,6814	0,0345	86,9366

T = 386,9621 K

Laju alir massa = 7818,1890 kg/jam

2,1717 kg/s

Densitas gas campuran (ρ_v)

$$\rho_v = \frac{\sum y, D}{\sum y, D / \rho} = 1,4676 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{mix} = \frac{\sum y, D}{\sum \frac{y, D}{\mu}} = 0,0115 \text{ cP}$$

0,00001150 Pa.s

Diameter optimum (D_{i,optimum})

$$D_{i,optimum} = 352,8 G^{0,52} \cdot \mu^{0,03} \cdot \rho^{-0,37}$$

maka, D_{i,optimum} = 325,7177 mm
12,8235 in

Dipilih spesifikasi pipa :

Nominal pipe standar (NPS) = 14 in
 Schedule number = 30
 ID = 13,25 in
 OD = 14 in
 A = 138 in²



c. Pipa Cairan Refluks di

Puncak Menara

Menentukan viskositas

liquid komponen pada T = 386,9621 K

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

Komp.	A	B	C	D	μ liq (cp)
H ₂ O	-10,2158	1,7925,E+03	0,01773	0,000012631	0,243171665
C ₃ H ₅ ClO	-2,3159	5,6462,E+02	0,0027982	-4,1693E-06	0,399665936
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	-2,8361	6,05E+02	0,0040515	-5,0439E-06	0,347455679

Menghitung Densitas Liquid,

T = 386,9621 K

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

Komp.	A	B	n	Tc	ρ (g/mm ³)
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	0,9415
C ₃ H ₅ ClO	0,42698	0,2465	0,2857	652	1,2609
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	0,38827	0,26224	0,271	603	1,0697

Komp.	BM (kg/kmol)	Refluks (kg/jam)	y,D	ρ (kg/m ³)	y,D/ ρ	μ , cP	y,D/ μ
H ₂ O	18,015	2696,2657	0,0572	941,5178	0,00006	0,2432	0,2351
C ₃ H ₅ ClO	92,525	41895,6632	0,8882	1260,8772	0,00070	0,3997	2,2225
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,986	2575,0151	0,0546	1069,7339	0,00005	0,3475	0,1571
Total		47166,9440	1,0000	3272,1289	0,00082	0,9903	2,6147



$$T = 386,9621 \text{ K}$$

$$\text{Laju alir massa, } G = 47166,9440 \text{ kg/jam}$$

$$13,1019 \text{ kg/s}$$

Densitas liquid campuran (ρ_v)

$$\rho_v = \frac{\sum y, D}{\sum \frac{y, D}{\rho}}$$

$$\mu_{mix} = \frac{\sum y, D}{\sum \frac{y, D}{\mu}}$$

$$\rho_v = 1225,1698 \text{ kg/m}^3 \quad \mu_{mix} = 0,3825 \text{ cP}$$

Diameter optimum ($D_{i,optimum}$)

$$D_{i,optimum} = 352,8 G^{0,52} \cdot \mu^{0,03} \cdot \rho^{-0,37}$$

$$D_{i,optimum} = 94,0563 \text{ mm} \\ 3,7030 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi pipa :

Nominal pipe standar

$$\text{(NPS)} = 4 \text{ in}$$

$$\text{Schedule number} = 40$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 4,5 \text{ in}$$

$$\text{A} = 12,7 \text{ in}^2$$



d. Pipa Cairan Keluar dari dasar Menara

Menentukan viskositas liquid komponen pada T

= 399,7103 K

$$\text{Log}_{10} \mu_{Liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Komp.	A	B	C	D	μ_{liq} (cp)
C ₃ H ₅ ClO	-2,3159	564,62	0,0027982	- 4,1693E- 06	0,354013786
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	-2,8361	605,4	0,0040515	- 5,0439E- 06	0,310504302
C ₃ H ₅ Cl ₃	-1,7913	644,4	0,00038924	- 1,4969E- 06	0,546126743

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

Menghitung Densitas Liquid, T =

399,7103 K

Komp.	A	B	n	Tc	ρ (g/ml)	ρ (kg/m ³)
C ₃ H ₅ ClO	0,3971	0,26476	0,30308	610	1,0395	1039,5250
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	0,38827	0,26224	0,271	603	1,0522	1052,1568
C ₃ H ₅ Cl ₃	0,42698	0,2465	0,2857	652	1,2419	1241,9273

Komp.	BM (kg/kmol)	Bottom (kg/jam)	y,D	ρ (kg/m ³)	y,D/ ρ	μ , cP	y,D/ μ
C ₃ H ₅ ClO	92,525	70,1459	0,0012	1039,525 0	0,0000	0,3540	0,0034
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,986	42255,514 5	0,7288	1052,156 8	0,0007	0,3105	2,3471
C ₃ H ₅ Cl ₃	147,432	15655,267 1	0,2700	1241,927 3	0,0002	0,5461	0,4944
Total		57980,927 5	1	3333,609 2	0,0009	1,2106	2,8449



$$T = 399,7103 \text{ K}$$

$$\text{Laju alir massa, } G = 57980,9275 \text{ kg/jam}$$

$$= 16,1058 \text{ kg/s}$$

Densitas liquid campuran (ρ_v)

$$\rho_v = \frac{\sum y, D}{\sum y, D / \rho}$$

$$\rho_v = 1097,4179 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{mix} = \frac{\sum y, D}{\sum \frac{y, D}{\mu}}$$

$$\mu_{mix} = 0,3515 \text{ cP}$$
$$0,0004 \text{ Pa.s}$$

Diameter optimum ($D_{i, optimum}$)

$$D_{i, optimum} = 352,8 G^{0,52} \cdot \mu^{0,03} \cdot \rho^{-0,37}$$

$$\text{maka, } D_{i, optimum} = 88,4300 \text{ mm}$$
$$3,4815 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi pipa :

Nominal pipe standar (NPS)	=	4 in
Schedule number	=	40
ID	=	4,026 in
OD	=	4,5 in
A	=	12,7 in ²



e. Pipa vapor keluaran Reboiler

Menentukan viskositas gas

komponen pada T

$$= 399,7953 \text{ K}$$

Komp.	A	B	C	$\mu_{\text{gas}}, \mu\text{P}$
$\text{C}_3\text{H}_5\text{ClO}$	-17,221	0,35374	$\frac{-}{7}$ 0,00005102	$\frac{116,04663}{4}$
$\text{C}_3\text{H}_6\text{Cl}_2\text{O}$	-3,947	0,3	$\frac{-}{5}$ 0,00004120	$\frac{109,40554}{5}$
$\text{C}_3\text{H}_5\text{Cl}_3$	-5,612	0,29957	$\frac{-}{8}$ 0,00003978	$\frac{107,79512}{1}$

$$\mu_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

$$P = 1 \text{ atm} \\ = 101325 \text{ Pa} \\ = \text{m}^3 \cdot \text{Pa} / \text{kmol}.$$

$$R = 8314,34 \text{ K}$$

Hasil Perhitungan Densitas

Uap, T =

$$399,7953 \text{ K}$$

Komp.	BM (kg/kmol)	Vapor (kg/jam)	y,D	ρ (kg/m ³)	y,D/ ρ	μ, cP	y,D/ μ
$\text{C}_3\text{H}_5\text{ClO}$	92,525	117,1310	0,0012	2,8204	0,0004	0,0116	0,1043
$\text{C}_3\text{H}_6\text{Cl}_2\text{O}$	128,986	70559,1023	0,7288	3,9318	0,1854	0,0109	66,6130
$\text{C}_3\text{H}_5\text{Cl}_3$	147,432	26141,4778	0,2700	4,4941	0,0601	0,0108	25,0482
Total		96817,7111	1	11,2463	0,2459	0,0333	91,7654

$$\text{Temperatur} = 399,7953 \text{ K}$$

$$\text{Laju alir massa, G} = 96817,7111 \text{ kg/jam}$$

$$= 26,8938 \text{ kg/s}$$

Densitas gas campuran (ρ_v)

=

$$\rho_v = \frac{\sum y, D}{\sum \frac{y, D}{\rho}}$$

$$\mu_{\text{mix}} = \frac{\sum y, D}{\sum \frac{y, D}{\mu}}$$

$$\text{maka, } \rho_v = 4,0673 \text{ kg/m}^3$$

maka, μ_{mix}

$$= 0,01090 \text{ cP} \\ = 0,00001 \text{ Pa.s}$$



Diameter optimum ($D_{i,optimum}$)

$$D_{i,optimum} = 352,8 G^{0,52} \cdot \mu^{0,03} \cdot \rho^{-0,37}$$

maka, $D_{i,optimum} = 825,3246 \text{ mm}$
 $32,4931 \text{ in}$

Dipilih spesifikasi pipa :

Nominal pipe standar (NPS)	=	24 in
Schedule number	=	23,25
ID	=	6,065 in
OD	=	24 in
A	=	425 in ²

6. DESTILASI II

Menentukan Sifat- Sifat Fisika

Suhu Atas (T) = 386,7156 K

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

Komponen	A	B	n	Tc	(1-T/Tc) ⁿ	ρ (g/ml)	ρ (kg/m ³)
H ₂ O	0,3471	0,2740	0,2857	647,1300	0,7710	0,9418	941,7721
C ₃ H ₅ ClO	0,3971	0,26476	0,30308	610,00	0,7374	1,0580	1058,0336
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	0,38827	0,26224	0,271	603	0,7574	1,0701	1070,0691

Densitas Liquid

Komponen	BM (kg/kmol)	Li (kg/jam)	y,D	ρ (kg/m ³)	y,D/ ρ
H ₂ O	18,0150	1644,8454	0,2686	941,7721	0,0003
C ₃ H ₅ ClO	92,5250	23002,4439	0,7314	1058,0336	0,0007



Pra Rencana Pabrik

“Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida”

C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,98 60	0,0000	0,0000	1070,0691	0,000 0
Total		24647,28 93	1,0000	3069,8748	0,001 0

$$\rho_{liquid} = \frac{\sum y, D}{\sum \frac{y, D}{\rho}} = \frac{1024,075}{3} \text{ kg/m}^3$$

Densitas Uap

$$P = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$$

$$R = 8314,34 \text{ ol.K} \text{ m}^3 \cdot \text{Pa/km}^3$$

$$\rho_{uap} = \frac{BM \times P}{RT}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	Vi (kg/jam)	y,D	ρ (kg/m ³)	y,D/ ρ
H ₂ O	18,0150	2091,7667	0,2686	0,5677	0,473 1
C ₃ H ₅ ClO	92,5250	29252,4437	0,7314	2,9158	0,250 8
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,9860	0,0000	0,0000	4,0648	0,000 0
Total		31344,2104	1,0000	7,5483	0,724 0

$$\rho_{uap} = \frac{\sum y, D}{\sum \frac{y, D}{\rho}} = 1,3813 \text{ kg/m}^3$$

Suhu Bawah

$$(T) = 391,3233 \text{ K}$$

Komponen	A	B	n	Tc	$(1 - \frac{T}{Tc})^n$	ρ (g/ml)	ρ (kg/m ³)
C ₃ H ₅ ClO	0,3971	0,26476	0,30308	610,00	0,732 8	1,0515	1051,5 216
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	0,38827	0,26224	0,271	603	0,753 0	1,0638	1063,7 754



Densitas Liquid

Komponen	BM (kg/kmol)	Li (kg/jam)	x,B	ρ (kg/m ³)	x,B/ρ
C ₃ H ₅ ClO	92,5250	28452,1763	0,6940	1051,5216	0,0007
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,9860	17487,4383	0,3060	1063,7754	0,0003
Total		45939,6146	1,0000	2115,2970	0,001

$$\rho_{liquid} = \frac{\sum x, B}{\sum \frac{x, B}{\rho}} = 1055,2410 \text{ kg/m}^3$$

Densitas Uap

$$P = 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa}$$

$$R = 8314,34 \text{ m}^3 \cdot \text{Pa} / \text{kmol} \cdot \text{K}$$

$$\rho_{uap} = \frac{BM \cdot P}{R \cdot T}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	Vi (kg/jam)	x,B	ρ (kg/m ³)	x,B/ρ
C ₃ H ₅ ClO	92,5250	27757,7319	0,6940	2,8815	2,4086,E-01
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,9860	17060,6149	0,3060	4,0169	7,6173,E-02
Total		44818,3468	1,0000	6,8984	3,1703,E-01

$$\rho_{uap} = \frac{\sum x, B}{\sum \frac{x, B}{\rho}} = 3,1543 \text{ kg/m}^3$$

Menghitung Tegangan Permukaan

Tegangan permukaan dihitung dengan persamaan Sudgen :



$$\sigma = \left[\frac{P_{ch}(\rho_L - \rho_v)}{M} \right]^4 \times 10^{-12}$$

(Persamaan 8.23, Coulson, 2005 : 335)

Data untuk menentukan P_{ch}

Atom	Kontribusi
C	4,8
H	17,1
H dalam OH	11,3
O	20,0
Cl	54,3

Perhitungan σ Top

Komponen	BM (kg/kmol)	y,D	Pch	σ	y,D x σ
H ₂ O	18,0150	0,2686	54,2000	89,6278	24,0750
C ₃ H ₅ ClO	92,5250	0,7314	174,2000	13,7448	10,0528
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,9860	0,0000	245,6000	14,3789	0,0000
Total		1,0000	474,0000	117,7516	34,1279

$$\sigma \text{ mix top} = \begin{array}{ll} 34,1279 & \text{dyne/cm} \\ 0,0341 & \text{N/m} \end{array}$$

Perhitungan σ Bottom

Komponen	BM (kg/kmol)	x,B	Pch	σ	x,B x σ
C ₃ H ₅ ClO	92,5250	0,6940	174,2000	15,3944	10,6840
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,9860	0,3060	245,6000	16,1046	4,9277
Total		1,0000	419,8000	31,4990	15,6117

$$\sigma \text{ mix bottom} = \begin{array}{ll} 15,6117 & \text{dyne/cm} \\ 0,0156 & \text{N/m} \end{array}$$

**Menentukan Diameter Menara**

Tinggi plate spacing pada umumnya antara 0,3 - 0,6 m
(Coulson, 2005)

Diambil plate spacing = 0,45

Laju alir massa bagian bawah

B (Bottom Product) = 1121,2678 kg/jam

$L' = L + F = 32465,4782$ kg/jam

$V' = L' - B = 31344,2104$ kg/jam

$L' - V' = 1121,2678$ kg/jam

$L'/V' = 1,0358$ kg/jam

Liquid-vapor flow factor

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \quad (\text{Persamaan 11.82, Coulson, 2005 : 568})$$

$F_{L_v, \text{top}} = 0,0289$

Untuk *tray spacing* = 0,45 m

$F_{L_v} = 0,0289$

(Fig.11.27, Coulson, 2005 :

Maka, $K_1 = 0,0600$ 568)

Koreksi nilai K_1 top :

$$K'_{1 \text{ top}} = K_1 \left(\frac{\sigma_{\text{top}}}{0,02} \right)^{0,2}$$

$K'_{1 \text{ top}} = 0,0668$



$$F_{L_v, \text{bottom}}$$

=

$$0,0566$$

Untuk *tray spacing*

=

$$0,45 \text{ m}$$

F_{L_v}

=

$$0,0566$$

Maka, K_1

=

$$0,0420$$

(Fig.11.27, Coulson, 2005 : 568)

Koreksi nilai K_1 bottom :

$$K'_{1 \text{ bottom}} = K_1 \left(\frac{\sigma_{\text{bottom}}}{0,02} \right)^{0,2}$$

$K'_{1 \text{ bottom}}$

=

$$0,0400$$

Menentukan Kecepatan *Flooding*

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

(Persamaan 11.81, Coulson, 2005 : 568)

K_1

= Konstanta

u_f

= Kecepatan *flooding* (m/s)

Kecepatan *flooding* bagian atas (top) :

$$u_{f, \text{top}} = 1,8168 \text{ m/s}$$

Kecepatan *flooding* bagian bawah (bottom) :

$$u_{f, \text{bottom}} = 0,7300 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap pada umumnya berkisar 70% - 90% dari kecepatan *flooding* (Coulson, 2005)

Untuk Perancangan diambil $v_u =$

70%



Kecepatan uap bagian atas (top) :

$$u_{v, \text{ top}} = 70\% \times u_{f, \text{ top}} = 1,2717 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap bagian bawah (bottom) :

$$u_{v, \text{ bottom}} = 70\% \times u_{f, \text{ bottom}} = 0,5110 \text{ m/s}$$

Menentukan Laju Alir Volumetrik Maksimum

$$Q_v = \frac{V_w}{\rho_v}$$

$$Q_v = \text{Laju alir volumetrik maksimum} = (\text{m}^3/\text{s})$$

$$V_w = \text{Laju alir massa uap (kg/s)}$$

$$\rho_v = \text{Densitas uap (m}^3/\text{s)}$$

Laju alir volumetrik maksimum bagian atas (top) :

$$Q_{v, \text{ top}} = 6,3035 \text{ m}^3/\text{s}$$

Laju alir volumetrik maksimum bagian bawah (*bottom*) :

$$Q_{v, \text{ bottom}} = 3,9469 \text{ m}^3/\text{s}$$

Menentukan Luas Area *Netto* untuk Kontak Uap-Cair

$$A_n = \frac{Q_v}{u_v}$$

$$A_n = \text{Luas Area Netto (m}^2)$$

$$Q_v = \text{Laju alir volumetrik maksimum} = (\text{m}^3/\text{s})$$

$$u_v = \text{Kecepatan uap (m/s)}$$



Luas Area Netto bagian atas (top) :

$$A_{n, \text{ top}} = 4,9566 \text{ m}^2$$

Luas Area Netto bagian bawah (bottom)

:

$$A_{n, \text{ bottom}} = 7,7241 \text{ m}^2$$

Menentukan Luas Penampang Lintang Menara (A_c)

$$A_c = \frac{A_n}{(1 - A_d)}$$

Luas downcomer = 12% luas total (Coulson, 2005 : 569)

$$A_{c, \text{ top}} = 5,6325 \text{ m}^2$$

$$A_{c, \text{ bottom}} = 8,7773 \text{ m}^2$$

Menentukan Diameter Menara (D_c) berdasarkan Kecepatan Flooding

$$D_c = \sqrt{\frac{4 \times A_c}{\pi}}$$

$$D_{c, \text{ top}} = 2,6786 \text{ m}$$

$$D_{c, \text{ bottom}} = 3,3439 \text{ m}$$

Menentukan Jenis Aliran (*Flow Pattern*)

$$Q_L = \frac{L}{\rho_L}$$



$$\begin{aligned}
 Q_L &= \text{Laju alir volumetrik (m}^3/\text{s)} \\
 L &= \text{Laju alir massa cairan (kg/s)} \\
 \rho_L &= \text{Densitas cairan (kg/m}^3\text{)} \\
 Q_{L,B} &= \frac{32465,4782 \text{ kg/jam}}{1055,2410 \text{ kg/m}^3 \times 3600 \text{ s/jam}} \\
 &= 0,0085 \text{ m}^3/\text{s} \\
 Q_{L,B} &= 0,0085 \text{ m}^3/\text{s} \\
 \text{Maka, jenis alirannya} &= \text{cross flow} \\
 \text{adalah} &= \text{(single pass)}
 \end{aligned}$$

Perancangan Tray

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter Menara, } D_c &= 3,3439 \text{ m} \\
 \text{Luas Menara, } A_c = (\pi/4 \times D_c^2) &= 8,7773 \text{ m}^2 \\
 \text{Luas Downcomer, } A_d = 0,12 \times A_c &= 1,0533 \text{ m}^2 \\
 \text{Luas Netto, } A_n = A_c - A_d &= 7,7241 \text{ m}^2 \\
 \text{Luas Aktif, } A_a = A_c - 2 \times A_d &= 6,6708 \text{ m}^2 \\
 A_d &= 6,6708 \text{ m}^2 \\
 \text{Luas Hole, } A_h = 0,3 \times A_d &= 0,4169 \text{ m}^2 \\
 A_d/A_c &= 0,12
 \end{aligned}$$

Dari fig. 11.31 (Coulson, 2005), untuk $A_d/A_c = 0,12$ maka, $I_w/D_c = 0,77$

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang weir, } I_w &= 0,77 \times D_c \\
 &= 0,77 \times 3,3439 \text{ m} \\
 &= 2,5748 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tinggi wear (h_w)

Tinggi weir berkisar antara 40 mm sampai 90 mm. Direkomendasikan tinggi weir antara 40 - 50 mm (Coulson, 2005 : 572)

$$\begin{aligned}
 \text{Maka dipilih tinggi weir} &= 50 \text{ mm} \\
 &= 0,05 \text{ m}
 \end{aligned}$$



Diameter hole (dh)

Diameter hole yang biasa yang digunakan adalah antara 2,5 – 12 mm

Diameter hole (dh) = 5 mm (3/16 in)

$$= 0,1875 \text{ in} \quad (\text{Coulson, 2005 : 573})$$

Tebal Plate

Untuk bahan carbon steel tebal plate yang digunakan adalah 5 mm (3/16 in),

sedangkan untuk bahan stainless steel tebal plate yang digunakan adalah 3 mm. (Coulson, 2005 : 573) . Untuk menara distilasi ini digunakan bahan stainless steel, sehingga tebal plate yang digunakan adalah = 3 mm

Luas lubang perforated total (Ah)

Lubang perforated yang banyak digunakan yaitu yang disusun secara triangular dengan Pitch = Pitch berkisar antara 2 do sampai 4 do (Coulson, 2005 : 574).

$$\begin{aligned} \text{Pitch} &= 4 \times \text{Diameter lubang (do)} \\ &= 4 \times 0,1875 \text{ in} \\ &= 0,75 \text{ in} \end{aligned}$$

Dihitung menggunakan persamaan:

$$A_h = A_a \left(\frac{d_o}{\text{pitch}} \right)^2$$

Maka,

$$\begin{aligned} A_h &= 6,6708 \text{ m}^2 \times 0,0625 \\ &= 0,4169 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Pemeriksaan Weeping Rate

- Menara bagian atas

$$\begin{aligned} L_w, \text{ maks} &= 24647,2893 \text{ kg/jam} \\ &= 6,8465 \text{ kg/s} \end{aligned}$$



Kecepatan aliran cairan minimum :

$$L_w, \text{ min} = 0,8 \times 6,8465 \text{ kg/s} = 5,4772 \text{ kg/s}$$

- Menara bagian bawah

$$L_w, \text{ maks} = 45939,6146 \text{ kg/jam} = 12,7610 \text{ kg/s}$$

Kecepatan aliran cairan minimum :

$$L_w, \text{ min} = 0,8 \times 12,7610 \text{ kg/s} = 10,2088 \text{ kg/s}$$

Menentukan Tinggi weir liquid crest (h_{ow})

$$h_{ow} = 750 \left(\frac{L_w}{\rho_L I_w} \right)^{2/3}$$

- Menara bagian atas

$$h_{ow, \text{ maks}} = 750 \left(\frac{6,8465}{1024,0753 \times 2,5748} \right)^{2/3} = 750 \left(2,5966 \times 10^{-3} \right)^{2/3} = 750 \times 0,0189 \text{ mm liquid} = 14,1686 \text{ mm liquid}$$

$$h_{ow, \text{ min}} = 750 \left(\frac{5,4772}{1024,0753 \times 2,5748} \right)^{2/3} = 750 \left(2,0772 \times 10^{-3} \right)^{2/3} = 750 \times 0,0163 \text{ mm liquid} = 12,2101 \text{ mm liquid}$$



Menentukan kecepatan uap
minimum desain

$$\begin{aligned} \text{Pada minimum rate, } (h_w + h_{ow}) &= 50 + 12,2101 \text{ mm liquid} \\ &= 62,2101 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Dari Fig 11.30 (Coulson, 2005 : 571)

$$\text{maka } K_2 = 30,2$$

Kecepatan uap minimum desain dihitung dengan
persamaan :

$$u_h = \frac{[K_2 - 0.90(25.4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}} \quad \text{Persamaan 11.84 (Coulson, 2005 : 571)}$$

Maka

$$u_h = 10,0743 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap minimum aktual (u_{am}) :

$$u_{am} = \frac{Q_{v,t}}{A_h}$$

$$u_{am} = 15,1191 \text{ m/s}$$

- Menara bagian bawah

$$\begin{aligned} h_{ow, \text{ maks}} &= 750 \times \left(\frac{6,8465}{\frac{1055,2410 \times 2,5748}{2,5199 \times 10^3}} \right)^{2/3} \\ &= 750 \times \left(\frac{6,8465}{0,0185} \right)^{2/3} \\ &= 750 \times \text{mm} \\ &= 13,8882 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 h_{ow, \min} &= 750 \left(\frac{1055,2410 \times 2,5748}{2,0159 \times 10^3} \right)^{2/3} \\
 &= 750 \times 0,0160 \\
 &= 11,9685 \text{ mm liquid}
 \end{aligned}$$

Menentukan kecepatan uap minimum desain

$$\begin{aligned}
 \text{Pada minimum rate, } (h_w + h_{ow}) &= 50 + 11,9685 \text{ mm liquid} \\
 &= 61,9685 \text{ mm liquid}
 \end{aligned}$$

Dari Fig 11.30 (Coulson, 2005 : 571)

maka $K_2 = 30,2$

Kecepatan uap minimum desain dihitung dengan persamaan :

$$u_h = \frac{[K_2 - 0.90(25.4 - d_h)]}{(\rho_v)^{1/2}} \quad \text{Persamaan 11.84 (Coulson, 2005 : 571)}$$

Maka

$$u_h = 6,6666 \text{ m/s}$$

Kecepatan uap minimum aktual (u_{am}) :

$$u_{am} = \frac{Q_{v,b}}{A_h}$$

$$u_{am} = 9,4666 \text{ m/s}$$

$u_{am} > u_h$ min sehingga tidak terjadi

weeping



Plate Pressure Drop

Menara bagian atas

Menentukan Orifice Coefficient (Co)

Tebal plate = 3 mm

d_h = 5 mm

$$\frac{\text{Tebal plate}}{d_h} = 0,6$$

= 6,25 %

Maka dari grafik diperoleh nilai Co sebesar

0,72

Menentukan Dry Plate Drop :

h_d = Persamaan 11.88 (Coulson and Richardson, 2005 : 576)

Nilai u_h

$$u_h = \frac{Q_v}{A_h} = 6,3035 \text{ m}^3/\text{s}$$

0,4169 m^2

15,1191 m/s

maka

h_d = 30,3317 mm liquid

Menentukan Residual Head

hr = $\frac{12,5 \times 10^3}{\rho_L}$ Persamaan 11.89 (Coulson and Richardson, 2005 : 577)

= 12,2061 mm liquid

**Total
pressure
drop plate**

$$\begin{aligned}
 ht &= hd + (hw + how) + hr \\
 &= 30,3317 + 62,2101 + 12,2061 \\
 &= 104,7479 \text{ mm liquid}
 \end{aligned}$$

**Plate Pressure
Drop**Dihitung dengan
persamaan :

$$\begin{aligned}
 \Delta Pt &= 9.81 \times 10^{-3} h_i \rho_L \quad \text{Persamaan 11.87} \\
 &\quad \text{(Coulson and Richardson, 2005 : 575)} \\
 \Delta Pt &= 9,81 \times 10^{-3} \times 104,7479 \times 1024,0753 \\
 &= 1052,3160 \text{ Pa} \\
 &= 0,0104 \text{ atm/plate}
 \end{aligned}$$

Menara bagian bawah

Menentukan Orifice Coefficient (Co)

$$\text{Tebal plate} = 3 \text{ mm}$$

$$d_h = 5 \text{ mm}$$

$$\frac{\text{Tebal plate}}{d_h} = 0,6$$

$$= 6,25 \%$$

Menentukan Dry Plate Drop :

Nilai u_h

$$u_h = \frac{Q_v}{A_h} = \frac{3,9469 \text{ m}^3/\text{s}}{0,4169 \text{ m}^2}$$

$$= 9,4666 \text{ m/s}$$

maka

$$h_d = 26,3540 \text{ mm liquid}$$



Menentukan Residual Head

$$h_r = \frac{12.5 \times 10^3}{\rho_L}$$

Persamaan 11.89 (Coulson and Richardson, 2005 : 577)

Total pressure drop plate

$$h_t = h_d + h_{ow} + h_r$$

$$= 26,3540 + 61,9685 + 11,8456$$

$$= 100,1681 \text{ mm liquid}$$

Plate Pressure Drop

Dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = 9.81 \times 10^{-3} h_t \rho_L$$

Persamaan 11.87 (Coulson and Richardson, 2005 : 575)

$$\Delta P_t = 9,81 \times 10^{-3} \times 100,1681 \times 1055,241$$

$$= 1036,9314 \text{ Pa}$$

$$= 0,0102 \text{ atm/plat}$$

Downcomer Liquid Backup

$$h_{dc} = 166 \left[\frac{L_{wd}}{\rho_L A_m} \right]^2$$

Persamaan 11.92 (Coulson and Richardson, 2005 : 578)

$$h_b = (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc}$$

Persamaan 11.91 (Coulson and Richardson, 2005 : 578)

$$A_{ap} = h_{ap} l_w$$

Persamaan 11.93 (Coulson and Richardson, 2005 : 578)



- Menara bagian atas

$$\begin{aligned} h_{ap} &= 40 \text{ mm} = 0,04 \text{ m} \\ A_{ap} &= 0,1030 \text{ m}^2 \\ h_{dc} &= 0,6995 \text{ mm} \\ h_b &= 167,6575 \text{ mm} \\ &= 0,1677 \text{ m} \\ \frac{1}{2}(l_t + h_w) &= 0,2500 \text{ m} \end{aligned}$$

$h_b < 1/2(l_t + h_w)$, maka pemilihan *plate spacing* 0,45 m sudah tepat

- Menara bagian bawah

$$h_{ap} = 40 \text{ mm} = 0,04 \text{ m}$$

$$A_{ap} = 0,1030 \text{ m}^2$$

$$h_{dc} = 0,6588 \text{ mm}$$

$$h_b = 162,7954 \text{ mm} = 0,1628 \text{ m}$$

$$\frac{1}{2}(l_t + h_w) = 0,2500 \text{ m}$$

$h_b < 1/2(l_t + h_w)$, maka pemilihan *plate spacing* 0,45 m sudah tepat

Check Residence Time

$$t_r = \frac{A_d h_{bc} \rho L}{L_{wd}}$$

Persamaan 11.95
(Coulson, 2005 : 579)

**- Menara bagian atas**

$$t_r = 26,4139 \text{ s}$$

- Menara bagian bawah

$$t_r = 26,4284 \text{ s}$$

Jika, $t_r > 3$ detik, maka tidak terjadi gelembung udara pada cairan yang masuk melalui downcomer

**Check
Entrainment**

$$\text{percentage flooding} = \frac{u_n \text{ actual velocity (based on net area)}}{u_f \text{ (from equation 11.81)}} \ln \text{ Coulson, '0)}$$

- Menara bagian atas

F_{LV}	=	0,0289		
% flooding	=	70%		
ψ	=	0,0530	< 0,1	(tidak terjadi entrainment) Fig. 11.29 (Coulson, 2005 : 574)

- Menara bagian bawah

F_{LV}	=	0,0566		
% flooding	=	70%		
ψ	=	0,0028	< 0,1	(tidak terjadi entrainment) Fig. 11.29 (Coulson, 2005 : 574)

Layout Tray

Digunakan *cartridge-type construction,*

unperforated strip

around

$$= 50 \text{ mm}$$

wide calming zones

$$= 50 \text{ mm}$$

I_w/D_c

$$= 0,77$$

Θ

$$= 90^\circ$$

(Fig.11.32,p.574,Coulson and Richardson)



- Derajat tray edge

$$\alpha = 180 - \Theta$$

$$= 90^\circ$$

$$I_h/D_c = 0,12$$

- Panjang rata-rata unperforated edge strips

$$L_{av} = \frac{\alpha}{180} \times \pi \times (D_c - 0,05)$$

$$L_{av} = 5,1713 \text{ m}$$

- Luas unperforated edge strips

$$A_{up} = 0,05 \times L_{av}$$

$$= 0,2586 \text{ m}^2$$

- Luas calming zone

$$A_{cz} = 2 \times h_w \times (l_w - (2 \times h_w))$$

$$A_{cz} = 0,2475 \text{ m}^2$$

- Luas total tersedia untuk perforasi

$$A_p = A_a - (A_{up} + A_{cz})$$

$$= 6,1647 \text{ m}^2$$

$$\frac{A_h}{A_p} = 0,0676$$

$$\frac{I_p}{d_h} = 3,2$$

Fig. 11.33 (Coulson, 2005 : 575)

- Hole pitch

$$I_p = \frac{I_p}{d_h} \times d_h$$

$$I_p = 16 \text{ mm}$$

$$= 0,016 \text{ m}$$



$$\text{Luas 1 lubang} = \frac{\pi}{4} \times d_h^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas 1 Lubang} &= 19,6250 \text{ mm}^2 \\ &= 1,9625 \times 10^{-5} \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Jumlah lubang} = \frac{A_h}{\text{luas 1 lubang}}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah lubang} &= 21244,5348 \\ &= 21245 \text{ buah} \end{aligned}$$

Spesifikasi Tray

$$\text{Diameter Tray (Dc)} = 3,3439 \text{ m}$$

$$\text{Diameter Lubang (d_h)} = 0,005 \text{ m}$$

$$\text{Hole Pitch (I_p)} = 0,0160 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah hole} = 21245 \text{ buah}$$

$$\text{Turn Down Ratio} = 80\%$$

$$\text{Material Tray} = \text{Stainless Steel SA 167 Tipe 304-3.}$$

$$\text{Material Downcomer} = \text{Stainless Steel SA 167 Tipe 304-3.}$$

$$\text{Tray Spacing} = 0,45 \text{ m}$$

$$\text{Tray Thickness} = 0,003 \text{ m}$$

$$\text{Panjang weir} = 2,5748 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi weir} = 0,05 \text{ m}$$

$$\text{Total Pressure Drop} = 100,1681 \text{ mm liquid}$$



Menentukan Tebal Dinding dan Head

Menara

-Tebal Dinding Menara

- a. Bahan Konstruksi**
Bahan konstruksi dipilih :
Stainless Steel SA 167 Tipe 304-3.
dengan pertimbangan :
a. Memiliki struktur yang kuat
b. Memiliki ketahanan yang baik terhadap korosi
Stress maksimum (f) yang diijinkan
 $f = 18750 \text{ psi}$
(Brownell and Young, 1959 : 342)
- b. Jari-Jari dalam Menara**
Jari-Jari menara (ri) = 1,6719 m
= 65,8239 in
- c. Efisiensi Sambungan**
Dipilih sambungan *Double Welded butt Joint*
 $E = 0,8$
(Tabel 13.2, Brownell and Young, 1959 : 254)

d. Faktor Korosi

$$C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Tabel 6, Timmerhaus, 1991 : 542})$$

e. Tekanan Perancangan

$$P \text{ operasi} = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi}$$

Tekanan desain 5-10 % di atas tekanan kerja normal (Coulson,1988 Hal. 673)

Tekanan yang dipilih 10 % di atasnya.

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times P \text{ operasi}$$



$$= 1,1 \times 14,696 \text{ psi}$$

$$= 16,1656 \text{ psi}$$

Tebal tangki (ts) dihitung dengan persamaan berikut :

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell and Young, pers 13.1 hal.254})$$

Maka, $\begin{matrix} \text{Tebal Dinding Menara} \\ \text{(ts)} \end{matrix}$:

$$ts = 0,1960 \text{ in}$$

Diambil tebal shell standar = 0,25 in (Brownell and Young, hal.88).

$$\begin{aligned} &= 0,0063 \text{ m} \\ \text{OD} &= \text{ID} + 2 \times \text{tshell standar} \\ \text{OD} &= 3,3439 + 2 \times 0,0063 \text{ m} \\ &= 3,3566 \text{ m} \\ &= 132,1477 \text{ In} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 hal.90 Brownell & Young, OD standar yang mendekati perhitungan adalah

$$\begin{aligned} &= 126 \text{ in} \\ &= 3,2004 \text{ m} \end{aligned}$$

- Menentukan Tebal dan Tinggi Head

Jenis head yang dipilih adalah *Torispherical Flanged and Dished Head*

Dikarenakan tekanan operasi yang dirancang yaitu 1 atm (15 psig) termasuk kedalam rentang tekanannya yaitu dari 15 psig - 200 psig.

Selain itu, juga dikarenakan harganya yang cukup murah.

a. Ketebalan Torispherical Head

$$th = \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + c \quad (\text{pers 13.12, Brownell and Young, 1959 : 258})$$



Maka, Ketebalan *Torisheral Head*

$$th = \frac{0,885 \times p \times r}{f_x E - 0,1 \times p} + c$$

$$th = 0,1266 \text{ in}$$

Dipakai tebal head (th) standar = 0,1875 in (Brownell and Young, hal.88).
= 0,0048 m

Menentukan Tinggi Head

Dengan nilai OD standar 126 in (Brownell and Young, tabel 5.7 halaman 90)

Maka diperoleh :

$$\begin{aligned} r &= 120 \text{ in} \\ icr &= 7,625 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tebal *head* standar (3/16), maka dipilih *straight flange* (Sf) antara 1 1/2 - 2 1/4 in dengan *straight flange* (Sf) maksimal 2 in (Tabel 5.8 hal.93 Brownell- Young)

$$\begin{aligned} \text{Dipilih Sf} &= 2 \text{ in} \\ &= 0,0508 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= ri - icr \\ &= 65,8239 \text{ in} - 7,6250 \text{ in} \\ &= 58,1989 \text{ in} \end{aligned}$$



$$BC = rc - icr$$

$$= 120 \text{ in} - 7,6250 \text{ in}$$

$$= 112,3750 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= 96,1303 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$= 120 \text{ in} - 96,1303 \text{ in}$$

$$= 23,8697 \text{ in}$$

$$\text{Maka tinggi head (OA)} = \text{th standar} + b + Sf$$

$$= 0,1875 + 23,8697 + 2 \text{ in}$$

$$= 26,0572 \text{ in}$$

$$= 0,6619 \text{ m}$$

- Tinggi Cairan

$$\text{Diameter kolom (Dc)} = 3,3439 \text{ m}$$

$$\text{Luas Kolom (Ac)} = 8,7773 \text{ m}^2$$

$$\text{Volume Head} = 0,000049 \times \text{ID}^3$$

$$= 0,001832 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume head pada sf} = \pi/4 \times \text{ID}^2 \times \text{sf}$$

$$= 0,4459 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume total head} = V_{\text{head tanpa sf}} + V_{\text{head pada sf}}$$

$$= 0,4477 \text{ m}^3$$



$$\begin{aligned} \text{Blank diameter} &= \text{OD} + \text{OD}/24 + 2 \text{ sf} + 2/3 \text{ icr} \\ &= 140,3333 \text{ in} \end{aligned}$$

Untuk bagian *bottom*
kolom :

$$Q = \frac{L}{\rho_L} = 0,0085 \text{ m}^3/\text{s} = 0,5128 \text{ m}^3/\text{menit}$$

Waktu tinggal cairan dibawah plate terakhir : 5-10 menit (Ulrich, 1984)

Waktu tinggal cairan dipilih = 5 menit

$$\begin{aligned} V_{\text{cairan}} &= Q \times \text{Waktu tinggal} \\ &= 2,5638 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tinggi cairan dalam shell (HL) :

$$V_{\text{cairan}} = \frac{\pi}{4} D_c^2 H_L$$

$$H_L = 0,2921 \text{ m}$$

Menentukan Tinggi Menara

Jarak dari plate teratas	=	1 m
Tinggi penyangga menara	=	1 m
Jumlah Plate	=	24 buah
Tebal Plate	=	0,003 m
Tray Spacing	=	0,4500 m
Tinggi head dengan tebal head = OA - sf	=	0,6111 m
Tinggi dibawah plate terbawah = HL + (OA - sf)	=	0,9031 m



Tinggi Total = 13,3172 m

Menentukan Ukuran Pipa Pemasukan dan Pengeluaran

a. Pipa Feed

Densitas Liquid pada suhu

umpan = 384,9866 K

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

Menghitung Densitas Liquid, T = 384,9866 K

Komp.	A	B	n	Tc	ρ (g/ml)	ρ (kg/m ³)
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	0,9436	943,5527
C ₃ H ₅ ClO	0,3971	0,26476	0,30308	610	1,0605	1060,4631
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	0,38827	0,26224	0,271	603	1,0724	1072,4149
C ₃ H ₅ Cl ₃	0,42698	0,2465	0,2857	652	1,2638	1263,7802

$$\rho_{mix} = \frac{1}{\sum \frac{z}{\rho}}$$

$$\rho_{mix} = 1053,6413 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{mix} = \frac{\sum z}{\sum \frac{z}{\mu}}$$

$$\mu_{mix} = 0,3898 \text{ cP}$$

$$0,0004 \text{ Pa.s}$$

Temperatur = 384,9866 K

Laju alir massa, G = 7818,1890 kg/jam

2,1717 kg/s

Diameter optimum (Di,optimum)

$$D_{i,optimum} = 352,8 G^{0,52} \cdot \mu^{0,03} \cdot \rho^{-0,37}$$

Di_{optimum} = 31,7684 mm

1,2507 in



Dipilih spesifikasi pipa :

Nominal pipe standar (NPS)	=	1 1/4 in
Schedule number	=	40
ID	=	1,38 in
OD	=	1,66 in
A	=	1,5 in ²

b. Pipa Gas Keluar dari Puncak Menara
Menentukan viskositas gas komponen pada T

$$= 386,7156 \text{ K} \quad \mu_{gas} = A + BT + CT^2$$

Komp.	A	B	C	$\mu_{gas}, \mu P$
H ₂ O	-36,826	4,2900E-01	-1,6200E-05	126,6523
C ₃ H ₅ ClO	-17,221	3,5374E-01	-5,1027E-05	111,9447
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	-3,947	3,0000E-01	-4,1205E-05	105,9055

P = 1 atm
101325 Pa

R = 8314,34 m³.Pa/kmol.K

Hasil Perhitungan Densitas Uap, T = 386,715 K

Komp.	BM (kg/kmol)	Distilat (kg/jam)	y,D	ρ (kg/m ³)	y,D/ ρ	μ, cP	y,D/ μ
H ₂ O	18,015	446,9214	0,2686	0,5677	0,4731	0,0127	21,2086
C ₃ H ₅ ClO	92,525	6249,9998	0,7314	2,9158	0,2508	0,0112	65,3348
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,986	0,0000	0,0000	4,0648	0,0000	0,0106	0,0000
Total		6696,9212	1,0000	7,5483	0,7240	0,0345	86,5434

T = 386,7156 K

Laju alir massa = 2 kg/jam
1,8603 kg/s

Densitas gas campuran (ρv)

$$\rho v = \frac{\sum y, D}{\sum y, D / \rho}$$

$$\mu_{mix} = \frac{\sum y, D}{\sum \frac{y, D}{\mu}}$$



$$\rho v = 1,3813 \text{ kg/m}^3 \quad \mu \text{ mix} = 0,0116 \text{ cP} \\ 1,1555, \text{E} - 05 \text{ Pa.s}$$

Diameter optimum ($D_{i, \text{optimum}}$)

$$D_{i, \text{optimum}} = 352,8 G^{0,52} \cdot \mu^{0,03} \cdot \rho^{-0,37}$$

$$\text{maka, } D_{i, \text{optimum}} = 307,3890 \text{ mm} \\ 12,1019 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi pipa :

Nominal pipe standar (NPS)	=	12	in
Schedule number	=	30	
ID	=	12,09	in
OD	=	12,75	in
A	=	115	in ²

c. Pipa Cairan Refluks di Puncak Menara
Menentukan viskositas liquid komponen pada T

$$= 386,7156 \text{ K}$$

$$\text{Log}_{10} \mu_{Liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Komp.	A	B	C	D	$\mu \text{ liq (cp)}$
H ₂ O	-10,2158	1,7925,E+03	1,7730,E-02	1,2631,E-05	2,44E-01
C ₃ H ₅ ClO	-2,3159	5,6462,E+02	2,7982,E-03	4,1693E-06	4,01E-01
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	-2,8361	6,05E+02	4,05E-03	-5,04E-06	3,48E-01

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



Menghitung Densitas Liquid, T = 386,7156 K

Komp.	A	B	n	Tc	ρ (g/ml)	ρ (kg/m3)
H ₂ O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	0,9418	941,7721
C ₃ H ₅ ClO	0,3971	0,26476	0,30308	610	1,0580	1058,0336
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	0,38827	0,26224	0,271	603	1,0701	1070,0691

Komp.	BM (kg/kmol)	Refluks (kg/jam)	y,D	ρ (kg/m3)	y,D/ρ	μ, cP	y,D/μ
H ₂ O	18,015	1644,8454	0,0667	941,7721	0,0001	0,2437	0,2738
C ₃ H ₅ ClO	92,525	23002,443	0,9333	1058,033	0,0009	0,4006	2,3296
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,986	0,0000	0,0000	1070,069	0,0000	0,3482	0,0000
Total		24647,289	1,0000	3069,874	0,0010	0,9926	2,6034

$$T = 386,7156 \text{ K}$$

$$\text{Laju alir massa, } G = \frac{24647,289}{3} = 8192,4297 \text{ kg/jam}$$

$$= 2,2757 \text{ kg/s}$$

Densitas liquid campuran (ρ_v)

$$\rho_v = \frac{\sum y, D}{\sum y, D / \rho}$$

$$\rho_v = 1049,3882 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_{mix} = \frac{\sum y, D}{\sum \frac{y, D}{\mu}}$$

$$\mu_{mix} = 0,3841 \text{ cP}$$

Diameter optimum ($D_{i, optimum}$)

$$D_{i, optimum} = 352,8 G^{0,52} \cdot \mu^{0,03} \cdot \rho^{-0,37}$$

$$D_{i, optimum} = 71,0819 \text{ mm}$$

$$= 2,7985 \text{ in}$$

Dipilih spesifikasi pipa :



Nominal pipe standar (NPS)	=	2 1/2 in
Schedule number	=	40
ID	=	6,065 in
OD	=	2,469 in
A	=	4,79 in ²

d. Pipa Cairan Keluar dari dasar Menara
Menentukan viskositas liquid komponen pada T = 391,3233 K

Komp.	A	B	C	D	μ liq (cp)
C ₃ H ₅ ClO	-2,3159	5,6462,E+02	2,7982,E-03	-4,1693E-06	3,83E-01
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	-2,8361	6,05E+02	4,05E-03	-5,04E-06	3,34E-01

Menghitung Densitas Liquid,
T = 391,3233 K

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

Komp.	A	B	n	Tc	ρ (g/ml)	ρ (kg/m ³)
C ₃ H ₅ ClO	0,3971	0,26476	0,30308	610	1,0515	1051,5216
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	0,38827	0,26224	0,271	603	1,0638	1063,7754

Komp.	BM (kg/kmol)	Bottom (kg/jam)	y _D	ρ (kg/m ³)	y _D /ρ	μ, cP	y _D /μ
C ₃ H ₅ ClO	92,525	694,4444	0,6940	1051,5216	0,0007	0,3833	1,8109
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,986	426,8234	0,3060	1063,7754	0,0003	0,3342	0,9156
Total		1121,2678	1	2115,2970	0,001	0,7175	2,7264

T	=	391,3233 K
Laju alir massa, G	=	1121,2678 kg/jam
	=	0,3115 kg/s

Densitas liquid campuran (ρ_v)

$$\rho v = \frac{\sum y, D}{\sum y, D / \rho}$$

ρ v = 1055,2410 kg/m³

$$\mu_{mix} = \frac{\sum y, D}{\sum \frac{y, D}{\mu}}$$

μ mix = 0,3668 cP
0,0004 Pa.s



Diameter optimum ($D_{i,optimum}$)

$$D_{i,optimum} = 352,8 G^{0,52} \cdot \mu^{0,03} \cdot \rho^{-0,37}$$

maka, $D_{i,optimum} = 11,5450 \text{ mm}$
 $0,4545 \text{ in}$

Dipilih spesifikasi pipa :

Nominal pipe standar (NPS)	=	1/2 in
Schedule number	=	40
ID	=	0,622 in
OD	=	0,84 in
A	=	0,304 in ²

e. Pipa vapor keluaran Reboiler

Menentukan viskositas gas

komponen pada T = 391,3228 K

Komp.	A	B	C	$\mu_{gas}, \mu P$
C_3H_5ClO	-17,221	3,5374E-01	-5,1027E-05	$1,1339E+02$
$C_3H_6Cl_2O$	-3,947	3,0000E-01	-4,1205E-05	$1,0714E+02$

$$\mu_{gas} = A + BT + CT^2$$

P = 1 atm

101325 Pa
 $m^3 \cdot Pa/kmol.$

R = 8314,34 K

$$\rho_{uap} = \frac{BM \times P}{RT}$$



Hasil Perhitungan Densitas

Uap, T = 391,3228 K

Komp.	BM (kg/kmol)	Vapor (kg/jam)	y,D	ρ (kg/m ³)	y,D/ρ	μ ,cP	y,D/μ
C ₃ H ₅ ClO	92,525	27757,7319	0,6193	2,8815	0,2149	0,0113	54,6194
C ₃ H ₆ Cl ₂ O	128,986	17060,6149	0,3807	4,0169	0,0948	0,0107	35,5294
Total		44818,3468	1	6,8984	0,3097	0,0221	90,1488

Temperatur = 391,3228 K

Laju alir massa,

G = 44818,3468 kg/jam

12,4495 kg/s

Densitas gas campuran (ρ_v)

=

$$\rho v = \frac{\sum y, D}{\sum y, D / \rho}$$

maka, ρ_v = 3,2289 kg/m³

$$\mu_{mix} = \frac{\sum y, D}{\sum \frac{y, D}{\mu}}$$

maka, μ_{mix}

= 0,01109 cP
0,00001 Pa.s

Diameter optimum (Di,optimum)

$$D_{i,optimum} = 352,8 G^{0,52} \cdot \mu^{0,03} \cdot \rho^{-0,37}$$

maka, Di_{optimum} = 602,5724 mm
23,7233 in

Dipilih spesifikasi pipa :

Nominal pipe standar (NPS) = 22 in

Schedule number = 20

ID = 21,25 in

OD = 22 in

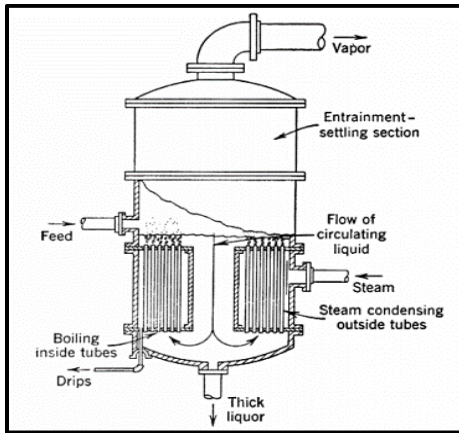


A

=

355 in²

7. EVAPORATOR



Type evaporator yang digunakan adalah long tube evaporator, natural circulation

Spesifikasi : (from Kern, T.10 P.843)

Panjang tube = 12 - 24 ft

Dipilih panjangn tube = 16 ft

ODt = 0,75 in / (3/4 in)

BWG = 14

ft²/ft --> surface per

at" = 0,1529 lin ft (inside)

L = 16 ft

IDt = 0,584 in

in² --> flow area per

at' = 0,268 tube

Resume Data

Fluida dingin (umpan)

:

laju alir fluida = 6.696,9212 kg/jam

14.764,032

= 4 lbm/jam

Tekanan = 1 atm

Suhu masuk = 113,57 C

= 386,72 K

= 236,42 F



$$\begin{aligned} \text{Suhu keluar} &= 184,66 \text{ C} \\ &= 457,81 \text{ K} \\ &= 364,39 \text{ F} \\ \text{Suhu rata-rata} &= 149,11 \text{ C} \\ &= 422,26 \text{ K} \\ &= 300,41 \text{ F} \end{aligned}$$

Sifat fluida dingin :

$$\begin{aligned} C_p &= 50,9430 \text{ btu/lb.F} & \text{sg} &= \frac{658,2912}{1000} \text{ kg/m}^3 \\ \mu &= 0,6798 \text{ lb/ft.jam} & &= 0,6583 \text{ kg/m}^3 \\ \rho &= 658,2912 \text{ kg/m}^3 \\ &= 41,0958 \text{ lbm/ft}^3 \\ k &= 0,2419 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{ja} \\ & \text{m} \end{aligned}$$

Flida panas (steam) :

$$\begin{aligned} \text{Laju alir fluida} &= 822,8839 \text{ kg/jam} \\ &= 1.814,1298 \text{ lbm/jam} \\ \text{Tekanan} &= 1 \text{ atm} \\ \text{Suhu masuk} &= 145 \text{ C} \\ &= 428 \text{ K} \\ &= 293 \text{ F} \\ \text{Suhu keluar} &= 145 \text{ C} \\ &= 418 \text{ K} \\ &= 293 \text{ F} \\ \text{Panas laten} &= 1978,2 \text{ kj/kg} \\ \text{Beban panas} &= 1.542.883,8786 \text{ btu/jam} \\ \text{Sifat fluida panas :} \\ C_p &= 167,7114048 \text{ btu/lb.F} \\ \mu &= 0,357148496 \text{ lb/ft.jam} \\ \rho &= 863,3773 \text{ kg/m}^3 \\ &= 53,8989 \text{ lbm/ft}^3 \\ k &= 2,1494 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{jam} \end{aligned}$$



Menentukan ΔT LMTD

Suhu LMTD

Komponen`	C	K	F
Suhu fluida panas masuk reaktor	190	463,15	374
Suhu fluida panas keluar reaktor	190	463,15	374
Suhu fluida dingin masuk	113,57	386,57	236,42
Suhu fluida dingin keluar	184,66	457,66	364,39

	Fluida Panas F	Fluida Dingin F	Delta T, F
1	374,00	364,39	9,61
2	374,00	236,42	137,58

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

ΔT LMTD = 48,08 F

Overall Coeficiet Heat Transfer saat kotor (Ud)

Dari geankoplis diketahui $U = 1100 - 4000 \text{ W/m}^2.\text{K}$ untuk long tube evaporator,

natural circulation. Dipilih $U_d = 1200 \text{ W/m}^2.\text{K}$.

$$\begin{aligned} U_d &= 1200 \text{ W/m}^2.\text{K} \\ &= 211,3320 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

Jumlah tube yang digunakan (Nt)

$$Nt = \frac{A}{at'' \cdot L} = \frac{506,9748}{2,4464} = 207,2330 \text{ Buah}$$

Dari Tabel 9 Kern, hal dipilih jumlah tube : 250 buah
Maka, 2-Pass [Shell ID = 19(1/4) in]



Overall coefficient heat transfer saat bersih (U_c)

Tube : (fluida dingin)

OD tube =	0,75	in (3/4)
PT =	1	in
Lay Out =	triangular	
Nt =	250	buah
L =	16	ft
Passes (n) =	2	
ID tube =	0,584	in
at" (Surface per lin ft inside) =	0,1529	ft ² /ft
at' (flow area per tube) =	0,268	in ²

a. Menentukan flow area

$$\begin{aligned} \text{OD tube} &= 0,0625 \text{ ft} \\ \text{ID tube} &= 0,0487 \text{ ft} \\ \text{at} &= N_t \times \text{at}' \\ &= 250 \times 0,1529 \\ &= 37,725 \text{ ft}^2 \\ &= 37,725 \times 2 \\ &= 75,45 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b. Menentukan G_t

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{W}{\text{at}} \\ &= \frac{14.764,0324 \text{ lbm/jam}}{75,45 \text{ ft}^2} \\ &= 195,691 \text{ lbm/ft}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

c. Menentukan bilangan reynold

$$\begin{aligned} Re_{tube} &= \frac{ID_{tube} \cdot G_t}{\mu} \\ &= \frac{0,0487 \text{ ft} \times 195,691 \text{ lbm/ft}^2 \cdot \text{jam}}{0,6798} \text{ lb/ft} \cdot \text{jam} \\ &= 1400,2993 \end{aligned}$$



dari Fig. 24 Kern diperoleh :

$$L/ID = 328,7671$$

$$jH = 20$$

d. Menentukan h_i

$$\text{Pada } T_a = 149,11 \text{ C}$$

$$C_p = 50,9430 \text{ BTU/lbm.F}$$

$$\mu = 0,6798 \text{ lbm/ft.jam}$$

$$k = 0,2419 \text{ BTU/jam.ft.F}$$

$$h_i = jH \cdot \frac{k}{ID} \cdot \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \cdot \left(\frac{\mu_{camp}}{\mu_{water}}\right)^{0,14}$$

$$h_i = 492,7498 \text{ BTU/jam.ft}^2\text{.F}$$

e. Menentukan h_{io}

$$h_{io} = \frac{IDt}{ODt} \cdot h_i$$

$$h_{io} = 383,6878 \text{ BTU/jam.ft}^2\text{.F}$$

f. Menentukan U_c

$$\frac{1}{U_c} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{io}}$$

$$U_c = \frac{h_o \cdot h_{io}}{h_o + h_{io}}$$

$$U_c = 305,5346 \text{ BTU/jam.ft}^2\text{.F}$$

**Shell : (steam)**

$$\begin{aligned}
 \text{ID Shell} &= 19,25 \text{ in} \\
 \text{Baffle space} &= 0,2 - 1 \text{ ID shell} \\
 &\quad (\text{Coulson, 1993}) \\
 \text{Diambil baffle space} &= 1 \text{ x ID Shell} \\
 \text{Baffle space (B)} &= 1 \text{ x } 19,25 \text{ in} \\
 &= 19,25 \text{ in} \\
 &= 1,6042 \text{ ft} \\
 \text{Jumlah Baffle (N)} &= \frac{L}{\text{Baffle space}} \\
 &= 9,9740 \\
 &= 10 \text{ buah} \\
 \text{C' (clearance)} &= \text{PT - OD tube} \\
 &= 0,25 \text{ in} \\
 \text{Pt} &= 1 \text{ in}
 \end{aligned}$$

a. Menghitung flow area (as)

$$a_s = \frac{ID_s \times C' \times B}{144 \times Pt}$$

$$as = 0,6433 \text{ ft}^2$$

b. Laju alir massa, (Gs) =

$$W = 822,8839 \text{ kg/jam}$$

$$Gs = \frac{1.814,1484}{W}$$

$$= 2.819,9008 \text{ lb/jam.ft}^2$$

c. Menentukan Reynold (Res)

$$\mu = 0,3571 \text{ cP}$$

$$Re_s = \frac{De \times Gs}{\pi} = 0,8643 \text{ lb/hr.ft} \quad (\text{Pers. 3.6})$$

$$De = 0,73 \text{ in} \quad (\text{Fig. 28 Kern})$$



$$= 0,0608 \text{ ft}$$

$$\text{Res} = 198,4775$$

d. Mentukan h_o

untuk condensing steam,

$$h_o = 1500 \text{ BTU/ft}^2\text{.jam.F}$$

Menentukan Fouling Factor

$$\frac{1}{UD} = \frac{1}{UC} + Rd$$

$$Rd = \frac{UC - UD}{UD \cdot UC}$$

$$Rd = 0,0015$$

(Rd minimum senyawa organic 0,001)

Menentukan Pressure Drop

$$\text{Re} = 4543,29926$$

$$\text{sg} = 0,6583$$

Dari fig. 26, Kern didapat :

$$f = 0,0003$$

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot ID \cdot \text{sg} \cdot \phi s}$$

$$\Delta P_t = 0,0254$$

$$W = 63.463,3035 \text{ lbm/ft}^2\text{.jam}$$

Dari fig. 27 didapatkan :

$$v^2/2g = 0,001 \text{ psi}$$



$$\Delta Pr = \frac{4n}{sg} \times \frac{v^2}{2g}$$

$$\Delta Pr = 0,0122 \text{ psi}$$

$$\Delta P = \Delta Pt + \Delta Pr$$

$$\Delta Pt = 0,0375 \text{ psi (max. 2 psi)}$$

PERANCANGAN

$$T_{op} = 184,66 \text{ C}$$

$$\rho_L = 36,9009 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\rho_V = 53,8989 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Massa L (Bottom)} = 13.920,4541 \text{ lbm/jam}$$

$$\text{Massa V (Top)} = 846,2570 \text{ lbm/jam}$$

$$Q_L = 377,2390 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$Q_{up} = 258,2698 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal } (\Theta) = \text{Asumsi 1 - 2 menit}$$

$$\text{diambil,} = 1 \text{ Menit}$$

$$= 0,0167 \text{ Jam}$$

$$\text{Volume Liquid} = 6,2873 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume Uap} = 4,3045 \text{ ft}^3 \text{ (Diambil 5\%-10\% karena uap akan selalu cepat keangkat)}$$

$$\text{Volume Total} = 6,7178 \text{ ft}^3$$



Menentukan Diameter dan Tinggi Separator Fasa

Volume Alat = Volume Shell + Volume Tutup Atas (Torispherical) + Volume Tutup Bawah (Cone)

Volume alat diambil 20% dari volume cairan

Volume Alat = 8,0613 ft³
 perbandingan H : D = H :
 Diambil, 1,5D

$$Volume\ Alat = Volume\ Shell + Volume\ Head\ Top + Volume\ Head\ Bottom$$

$$Volume\ Alat = \left(\frac{1}{4} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot 2D\right) + (0,000049 \cdot D^3) + \left(\frac{1}{12} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot (0,3 \cdot D \cdot \tan \theta)\right)$$

$$Volume\ Alat = \left(\frac{2}{4} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot D\right) + (0,000049 \cdot D^3) + \left(\frac{0,3}{12} \cdot \pi \cdot D^2 \cdot D \cdot \tan \theta\right)$$

$$Volume\ Alat = D^3 \times \left(\left(\frac{1\pi}{2}\right) + (0,000049) + \left(\frac{0,3\pi}{12} \tan \theta\right)\right)$$

Diambil,
tan (60) = 0,3200

6,7178

= 1,5952

D^3	=				
	=			4,2113	ft ³
ID	=			1,6149	ft
	=			19,3785	in
	=			0,4922	m
H	=		2 x D		
	=			3,2298	ft
	=			38,7570	in
	=			0,9844	m

Menentukan Tebal Shell

Bahan yang digunakan adalah Carbon Steel SA 283 Grade C

Allowable Stress (F) =	12650	psia	
Corrossion Allowable (C) =	0,125	in	
Effisiensi Pengelasan (E) =	80%		
Diameter Shell (D) =	19,3785	in	
Jari-jari Shell (ri) =	9,6893	in	



$$\begin{aligned} \text{Tekanan Desain} &= P_{op} + P_{hid} \\ &= 16,7985 \text{ psi} \end{aligned}$$

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

$$t_s = 0,1411 \text{ in}$$

Jadi, tebal shell minimum yang dibutuhkan adalah

$$\begin{aligned} &= 0,1411 \text{ in} \\ \text{maka, digunakan ketebalan shell standar 3/16 (brownell and young)} &= 0,1875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ID Shell} &= 19,3785 \text{ in} \\ \text{OD Shell} &= \text{ID} + 2t_s \\ &= 19,7535 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.7 (Brownell, 1959) untuk OD standar maka diambil OD terdekat yaitu =

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 20 \text{ in} \\ &= 0,508 \text{ m} \\ &= 1,6667 \text{ ft} \end{aligned}$$

Standarisasi dari tabel 5.7 Brownell & Young hal 90, didapat =

icr	=	1,25	in
rc	=	20	in
ID	=	OD - 2ts	
	=	19,6250	in
	=	0,4985	m
	=	1,6354	ft
H	=	39,2500	in
	=	0,9970	m
	=	3,2708	ft

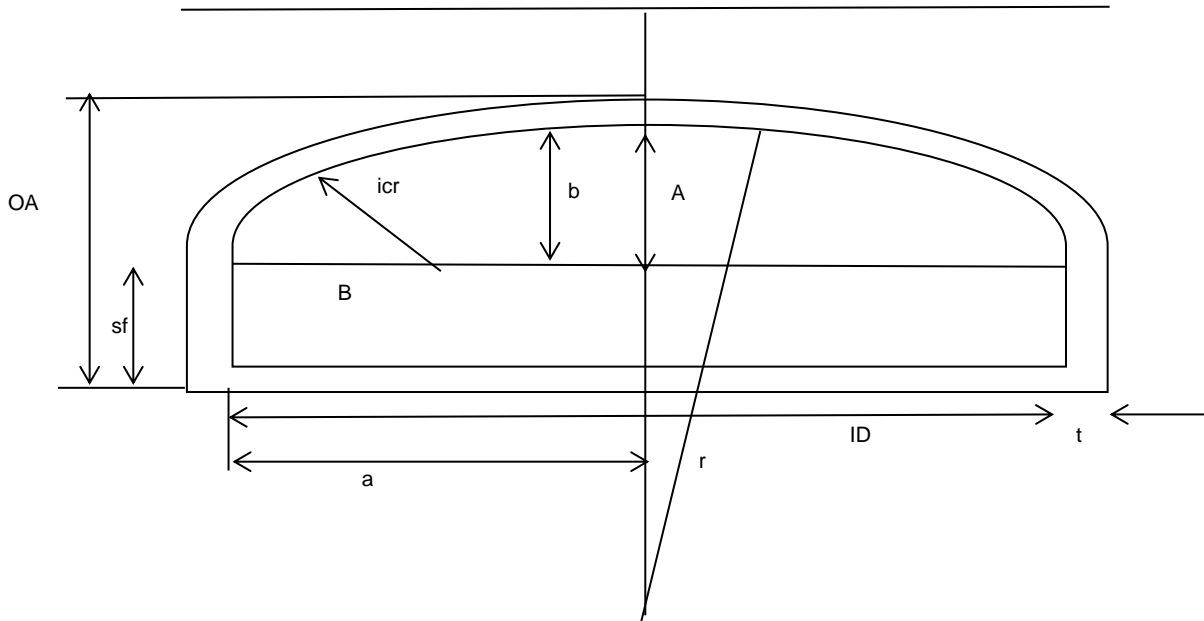


Menentukan Tebal Head

Torispherical Flanged &

Jenis Head : **Dished Head**

Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar ataupun dapat digunakan untuk P op atmosferic dan harganya cukup ekonomis
OD



Mencari tebal head (th)

Menggunakan persamaan :

$$th = \frac{P \cdot r \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0.2 \cdot P} + C$$

(Crownell & Young 1959, eq.7.77)

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

Asumsi :	OD =	ID shell	+	2 t shell	
	OD =	19,3785	+	0,2822	ts perhitungan
	=	19,6607	in		



Dari tabel 5.7 hal 90 (Brownell, 1959) untuk OD standar maka diambil OD terdekat yaitu =

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 20 \text{ in} \\ &= 0,508 \text{ m} \end{aligned}$$

maka didapat nilai :

$$\begin{aligned} \text{icr} &= 1,25 \text{ in} \\ \text{rc} &= 20 \text{ in} \end{aligned}$$

Sehingga nilai :

$$\begin{aligned} \text{W} &= 1,75 \\ \text{th} &= 0,1541 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi nilai th (Brownell & Young p.88 T5.7) :

$$\begin{aligned} \text{th} &= 0,1875 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka dapat diperoleh nilai sf (Brownell & Young p.88 T5.6):

$$\text{sf} = 2 \text{ in} \quad \text{Range (1,5 in - 3 in)}$$

Mencari tinggi head (OA)

$$\text{OA} = t \text{ head} + b + \text{sf}$$

Dari persamaan di fig. 5.8 p.87 Brownell & Young =

$$b = r - \sqrt{(r - \text{icr})^2 - \left(\frac{\text{ID}}{2} - \text{icr}\right)^2}$$

$$\begin{aligned} \text{ID} &= \text{OD} - 2 \text{ th} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 19,625 \text{ in} \\ &= 0,4985 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mathbf{a} &= \frac{\text{ID}}{2} \\ &= 9,8125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mathbf{AB} &= a - (\text{icr}) \\ &= 8,56 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\mathbf{BC} = r - (\text{icr}) = 18,75 \text{ in}$$



$$AC = \frac{\sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}}{r - AC} = 16,6807 \text{ in}$$

$$b = 3,31929 \text{ in} = 0,08431 \text{ m}$$

$$OA = t \text{ head} + b + sf = 5,5068 \text{ in} = 0,1399 \text{ m}$$

Volume 1 Head total

Volume flanged, Vsf :

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} ID^2 \cdot Sf$$

$$= 604,6708 \text{ in}^3 = 0,3501 \text{ ft}^3$$

Volume Head, Vh :

$$V_h = 0,000049 \times ID^3 = 0,37036 \text{ in}^3 = 0,00021 \text{ ft}^3$$

Volume total head, Vht

(1 head saja)

$$V_{ht} = V_h + V_{sf} = 0,3503 \text{ ft}^3$$

Volume Bottom, Vb :

$$V_b = \frac{1}{12} \times \phi \times D^2 \times (0,3 \cdot D \cdot \tan \Theta) = 189,8906 \text{ in}^3 = 0,1099 \text{ ft}^3$$

Volume total Bottom, Vbt

(1 head saja)

$$V_{bt} = V_b + V_{sf} = 0,4601 \text{ ft}^3$$



Menentukan Tinggi Total Evaporator

$$\begin{aligned}
 H &= H_{\text{desain}} + OA \\
 &= 44,7568 \text{ in} \\
 &= 1,1368 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan Spesifikasi Nozzle

Pipa pemasukan umpan masuk

asumsi : aliran turbulent
 bahan pipa : carbon steel

$$Di_{opt} = 260 G^{0.52} \cdot \rho^{-0.37}$$

persamaan 5.15 Coulson, hal:221

where,

Di Opt : diameter optimum, mm

G : flow rate, kg/s

 ρ : densities, kg/m³

G : 6.696,9212 kg/jam
 1,8603 kg/s

ρ : 658,2912 kg/m³

Di Opt : 32,7365 mm
 1,2888 in

Diambil pipa standart Tabel 11.Kern, hal: 844

Nominal pipe size =	1,5
OD =	1,900 in
Schedule Number =	40
ID =	1,610 in
	0,0409 m



$$\begin{aligned}
 A &= 2,09 \text{ in}^2 \\
 ID &= 0,041 \text{ m} \\
 G &= 1,8603 \text{ kg/s} \\
 \mu \text{ umpan} &= 0,000281026 \text{ kg/m.s} \\
 \text{Renold (Re)} &= 206.203,66 \text{ (turbulen)}
 \end{aligned}$$

Pipa pengeluaran top stream

asumsi : aliran turbulent
 bahan pipa : carbon steel

$$Di_{opt} = 260 G^{0,52} \rho^{-0,37}$$

where,

Di Opt : diameter optimum, mm

G : flow rate, kg/s

ρ : densities, kg/m³

persamaan 5.15 Coulson, hal:221

G : 383,7900 kg/jam

0,1066 kg/s

ρ : 863,3773 kg/m³

Di Opt : 6,5059 mm

0,2561 in

Diambil pipa standart Tabel 11.Kern, hal: 844

Nominal pipe size = 0,25

OD = 0,540 in

Schedule Number = 40

ID = 0,364 in

0,0092 m



A =	0,104	in ²
ID =	0,009	m
G =	0,1066	kg/s
μ umpan =	0,000147643	kg/m.s
Renold (Re)		
=	99.488,64	(turbulen)

Pipa pengeluaran bottom stream

asumsi : aliran turbulent

bahan pipa : carbon steel

$$Di_{Opt} = 260 G^{0.52} \rho^{-0.37}$$

where,

Di Opt : diameter optimum, mm

G : flow rate, kg/s

ρ : densities, kg/m³

persamaan 5.15 Coulson, hal:221

G : 6.313,1311 kg/jam

1,7536 kg/s

ρ : 591,0955 kg/m³

Di Opt : 33,0179 mm

1,2999 in

Diambil pipa standart Tabel 11.Kern, hal: 844

Nominal pipe size = 1,25

OD = 1,660 in

Schedule Number = 40

ID = 1,380 in

0,0351 m



A =	1,5	in ²
ID =	0,035	m
G =	1,7536	kg/s
μ umpan =	2,105,E-04	kg/m.s
Renold (Re)		
=	302.741,49	(turbulen)



APPENDIX D

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan salah satu hal penting dalam perencanaan suatu pabrik, karena perhitungan layak ekonomi sangat menentukan apakah pabrik tersebut layak atau tidak untuk didirikan Faktor - faktor yang mempengaruhi / perlu ditinjau dalam analisa ekonomi sbb :

1. Laju pengembalian modal (Rate of Return)
 2. Lama pengembalian modal (Pay out Periode)
 3. Titik impas (Break Event Point)
1. harga peralatan

Harga Alat Proses

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Alat (\$)	Harga Alat (Rp)
1	Silo	1	22.789	22.789
2	Tangki-01	1	55.776	55.776
3	Tangki-02	1	45.663	45.663
4	Tangki-03	1	48.779	48.779
5	Mixer-01	1	102.456	102.456
6	Mixer-02	1	103.222	103.222
7	Reaktor	2	125.345	250.690
8	Dekanter	1	37.600	37.600
9	Menara Distilasi-01	1	80.855	80.855
10	Menara Distilasi-02	1	80.193	80.193
11	Evaporator	1	75.889	75.889
12	Akumulator-01	1	5.827	5.827
13	Akumulator-02	1	3.656	3.656
14	Condenser-01	1	40.232	40.232
15	Condenser-02	1	37.113	37.113
16	Reboiler-01	1	42.336	42.336
17	Reboiler-02	1	43.072	43.072
18	Heater-01	1	17.937	17.937
19	Heater-02	1	30.733	30.733
20	Heater-03	1	25.555	25.555
21	Cooler-01	1	45.700	45.700
22	Cooler-02	1	44.232	44.232
23	Cooler-03	1	43.221	43.221
24	Cooler-04	1	15.881	15.881
25	Cooler-05	1	27.077	27.077



Pra Rencana Pabrik

“Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida”

26	Cooler-06	1	14.167	14.167
27	Pompa-01	2	4.012	8.024
28	Pompa-02	2	3.776	7.552
29	Pompa-03	2	3.922	7.844
30	Pompa-04	2	3.876	7.752
31	Pompa-05	2	3.699	7.398
32	Pompa-06	2	3.878	7.756
33	Pompa-07	2	3.544	7.088
34	Pompa-08	2	3.211	6.422
35	Pompa-09	2	3.099	6.198
36	Pompa-10	2	3.544	7.088
37	Pompa-11	2	3.122	6.244
38	Pompa-12	2	3.755	7.510
39	Pompa-13	2	3.544	7.088
Total			1.262.288	1.434.615

No	Nama Alat	Jumlah	Harga Alat Utilitas	
			Harga Alat (\$)	Harga Alat (Rp)
1	Pompa air sungai	1	9.275	9.275
2	Bak penampung air sungai	1	10.526	10.526
3	Pompa bak air sungai	1	12.796	12.796
4	Tangki Koagulasi	1	89.315	89.315
5	Motor pengaduk koagulasi	1	14.174	14.174
6	Tangki Flokulasi	1	89.315	89.315
7	Motor pengaduk Flokulasi	1	8.129	8.129
8	Tangki clarifie	1	104.219	104.219
9	Bak penampung Flok	1	104.219	104.219
10	Bak air bersih	1	10.526	10.526
11	Pompa Cooling tower	1	9.275	9.275
12	Sand filter	2	47.107	94.214
13	Pompa Sand filter	1	9.275	9.275
14	Bak penampung air bersih	1	10.526	10.526
15	Pompa bak air pendingin	1	9.275	9.275
16	Pompa recycle air pendingin	1	9.275	9.275
17	Bak penampung Air sanitasi	1	10.526	10.526
18	Bak air pendingin	1	10.526	10.526
19	Tangki kation exchanger pompa tangki kation	1	47.107	47.107
20	exchanger	1	9.275	9.275
21	tangki anion exchanger	1	47.107	47.107
22	bak penampung air umpan	1	10.526	10.526
23	pompa bak penampung air	1	9.275	9.275



Pra Rencana Pabrik

“Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida”

24	BOILER	1	833.750	833.750
25	Pompa Boiler	1	9.275	9.275
26	Generator Set	1	208.437	208.437
27	Tangki Bahan Bakar	1	56.278	56.278
28	Cooling Tower	1	302.234	302.234
	Total		2.101.543	2.148.650

Harga total peralatan = Harga peralatan proses + Harga peralatan utilitas

$$\begin{aligned} &= \$1.262.288 + \$2.101.543 \\ &= \text{Rp}1.434.615 + \text{Rp}2.148.650 \\ &= \text{Rp}3.583.265 \end{aligned}$$

Biaya Distribusi Produk

Harga truk = Rp636.000.000,00

Jumlah truk = 7 buah

Total biaya = Rp4.452.000.000,00

Harga total peralatan = Harga Peralatan Proses + Harga Utilitas + Harga Distribusi

$$= \text{Rp}4.455.583.265,00$$

c. Harga Bahan Baku

Komponen	kebutuhan kg/jam	Biaya (\$ /kg)	Biaya /tahun (\$)	Biaya /tahun (Rp)
$\text{C}_3\text{H}_6\text{Cl}_2\text{O}$	42,68	1,00	338.044,12	5.074.802.776,94
NaOH	3.289,99	0,38	9.901.552,44	148.644.580.660
$\text{C}_3\text{H}_5\text{Cl}_3$	15.655,27	0,20	24.797.943,06	372.272.920.749
Total			35.037.539,62	Rp525.992.304.186



Harga Penjualan Produk

Epiklorohidrin

Produk yang dihasilkan	=	6944,444
Harga Produk per kg	=	Rp49.500
Harga jual produk/tahun	=	Rp392.040.000.000
Total penjualan selama satu tahun	=	Rp392.040.000.000

Biaya Pengemasan Produk

Epiklorohidrin

Produk yang dihasilkan	=	6944,444
	=	54999996,48
(Produk dikemas dalam drum 200 kg)		
Kebutuhan drum	=	274999,9824
Harga 1 drum (200kg)	=	Rp 3.000.000,00
Biaya Pengemasan per tahun	=	Rp 824.999.947.200,00

Total harga jual produk = Rp392.040.000.000,00

Total biaya pengemasan produk = Rp824.999.947.200,00

Total Biaya Penjualan = Rp1.217.039.947.200,00

e. Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji /bulan	jumlah
Direktur Utama	1	Rp 50.000.000,00	Rp50.000.000,00
Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 30.000.000,00	Rp30.000.000,00
Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 30.000.000,00	Rp30.000.000,00
Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1	Rp 15.000.000,00	Rp15.000.000,00
Ka Bag. Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu	1	Rp 15.000.000,00	Rp15.000.000,00
Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1	Rp 15.000.000,00	Rp15.000.000,00
Ka. Bag. Administrasi	1	Rp 15.000.000,00	Rp15.000.000,00



Pra Rencana Pabrik

“Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida”

Ka. Bag. Umum dan Keamanan	1	Rp 15.000.000,00	Rp15.000.000,00
Ka. Bag. K3 & UPL	1	Rp 15.000.000,00	Rp15.000.000,00
Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	Rp 15.000.000,00	Rp15.000.000,00
Ka. Sek. Proses	1	Rp 10.000.000,00	Rp10.000.000,00
Ka. Sek. Utilitas	1	Rp 10.000.000,00	Rp10.000.000,00
Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1	Rp 10.000.000,00	Rp10.000.000,00
Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 10.000.000,00	Rp10.000.000,00
Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1	Rp 10.000.000,00	Rp10.000.000,00
Ka. Sek. Laboratorium dan Pengendalian Mutu	1	Rp 10.000.000,00	Rp10.000.000,00
Ka. Sek. Keuangan	1	Rp 10.000.000,00	Rp10.000.000,00
Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 10.000.000,00	Rp10.000.000,00
Ka. Sek. Tata Usaha	1	Rp 10.000.000,00	Rp10.000.000,00
Ka. Sek. Personalia	1	Rp 10.000.000,00	Rp10.000.000,00
Ka. Sek. Humas	1	Rp 10.000.000,00	Rp10.000.000,00
Ka. Sek. K3	1	Rp 10.000.000,00	Rp10.000.000,00
Ka. Sek. UPL	1	Rp 10.000.000,00	Rp10.000.000,00
Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 10.000.000,00	Rp10.000.000,00
Karyawan + Operator Proses	29	Rp 6.200.000,00	Rp179.800.000,00
Karyawan + Operator Utilitas	15	Rp 6.200.000,00	Rp93.000.000,00
Karyawan Pemeliharaan dan Bengkel	5	Rp 6.200.000,00	Rp31.000.000,00
Karyawan Personalia	5	Rp 6.200.000,00	Rp31.000.000,00
Karyawan Humas	5	Rp 6.200.000,00	Rp31.000.000,00



Pra Rencana Pabrik

“Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida”

Karyawan Litbang	5	Rp 6.200.000,00	Rp31.000.000,00
Karyawan Pengadaan	5	Rp 6.200.000,00	Rp31.000.000,00
Karyawan Pemasaran	5	Rp 6.200.000,00	Rp31.000.000,00
Karyawan Administrasi	5	Rp 6.200.000,00	Rp31.000.000,00
Karyawan Kas/Anggaran	5	Rp 6.200.000,00	Rp31.000.000,00
Karyawan Pengendalian	5	Rp 6.200.000,00	Rp31.000.000,00
Karyawan Laboratorium	5	Rp 6.200.000,00	Rp31.000.000,00
Karyawan K3	5	Rp 6.200.000,00	Rp31.000.000,00
Karyawan UPL	5	Rp 6.200.000,00	Rp31.000.000,00
Karyawan Keamanan	10	Rp 4.500.000,00	Rp45.000.000,00
Sekretaris	3	Rp 7.200.000,00	Rp21.600.000,00
Dokter	3	Rp 12.000.000,00	Rp36.000.000,00
Perawat	3	Rp 7.200.000,00	Rp21.600.000,00
Supir	3	Rp 4.500.000,00	Rp13.500.000,00
Cleaning Service	10	Rp 4.300.000,00	Rp43.000.000,00
Total	160	Rp 481.500.000,0	Rp 14.166.000.000

Gaji karyawan per bulan = Rp14.166.000.000,00

Gaji karyawan per tahun = Rp169.992.000.000,00

X.5 Penentuan Total Capital Investment (TCI)

X.5.1 Modal Tetap (Fixed Capital Investment)



Pra Rencana Pabrik

“Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida”

Proses yang digunakan pada pabrik ini adalah Fluid-Fluid dengan kapasitas : 50.000 ton/tahun.

A. Biaya Langsung (Direct Cost)

1. Harga Peralatan (E)	100%	=	Rp 3.583.265
2. Instrumentasi dan kontrol	26%	=	Rp 931.649
3. Instalasi peralatan	39%	=	Rp 1.397.473
4. Perpipaan (terpasang)	31%	=	Rp 1.110.812
5. Kelistrikan (terpasang)	10%	=	Rp 358.327
6. Yard Improvements	12%	=	Rp 429.992
7. Services Facilities	55%	=	Rp 1.970.796
8. Harga FOB (C)		=	Rp 5.984.053
9. Harga angkutan laut (F)	10%	=	Rp 598.405,26
10. Harga C&F		=	Rp 6.582.458
11. Asuransi	1%	=	Rp 65.825
12. Harga CIF		=	Rp 6.648.282
13. Harga angkutan ke pabrik	11%	=	Rp 731.311
14. Bangunan		=	Rp 38.737.500.000
15. Tanah		=	Rp 65.532.000.000
Direct Cost			Rp 104.280.612.030

B. Biaya tidak langsung (Indirect Cost)

1. Engineering dan supervisi	32%	=	Rp 1.146.644,80
2. Biaya Kontruksi	34%	=	Rp 1.218.310,10
3. Biaya Kontraktor	19%	=	Rp 680.820,35
4. Biaya tak terduga	37%	=	Rp 1.325.808,05
5. Biaya Hukum	4%	=	Rp 143.330,60



Pra Rencana Pabrik

“Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida”

Indirect Cost	=	Rp 4.514.914
Fixed Capital Investment (FCI)	=	Rp 104.285.126.944

X.5.2 Total Product Cost (TPC)

I. Manufacturing Cost

A. Direct Production Cost (DPC)

1. Bahan baku (1 tahun)	=	Rp 525.992.304.186
3. Biaya pengemasan (1 tahun)	=	Rp 824.999.947.200
4. Gaji karyawan (1 tahun)	=	Rp 169.992.000.000
5. Biaya laboratorium (20% gaji)	=	Rp 25.498.800.000
6. Biaya supervisi (15% gaji)	=	Rp 25.498.800.000
7. Biaya pemeliharaan dan perbaikan (5% FCI)	=	Rp 5.214.256.347
8. Operating supplies (10% pemeliharaan)	=	Rp 521.425.635
Total Direct Production Cost (DPC)	=	Rp 1.577.717.533.368

B. Biaya Produksi Tetap (Fixed Charge)(FC)

Perhitungan depresiasi alat dan bangunan menggunakan metode Straight Line Method

1. Depresiasi

alat

Harga alat	=	Rp 3.583.265
Harga alat akhir masa pakai (10% harga alat)	=	Rp 358.327

Biaya depresiasi alat selama 10 tahun

Depresiasi alat = $\frac{H.alat - H.alat\ akhir\ masa}{n}$

$$= \frac{3.583.265 - 358.327}{10} = \text{Rp } 322.494$$

2. Depresiasi bangunan

Harga bangunan	=	Rp 38.737.500.000
----------------	---	----------------------



Pra Rencana Pabrik

“Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida”

Harga bangunan akhir masa pakai (25%
H.bangunan) = Rp 9.684.375.000

Depresiasi bangunan = $\frac{H.bangunan - H. akhir\ massa\ pakai}{n}$

$$= \frac{38.737.500.000 - 9.684.375.000}{10} = \text{Rp } 2.905.312.500$$

Total biaya depresiasi alat dan bangunan = Rp 2.905.634.994

B. Biaya Tetap (Fixed Charge)(FC)

1. Depresiasi alat dan bangunan = Rp 2.905.634.994

2.

Sewa = Rp -

3. Asuransi (1% FCI) = Rp 1.042.851.269

4. Pajak (10% FCI) = Rp 26.071.281.736

Pinjaman biaya berasal dari bank BRI

5. Bunga bank BRI (9,95% dari 0,4 TCI) = $\frac{0,04}{100} \times \text{TCI}$ +

Total Biaya Produksi Tetap (FC) = Rp30.019.767.999 + 0,04 TCI

C. Plant Overhead

Cost

70% (gaji karyawan + biaya
supervisi = 140.493.539.443,03
+ biaya maintenance)

Direct Production Cost (DPC) = Rp 1.577.717.533.368

Biaya produksi tetap (FC) = Rp30.019.767.999 + 0,04 TCI

Plant Overhead Cost (POC) = Rp 140.493.539.443 +

Total Biaya produksi (Manufacturing Cost) = Rp1.748.230.840.810 + 0,04 TCI

II. Biaya Pengeluaran Umum (General Expenses, GE)

1. Biaya administrasi 20 % (gaji karyawan + supervisi + pemeliharaan) = Rp 40.141.011.269

2. Biaya distribusi dan marketing (5% TPC) = 0,05 TPC

3. Biaya penelitian dan pengembangan (5% TPC) = 0,05 TPC +

Total biaya pengeluaran umum (GE) = Rp40.141.011.269 + 0,10 TPC



III. Total Product Cost

Total product cost (TPC) = Manufacturing Cost (Biaya Produksi) + General Expenses

		Rp			
Biaya produksi	=	1.748.230.840.810	+	0,04	TCI
		Rp			
General Expenses	=	40.141.011.269	+	0,10	TPC
		Rp			+
TPC	=	1.788.371.852.080	+	0,04	TCI + 0,1 TPC
		Rp			
0,9 TPC	=	1.788.371.852.080	+	0,04	TCI
		Rp			
TPC	=	1.987.079.835.644	+	0,0442	TCI

X.5.3 Modal Total (Total Capital Investment , TCI)

Total capital investment = Fixed capital investment + Working capital investment

WCI diasumsikan untuk 3 bulan dari total product cost

Total product cost (TPC)	=	Rp	1.987.079.835.644	+	0,0442	TCI
WCI	=	(TPC /12) x 3 bulan				
		Rp				
WCI	=	Rp	1.987.079.835.644	+	0,044	TCI ^x
			12			
WCI	=	Rp	496.769.958.911	+	0,0111	TCI
FCI	=	Rp	104.285.126.944			
TCI	=	FCI + WCI				
		Rp				
TCI	=	Rp	104.285.126.944	+	496.769.958.911	+ 0,0111
		Rp			0,0111	TCI
0,9889 TCI	=	Rp	601.055.085.855			
		Rp				
TCI	=	Rp	601.055.085.855			
		Rp				
TCI	=	Rp	607.774.369.158			
		Rp				
WCI	=	496.769.958.911	+	0,0111	TCI , maka:	
		Rp				
WCI	=	496.769.958.911	+	Rp	6.719.283.303	
		Rp				
	=	503.489.242.215				
		Rp				
TPC	=	1.987.079.835.644	+	0,0442	TCI	
		Rp				
	=	1.987.079.835.644	+	Rp	26.877.133.214	



Pra Rencana Pabrik

“Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida”

$$= \text{Rp } 2.013.956.968.858$$

$$\begin{aligned} \text{FC} &= \text{Rp}30.019.767.999 + 0,04 \text{ TCI} \\ &= \text{Rp}30.019.767.999 + \text{Rp } 24.189.419.892 \\ &= \text{Rp}54.209.187.892 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{General expenses (GE)} &= \text{Rp}40.141.011.269 + 0,1 \text{ TPC} \\ &= \text{Rp } 40.141.011.269 + \text{Rp } 201.395.696.886 \\ &= \text{Rp } 241.536.708.155 \end{aligned}$$

Komposisi modal :

Fixed Capital Investment (FCI)	=	Rp	104.285.126.944
Modal sendiri (60% FCI)	=	Rp	62.571.076.166
Modal pinjaman (40% FCI)	=	Rp	41.714.050.777 +
Total modal	=	Rp	104.285.126.944

Tabel X-1. Biaya Total Produksi

Thn ke-	Kap.	Variable Cost VC, (Rp)	Semi Variable Cost*SVC,(Rp)	Fixed Cost FC, (Rp)	TPC (Rp)
1	60%	946.630.520.021	382.030.247.598	54.209.187.892	#####
2	80%	1262174026695	382.030.247.598	54.209.187.892	1611165575087
3	100%	1577717533368	382.030.247.598	54.209.187.892	2.013.956.968.858

*Semi Variable

$$\text{Cost} = \text{TPC} - \text{FC} - \text{VC}$$

B. Investasi Pabrik

Total Investasi Pabrik (FCI)	=	Rp	104.285.126.944
Modal Sendiri 60% FCI	=	Rp	62.571.076.166
Modal Bank 40% FCI	=	Rp	41.714.050.777

Tabel X-2 Modal Sendiri Pada Tahun Masa Konstruksi

Modal Sendiri 60% FCI	=	Rp	62.571.076.166
-----------------------	---	----	----------------



Pra Rencana Pabrik

“Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida”

% Inflasi = 6%

Thn	Modal	Jumlah	Inflasi	Total
ke-	(%)	(Modal sendiri x % modal)	(Jumlah x % Inflasi)	(Jumlah + Inflasi)
-2	60%	Rp 37.542.645.700	-	37542645700
-1	40%	Rp 25.028.430.466	1.501.705.827,99	26530136294
0		-	3.754.264.569,97	Rp 3.754.264.570
Total Modal Sendiri				67827046564

Tabel X-3 Modal Pinjaman Pada Tahun Masa Konstruksi

Modal Pinjaman 40% FCI = Rp 41.714.050.777
 % Bunga = 9,95%

Thn	Modal	Jumlah	Bunga	Total
ke-	(%)	(Modal pinjaman x % modal)	(Jumlah x % Bunga)	(Jumlah + Bunga)
-2	60%	Rp 25.028.430.466	-	25028430466
-1	40%	Rp 16.685.620.311	Rp 1.660.219.221	18345839532
			Rp 4.150.548.052	Rp 4.150.548.052
Total Modal Pinjaman				47.524.818.051

IX.5 Laju Pengembalian modal, IRR (*Internal rate of Return*)

Untuk memperoleh harga i yaitu laju pengembalian total investasi akhir masa konstruksi harus dipenuhi

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} = \text{Total investasi pada akhir masa konstruksi}$$

Total modal investasi pada akhir masa konstruksi = Rp 840.126.490.586

Dengan cara trial and error seperti Tabel 9, akan diperoleh harga :
 Tabel IX.2. Internal Rate of Return

Thn	Cash flow	trial i disc fac	Present Value
	Rp 840.126.490.586		0,275036681
TCI	Rp 177.485.306.506	0,784	Rp 139.200.157.305



Pra Rencana Pabrik

“Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida”

2	Rp 234.061.980.785	0,615	Rp 143.974.479.890
3	Rp 290.638.655.064	0,482	Rp 140.212.049.864
4	Rp 290.638.655.064	0,378	Rp 109.967.071.536
5	Rp 290.638.655.064	0,297	Rp 86.246.202.334
6	Rp 290.638.655.064	0,233	Rp 67.642.134.260
7	Rp 290.638.655.064	0,183	Rp 53.051.128.090
8	Rp 290.638.655.064	0,143	Rp 41.607.530.903
9	Rp 290.638.655.064	0,112	Rp 32.632.418.766
10	Rp 290.638.655.064	0,088	Rp 25.593.317.638
<i>total</i>			Rp 840.126.490.586

Sehingga dari trial yang dilakukan, didapatkan i yang merupakan laju pengembalian total investasi akhir masa konstruksi sebesar = 27,50%

IX.6 Laju Investasi Return on Investment

(ROI)

Laba kotor		Rp		
rata-rata	=	349.791.757.026		
Laba bersih		Rp		
rata-rata	=	262.343.817.770		
Total		Rp		
investasi	=	840.126.490.586		
ROI				
sebelum		Rp		
pajak	=	349.791.757.026	x	100%
		Rp		
		840.126.490.586		
	=	42%		
ROI				
sesudah		Rp	x	100%
pajak	=	262.343.817.770		



Pra Rencana Pabrik

“Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida”

$$= \frac{840.126.490.586}{31\%}$$

IX.7 Lama Pengembalian modal,PBP (*Pay Back Period*)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal maka dihitung akumulasi modal sbb :

Tabel IX.3. Pay Back Periode (PBP)

Thn	Cash Flow	Cummulative Cash Flow
FCI	Rp 104.285.126.944	
1	Rp 177.485.306.506	Rp 177.485.306.506
2	Rp 234.061.980.785	Rp 411.547.287.290
3	Rp 290.638.655.064	Rp 702.185.942.354
4	Rp 290.638.655.064	Rp 992.824.597.418
5	Rp 290.638.655.064	Rp 1.283.463.252.481
6	Rp 290.638.655.064	Rp 1.574.101.907.545
7	Rp 290.638.655.064	Rp 1.864.740.562.608
8	Rp 290.638.655.064	Rp 2.155.379.217.672
9	Rp 290.638.655.064	Rp 2.446.017.872.736
10	Rp 290.638.655.064	Rp 2.736.656.527.799

Berdasarkan cummulative cash flow, angka total modal investasi terakhir berada di tahun ke -2 dan ke - 3. Sehingga :

$$= \left(\frac{\text{Rp } 104.285.126.944 - \text{Rp } 177.485.306.506}{\text{Rp } 234.061.980.785} \right) * 12$$

$$= -3,753 \text{ bulan}$$

total investasi dapat dicapai pada = 2 tahun 1 bulan

IX.8 Break Event Point (BEP)

Break Even point (BEP) merupakan suatu titik dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan atau total pendapatan, dengan kata lain pabrik tidak mengalami kerugian maupun keuntungan.



Pra Rencana Pabrik

“Pabrik Epiklorohidrin dari Diklorohidrin dan Natrium Hidroksida”

A. Biaya tetap (FC)	Rp 54.613.581.129
B. Biaya variabel (VC)	Rp 390.612.819.049
C. Biaya semi variabel (SVC)	Rp 422.785.881.225
D. Total penjualan (S)	Rp 1.217.039.947.200

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + 0.3 \text{ SVC}}{\text{S} - \text{VC} - 0.7 \text{ SVC}}$$

$$= 34,20\%$$

Kapasitas %	Biaya Produksi (TPC)	Biaya Tetap (FC)	penjualan (S)
0	Rp 181.449.345.497	Rp 54.613.581.129	Rp -
100	Rp 868.012.281.403	Rp 54.613.581.129	Rp 1.217.039.947.200

