



LAMPIRAN A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Hasil perhitungan neraca massa prarancangan pabrik nitrobenzen menggunakan proses nitirasi benzen dan katalis asam sulfat dengan kapasitas 15.000 ton/tahun.

Perhitungan dilakukan dengan basis 100 kg/jam

Kapasitas produksi = 15.000 ton/tahun

Basis perhitungan = 1 jam operasi

1 tahun = 330 hari

1 hari = 24 jam

Satuan = kilogram (kg)

Kapasitas perjam $C_6H_5NO_2$ = $15.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$
= 1893,939 kg/jam

Konversi = 95,32%

Bahan baku

- C_6H_6 = 99,93%
- C_7H_8 = 0,02%
- HNO_3 = 50%
- H_2SO_4 = 50%
- H_2O = 50%
- $NaOH$ = 40%



Komposisi Produk

- 98% nitrobenzen ($C_6H_5NO_2$)

(US.Patent.2,773,911)

Berat molekul komponen (Perry's)

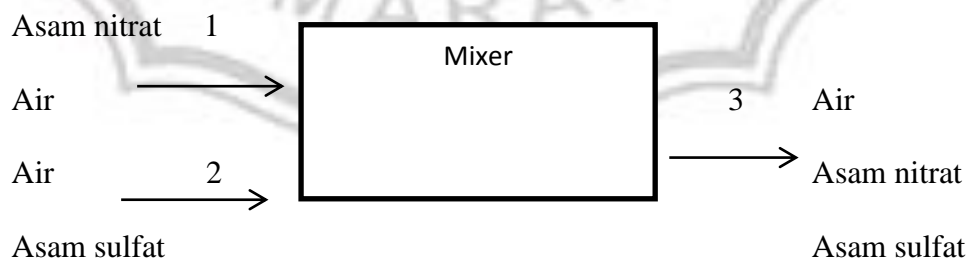
- C_6H_6 = 78 (kg/kmol)
- C_7H_8 = 92 (kg/kmol)
- HNO_3 = 63 (kg/kmol)
- H_2SO_4 = 98 (kg/kmol)
- H_2O = 18 (kg/kmol)
- $NaOH$ = 40 (kg/kmol)
- $NaNO_3$ = 85 (kg/kmol)
- Na_2SO_4 = 142 (kg/kmol)

Asam campuran mengandung 50% asam nitrat

(US.Patent.2,773,911)

Neraca massa Mixer

Fungsi: Untuk menghomogenkan larutan asam nitrat dan asam sulfat





Aliran Input Mixer

Arus 1

$$\begin{aligned}\text{HNO}_3 \text{ Input} &= 100 \text{ kmol/jam} \\ &= 6300 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{HNO}_3 + \text{H}_2\text{O} &= \frac{100}{50} \times 6300 \text{ kg/jam} \\ &= 12600 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O} &= 12600 \text{ kg/jam} - 6300 \text{ kg/jam} \\ &= 6300 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Arus 2

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ input} &= \frac{50}{100} \times 6300 \text{ kg/jam} \\ &= 3150 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{SO}_4 + \text{H}_2\text{O} &= \frac{100}{50} \times 3150 \text{ kg/jam} \\ &= 6300 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{O} &= 6300 \text{ kg/jam} - 3150 \text{ kg/jam} \\ &= 3150 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Aliran Output Mixer

Arus 3

$$\text{HNO}_3 \text{ output} = 6300 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ output} = 3150 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 9450 \text{ kg/jam}$$



Neraca Massa pada Reaktor

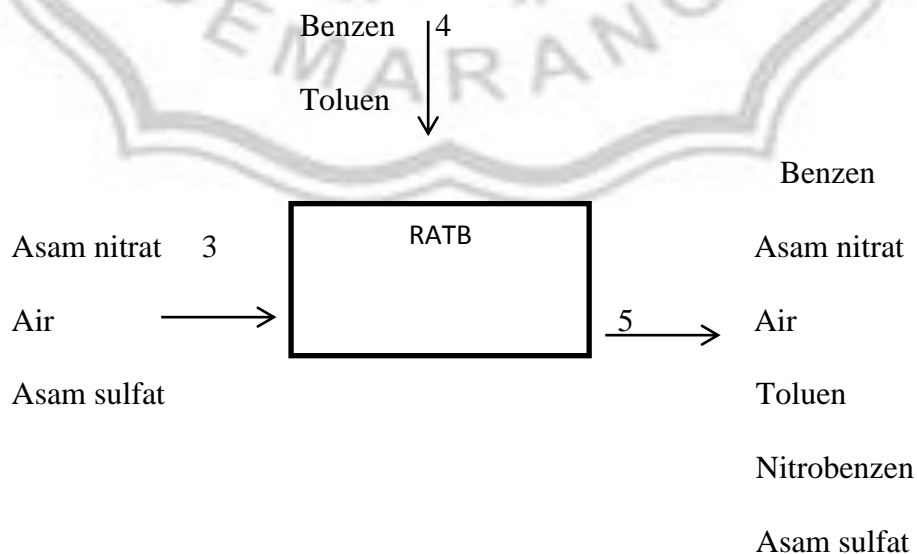
Komponen	Input				Output	
	Arus 1		Arus 2		Arus 3	
	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam
HNO ₃	6300	100	-	-	6300	100
H ₂ SO ₄	-	-	3150	32	3150	32
H ₂ O	6300	350	3150	175	9450	525
TOTAL	12600	450	6300	207	18900	657
			18900		18900	

2. Neraca Massa Reaktor

Tugas : Mereaksikan Benzen (C₆H₆) dan asam campuran (HNO₃ & H₂SO₄) menjadi Nitrobenzen dan H₂O

Perbandingan molar benzen dan asam nitrat 1,05 : 1

(US.Patent.2,773,911)





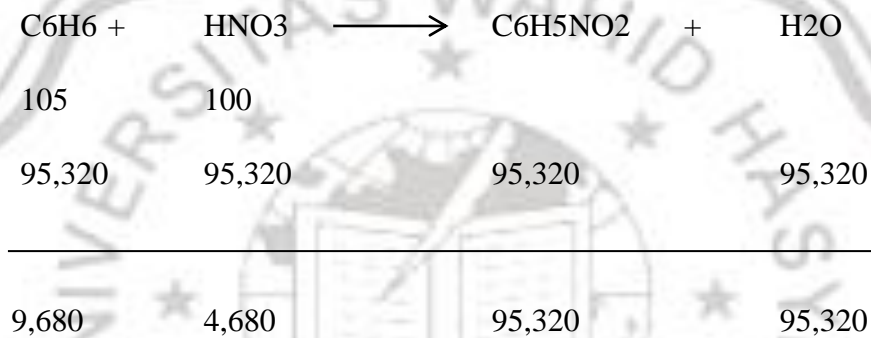
Aliran Input Reaktor

Arus 3

$$\text{HNO}_3 \text{ output} = 6300 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ output} = 3150 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 9450 \text{ kg/jam}$$



Arus 4

$$\begin{aligned} \text{Benzen yang dibutuhkan (C}_6\text{H}_6) &= 105 \text{ kmol/jam} \times 78 \text{ kg/kmol} \\ &= 8190 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Air yang terikut (H}_2\text{O)} &= \frac{0,05\%}{99,93\%} \times 8190 \text{ kg/jam} \\ &= 4,098 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Toluen} &= \frac{0,02\%}{99,93\%} \times 8190 \text{ kg/jam} \\ &= 1,639 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Output Reaktor

Arus 5



HNO ₃	= 4,680 kmol/jam x 63 kg/kmol
	= 294,840 kg/jam
H ₂ SO ₄	= 3150 kg/jam
C ₆ H ₆	= 9,680 kmol/jam x 78 kg/kmol
	= 755,040 kg/jam
C ₆ H ₅ NO ₂	= 95,320 kmol/jam x 123 kg/kmol
	= 11724,360 kg/jam
H ₂ O	= 95,320 kmol/jam x 18 kg/kmol
	= 1715,760 kg/jam
H ₂ O campuran	= 1715,760 kg/jam + 4,098 kg/jam + 9450 kg/jam
	= 11169,858 kg/jam
C ₇ H ₈	= 1,639 kg/jam

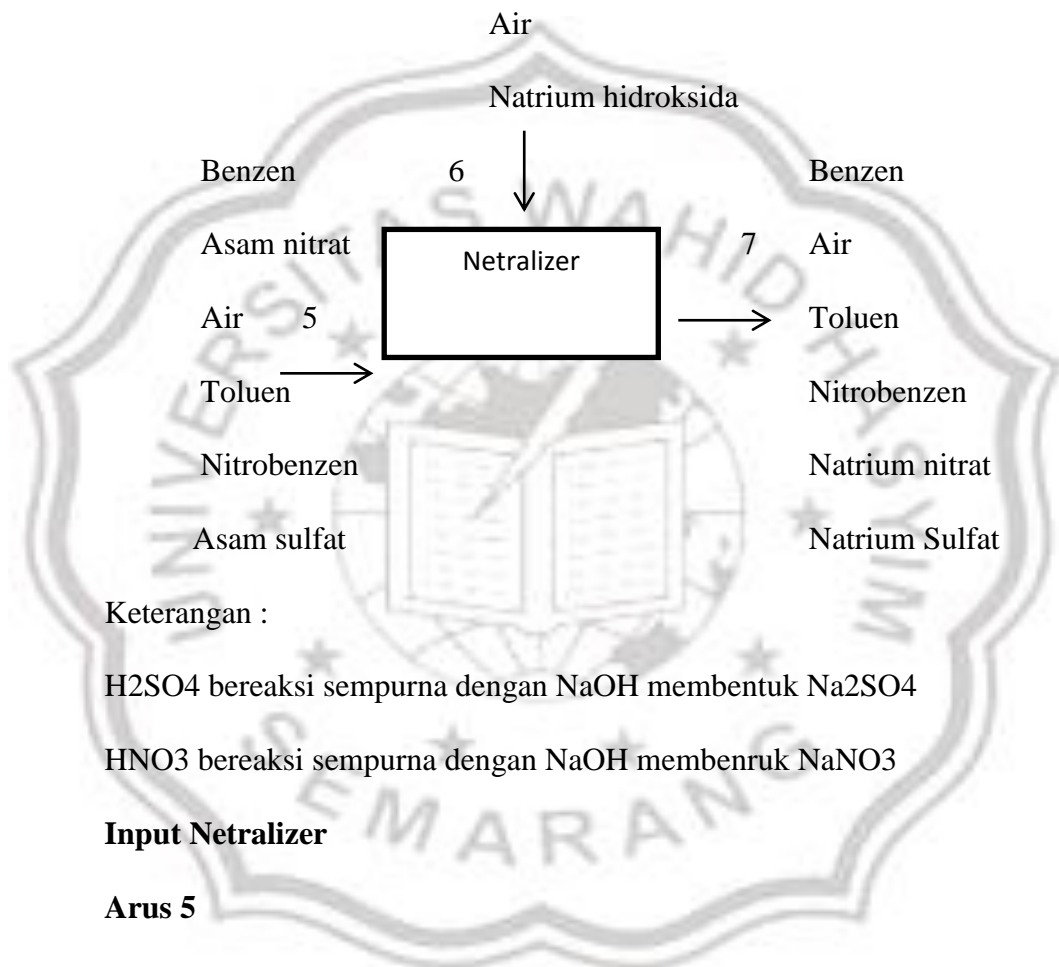
Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input				Output	
	Arus 3		Arus 4		Arus 5	
	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam
HNO ₃	6300	100	-	-	294,840	4,680
H ₂ SO ₄	3150	32	-	-	3150	32
C ₆ H ₆			8190	105	755,040	9,680
C ₇ H ₈			1,639	0,018	1,639	0,018
C ₆ H ₅ NO ₂			-	-	11724,360	95,320
H ₂ O	9450	525	4,098	0,228	11169,858	620,548
TOTAL	18900	657	8195,737	105,246	27095,737	762,246
			27095,737		27095,737	



1. Netralizer

Fungsi : tempat menetralkan asam sulfat dan asam nitrat dengan bantuan natrium hidroksida menjadi natrium sulfat dan natrium nitrat.



Keterangan :

H_2SO_4 bereaksi sempurna dengan NaOH membentuk Na_2SO_4

HNO_3 bereaksi sempurna dengan NaOH membentuk NaNO_3

Input Netralizer

Arus 5

$$\begin{aligned}\text{HNO}_3 &= 4,680 \text{ kmol/jam} \times 63 \text{ kg/kmol} \\ &= 294,840 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 3150 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}\text{C}_6\text{H}_6 &= 9,680 \text{ kmol/jam} \times 78 \text{ kg/kmol} \\ &= 755,040 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$



$$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2 = 95,320 \text{ kmol/jam} \times 123 \text{ kg/kmol}$$

$$= 11724,360 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 93,320 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kg/kmol}$$

$$= 1715,760 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O campuran} = 1715,760 \text{ kg/jam} + 4,098 \text{ kg/jam} +$$

$$9450 \text{ kg/jam}$$

$$= 11169,858 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_7\text{H}_8 = 1,639 \text{ kg/jam}$$

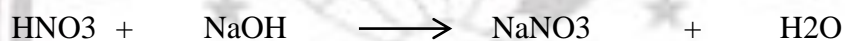
Reaksi 1 :



$$32,143 \quad 64,286$$

$$32,143 \quad 64,286 \quad 32,143 \quad 64,286$$

Reaksi 2 :



$$4,680 \quad 4,680$$

$$4,680 \quad 4,680 \quad 4,680 \quad 4,680$$

Arus 6

$$\text{NaOH yang dibutuhkan} = \text{mol NaOH reaksi 1} + \text{mol NaOH reaksi 2}$$

$$= 64,286 \text{ kmol/jam} + 4,680 \text{ kmol/jam}$$

$$= 68,966 \text{ kmol/jam}$$

$$= 2758,629 \text{ kg/jam}$$



$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O} &= \frac{60}{40} \times 2758,629 \text{ kg/jam} \\ &= 4137,943 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Output Netralizer

Arus 7

$$\begin{aligned} \text{Na}_2\text{SO}_4 \text{ yang terbentuk} &= 32,143 \text{ kmol/jam} \times 142 \text{ kg/kmol} \\ &= 4564,286 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{NaNO}_3 \text{ yang terbentuk} &= 4,680 \text{ kmol/jam} \times 85 \text{ kg/kmol} \\ &= 397,800 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O yang terbentuk di reaksi} &= 64,286 \text{ kmol/jam} + 4,680 \text{ kmol/jam} \\ &= 68,966 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kg/kmol} \\ &= 1241,383 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

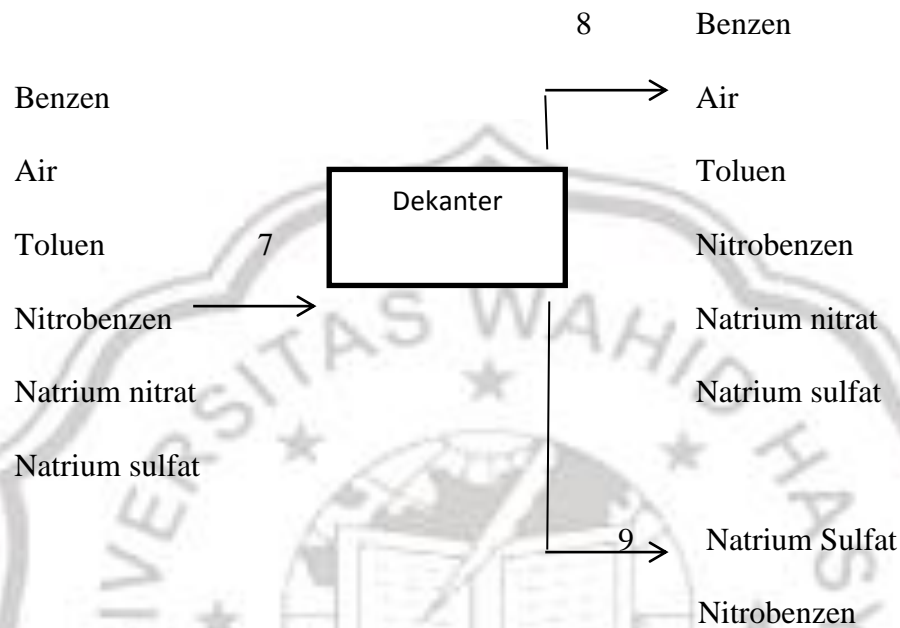
$$\begin{aligned} \text{H}_2\text{O campuran} &= 1241,383 \text{ kg/jam} + 4137,943 \text{ kg/jam} + \\ &11169,858 \text{ kg/jam} \\ &= 16549,184 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca Massa pada Netralizer

Komponen	Input				Output	
	Arus 5		Arus 6		Arus 7	
	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam
HNO ₃	294,840	4,680	-	-	-	-
H ₂ SO ₄	3150	32	-	-	-	-
C ₆ H ₆	755,040	9,680	-	-	755,040	9,680
C ₇ H ₈	1,639	0,018	-	-	1,639	0,018
C ₆ H ₅ NO ₂	11724,360	95,320	-	-	11724,360	919,399
H ₂ O	11169,858	620,548	4137,943	229,886	16549,184	95,320
NaOH	-	-	2758,629	68,966	-	-
NaNO ₃	-	-	-	-	397,800	4,680
Na ₂ SO ₄	-	-	-	-	4564,286	32,143
TOTAL	27095,737	762,246	6896,571	298,851	33992,308	1061,240



2. Decanter



Persamaan Neraca Massa

$$\text{Massa Masuk} = \text{Massa Keluar}$$

$$\text{Arus (7)} = \text{Arus (8)} + \text{Arus (9)}$$

Pemisahan di decanter ini berdasarkan kelarutan nitrobenzen, natrium nitrat dan natrium sulfat dalam air pada suhu (30 C)

Data Kelarutan :

- Kelarutan Nitrobenzen dalam air (30 C) : 2,060 g/1000 g air
- Kelarutan Air dalam Nitrobenzen (30°C) : 0,194 g/100 g air
- Kelarutan Natrium Nitrat dalam air (30C) : 94,90 g/100 g air
- Kelarutan Natrium Sulfat dalam air (30 C) : 40,80 g/100 g air



Berdasarkan data densitas di atas maka ditentukan batas dari fraksi ringan adalah air dimana komponen yang terlarut dengan air akan berada pada fase ringan, komponen yang memiliki densitas besar akan menjadi fase berat.

Input Decanter

Arus 7

Na ₂ SO ₄	= 32,143 kmol/jam x 142 kg/kmol = 4564,286 kg/jam
NaNO ₃	= 4,680 kmol/jam x 85 kg/kmol = 397,800 kg/jam
H ₂ O	= 64,286 kmol/jam + 4,680 kmol/jam = 68,966 kmol/jam x 18 kg/kmol = 1241,383 kg/jam
H ₂ O campuran	= 1241,383 kg/jam + 4137,943 kg/jam + 11169,858 kg/jam = 16549,184 kg/jam
C ₆ H ₆	= 9,680 kmol/jam x 78 kg/kmol = 755,040 kg/jam
C ₇ H ₈	= 1,639 kg/jam
C ₆ H ₅ NO ₂	= 95,320 kmol/jam x 123 kg/kmol = 11724,360 kg/jam



Arus 8

Aliran 8 merupakan aliran keluaran fase ringan.

$$\begin{aligned}\text{Benzen C}_6\text{H}_6 &= 9,680 \text{ kmol/jam} \times 78 \text{ kg/kmol} \\ &= 755,040 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\text{Toluen C}_7\text{H}_8 = 1,639 \text{ kg/jam}$$

Nitrobenzen yang larut dalam air

$$\begin{aligned}&= 2,06/1000 \times 16549,184 \text{ kg/jam} \\ &= 34,091 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Nitrobenzen sisa

$$\begin{aligned}11724,360 \text{ kg/jam} - 34,091 \text{ kg/jam} \\ &= 11690,269 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Air yang larut dalam Nitrobenzen

$$\begin{aligned}0,194 \text{ g}/100 \text{ g} \times 11690,269 \text{ kg/jam} \\ &= 22,679 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Air Sisa

$$\begin{aligned}16549,184 \text{ kg/jam} - 22,679 \text{ kg/jam} \\ &= 16526,505 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Natrium nitrat yang larut dalam air

$$= 94,9/100 \times 16526,505 \text{ kg/jam}$$

$$= 15683,653 \text{ kg/jam}$$



Natrium Nitrat Sisa = Massa Natrium Nitrat - Massa Natrium Nitrat
dalam fase ringan

$$= 397,800 \text{ kg/jam} - 15683,653 \text{ kg/jam}$$

$$= -15285,853 \text{ kg/jam}$$

Natrium sulfat yang larut dalam air

$$= 40,8/100 \times 16526,505 \text{ kg/jam}$$

$$= 6742,814 \text{ kg/jam}$$

Natrium Sulfat Sisa = Massa nat. Sulfat - Massa nat. sulfat fase ringan

$$= 4564,286 \text{ kg/jam} - 6742,814 \text{ kg/jam}$$

$$= -2178,529 \text{ kg/jam}$$

Dari hasil tersebut Natrium Nitrat dan Natrium Sulfat memiliki kelarutan yang lebih besar dibandingkan Natrium sulfat dan Natrium Nitrat yang masuk ke decanter sehingga tidak ada Natrium Nitrat dan Natrium Sulfat yang berada difase berat.

Arus 9

Arus 9 merupakan keluaran fase berat decanter

Air = Massa Air – Massa Air dalam fase ringan

$$= 16549,184 \text{ kg/jam} - 16526,505 \text{ kg/jam}$$

$$= 22,679 \text{ kg/jam}$$



$$\begin{aligned} \text{Nitrobenzen} &= \text{Massa nitrobenzen} - \text{Massa nitrobenzen dalam} \\ &\text{fase ringan} \\ &= 11724,360 \text{ kg/jam} - 34,091 \text{ kg/jam} \\ &= 11690,269 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Neraca Massa pada Decanter

Komponen	Input		Output			
	7(kg/jam)	Kmol/jam	8(kg/jam)	Kmol/jam	9(kg/jam)	Kmol/jam
C6H6	755,040	9,680	755,040	9,680	-	-
H2O	16549,184	919,399	16526,505	918,139	22,679	1,260
C7H8	1,639	0,018	1,639	0,018	-	-
C6H5NO2	11724,360	95,320	34,091	0,277	11690,269	95,043
Na2SO4	4564,286	32,143	4564,286	32,143	-	-
NaNO3	397,800	4,680	397,800	4,680	-	-
TOTAL	33992,308	1061,240	22279,361	964,937	11712,948	96,303
	33992,308			33992,308		

Perhitungan Faktor pengali :

$$\text{Operasi pabrik} = 330 \text{ hari/tahun}$$

$$\text{Kapasitas produksi} = 15.000 \text{ ton/tahun}$$

$$15.000 \text{ ton/tahun} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}}$$

$$= 1893,939 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Fator pengali} = \frac{\text{kapasitas produksi}}{\text{produk pada basis}}$$



$$= \frac{1893,939 \text{ kg/jam}}{11712,948 \text{ kg/jam}}$$

$$= 0,162 \text{ kg/jam}$$

Neraca Massa setelah dikalikan Faktor pengali

1. Neraca Massa pada Mixer

Komponen	Input				Output	
	Arus 1		Arus 2		Arus 3	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
HNO ₃	1020,6	16,2	-	-	1020,6	16,2
H ₂ SO ₄	-	-	510,3	5,088	510,3	5,184
H ₂ O	1020,6	56,7	510,3	27,825	1530,9	85,05
	2041,2	72,9	1020,6	32,913	3061,8	106,434
TOTAL		3061,8			3061,8	

2. Neraca Massa pada Reaktor

Komponen	Input				Output	
	Arus 3		Arus 4		Arus 5	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
HNO ₃	1020,6	16,2	-	-	47,764	0,758
H ₂ SO ₄	510,3	5,184	-	-	510,3	5,184
C ₆ H ₆	-	-	1326,78	17,01	122,316	1,568
C ₇ H ₈	-	-	0,266	0,003	0,266	0,003
C ₆ H ₅ NO ₂	-	-	-	-	1899,346	15,442
H ₂ O	1530,9	85,05	0,652	0,037	1809,517	100,529
	3061,8	106,434	1327,709	17,050	4389,509	123,484
Total		4389,509			4389,509	



3. Neraca Massa pada Netralizer

Komponen	Input				Output	
	Arus 5		Arus 6		Arus 7	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
HNO ₃	47,764	0,758	-	-	-	-
H ₂ SO ₄	510,3	5,184	-	-	-	-
C ₆ H ₆	122,316	1,568	-	-	122,316	1,568
C ₇ H ₈	0,266	0,003	-	-	0,266	0,003
H ₂ O	1809,517	100,529	670,347	37,242	2680,968	15,442
C ₆ H ₅ NO ₂	1899,346	15,442	-	-	279,346	148,943
Na ₂ SO ₄	-	-	-	-	739,414	5,207
NaNO ₃	-	-	-	-	64,444	0,758
NaOH	-	-	446,898	11,172	-	-
	4389,509	123,484	1117,244	48,414	5506,754	171,921
Total		5506,754			5506,754	

4. Neraca Massa pada Decanter

Komponen	Input				Output	
	Arus 7		Arus 8		Arus 9	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
C ₆ H ₆	122,316	1,568	122,316	1,568	-	-
C ₇ H ₈	0,266	0,003	0,266	0,003	-	-
H ₂ O	2680,968	15,442	2677,294	148,739	3,674	0,204
C ₆ H ₅ NO ₂	279,346	148,943	5,523	0,045	1893,824	15,397
Na ₂ SO ₄	739,414	5,207	739,414	5,207	-	-
NaNO ₃	64,444	0,758	64,444	0,758	-	-
			3609,257	156,319	4486,471	15,601
	5506,754	171,921				
Total					5506,754	
	5506,754					



LAMPIRAN B

NERACA PANAS

Basis Perhitungan : 1 jam operasi

Satuan : Kj/Jam

Suhu Referensi : 25 °C (298,15 K)

Kapasitas Produksi : 15.000 Ton/Tahun

: 2083,333 Kg/Jam

Tabel B1. Nilai Tetapan Masing – Masing Komponen dalam Fase Liquid

Komponen	A	B	C	D
HNO ₃	214,478	-7,68E-01	1,50E-03	-3,02E-07
H ₂ SO ₄	26,004	7,03E-01	-1,39E-03	1,03E-06
H ₂ O	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
C ₆ H ₆	-31,662	1,30E+00	-3,61E-03	3,82E-06
C ₇ H ₈	83,703	5,17E-01	-1,49E-03	1,97E-06
C ₆ H ₅ NO ₂	51,773	9,13E-01	-2,11E-03	2,01E-06
NaOH	87,639	-4,84E-04	-4,45E-06	1,19E-09
Na ₂ SO ₄	233,515	-9,53E-03	-3,47E-05	1,16E-08

(Carl L. Yaws, 1999)

$$C_p = (A(T - T_{ref})) + ((B/2)(T^2 - T_{ref}^2)) + ((C/3)(T^3 - T_{ref}^3)) + ((D/4)(T^4 - T_{ref}^4))$$

Keterangan :

C_p : Kapasitas Panas (Kj/Kmol K)



A,B,C,D : Tetapan

T : Suhu (K)

Tabel B2. Nilai Elemen Atom

Elemen Atom	ΔE
O	13,420
N	18,740
Na	26,190

(Perry's 8th Edition, 1997)

Nilai C_p NaNO_3 dapat ditentukan sebagai berikut (Metode Kopp's):

$$C_p = \sum n \times N_i \times \Delta E$$

Keterangan:

C_p : Kapasitas Panas

n : Jumlah perbedaan elemen atom pada senyawa

N_i : Jumlah elemen atom i pada senyawa

ΔE : Nilai elemen atom

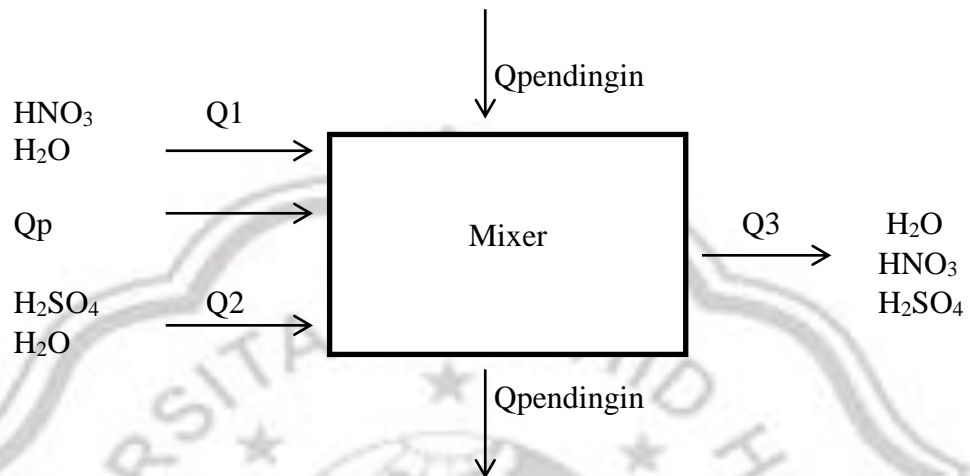
$$\begin{aligned} C_p \text{ NaNO}_3 &= (1 \times \Delta E \text{ Na}) + (1 \times \Delta E \text{ N}) + (3 \times \Delta E \text{ O}) \\ &= (1 \times 26,190) + (1 \times 18,740) + (3 \times 13,420) \\ &= (26,190) + (18,740) + (40,260) \\ &= 85,190 \text{ Kj/Kmol K} \end{aligned}$$



Menghitung Neraca Panas di Masing – Masing Alat

A. Neraca Panas di Mixer

Fungsi : Menghomogenkan larutan asam nitrat dan asam sulfat



Menghitung Q1

$$T = 30^{\circ}\text{C} \text{ (303,15 K)}$$

$$Q1 = m \cdot 298,15 \int^{303,15} C_p dT$$

Tabel B3. Panas Masuk Mixer (Q1)

Komponen	m (Kmol/jam)	$298,15 \int^{303,15} C_p dT$	Q1 (Kj/jam)
HNO ₃	16,518	554,004	9151,036
H ₂ O	57,812	377,486	21823,243
Total			30974,278

Menghitung Q2

$$T = 30^{\circ}\text{C} \text{ (303,15 K)}$$

$$Q2 = m \cdot 298,15 \int^{303,15} C_p dT$$



Tabel B4. Panas Masuk Mixer (Q2)

Komponen	m (Kmol/jam)	$298,15 \int^{303,15} C_p dT$	Q2 (Kj/jam)
H ₂ SO ₄	5,309	701,658	3725,102
H ₂ O	28,906	377,486	10911,6213
Total			14636,723

Menghitung panas pencampuran Qp pada T = 50 °C = 122 F

Persamaan yang digunakan :

$$Q_p = m \cdot H_{32}^0 F + m \cdot C_p \cdot dT$$

$$H_{32}^0 F = -56 \text{ Btu/lb} \times 1,05504 \text{ kj/Btu} \times 2,20462 \text{ lb/kg} = 130,254 \text{ kj/Kg}$$

$$C_p = 0,44 \text{ Btu/lb} \cdot F \times 1,05504 \text{ kj/Btu} \times 2,20462 \text{ lb/kg} = 1,023 \text{ kj/kg} \cdot F$$

(Groggin hal 86)

$$Q_p = (1560,912 \text{ kg} \times 130,254 \text{ kj/kg}) + (1560,912 \text{ kg} \times 1,023 \text{ kj/kg} \cdot F \times (122-32 F))$$

$$= 203315,032 + 143713,168 \text{ kj}$$

$$= 347028,2 \text{ kj/jam}$$

Menghitung Q3:

$$T = 50 \text{ }^\circ\text{C} (323,15 \text{ K})$$

$$Q_3 = m \cdot 298,15 \int^{323,15} C_p dT$$

Tabel B5. Panas Keluar Mixer (Q3)

Komponen	m (Kmol/jam)	$298,15 \int^{323,15} C_p dT$	Q3 (Kj/jam)
HNO ₃	16,518	2787,245	46039,7064
H ₂ O	86,718	1883,020	163291,737
H ₂ SO ₄	5,309	3544,321	18816,8006
Total			228148,244



Menghitung Q pendingin :

$$\begin{aligned} Q \text{ pendingin masuk} &= m \cdot 298,15 \int^{303,15} C_p dT \\ &= m \cdot 4,186 \text{ kJ/kg.K} \cdot (303 - 298) \\ &= 20,93 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ pendingin keluar} &= m \cdot 298,15 \int^{313,15} C_p dT \\ &= m \cdot 4,186 \text{ kJ/kg.K} \cdot (313 - 298) \\ &= 62,79 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan air pendingin (m)

Dari persamaan neraca panas :

$$Q_1 + Q_2 + Q_p + Q_{\text{pendingin}} = Q_3 + Q_{\text{pendingin}}$$

$$30974,278 + 14636,723 + 347028,2 + 20,93 \text{ m} = 228148,244 + 62,79 \text{ m}$$

$$392639,201 - 228148,244 = 41,86 \text{ m}$$

$$\text{m} = 3929,550 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{pendingin masuk}} &= 20,93 \times 3929,550 \\ &= 82245,482 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{pendingin keluar}} &= 62,79 \times 3929,550 \\ &= 246736,444 \text{ kg} \end{aligned}$$

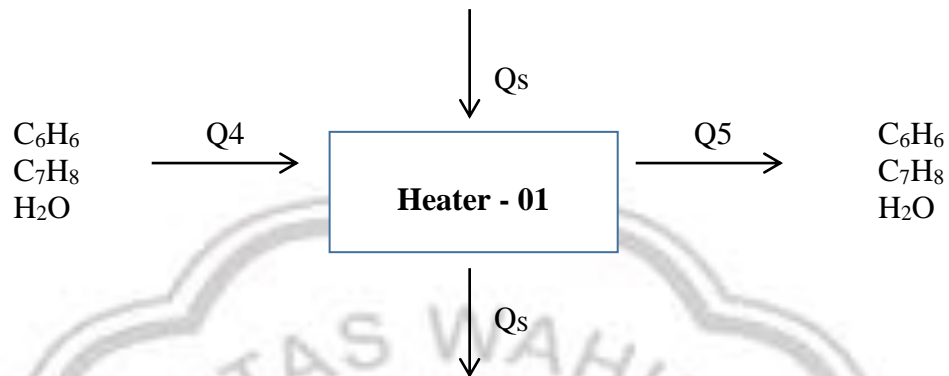
Tabel B6. Neraca Panas Mixer

Komponen	Input				Output	
	Q1	Q2	Qp	Qpendingin	Q3	Qpendingin
HNO ₃	9151,036				9151,036	
H ₂ SO ₄		3725,102	347028,2	82245,482	3725,102	246736,444
H ₂ O	21823,243	10911,621			32734,864	
	30974,278	14636,723				
Total			474884,683		474884,683	



B. Neraca Panas Heater – 01

Fungsi : Memanaskan benzene dari tangki penyimpanan hingga mencapai suhu 50°C sebelum masuk reaktor.



Menghitung Q4:

$$T = 30\text{ }^{\circ}\text{C} (303,15\text{ K})$$

$$Q4 = m \cdot \int_{298,15}^{303,15} C_p dT$$

Tabel B10. Panas Masuk Heater – 01 (Q4)

Komponen	m (kmol/jam)	$\int_{298,15}^{323,15} C_p dT$	Q4 (kj/jam)
C ₆ H ₆	17,343	691,468	11992,449
C ₇ H ₈	0,003	789,349	2,322
H ₂ O	0,038	377,486	14,195
TOTAL			12008,967

Menghitung Q5:

$$T = 50\text{ }^{\circ}\text{C} (323,15\text{ K})$$

$$Q5 = m \cdot \int_{298,15}^{303,15} C_p dT$$



Tabel B11. Panas Keluar Heater – 02 (Q5)

Komponen	m (kmol/jam)	$298,15^{323,15} C_p dT$	Q5 (kj/jam)
C ₆ H ₆	17,343	3499,984	60701,825
C ₇ H ₈	0,003	3986,702	11,732
H ₂ O	0,038	1883,020	70,809
TOTAL			60784,366

Menghitung Q steam:

$$\begin{aligned} Q \text{ steam} &= Q5 - Q4 \\ &= 60784,366 - 12008,967 \text{ kj/jam} \\ &= 48775,3997 \text{ kj/jam} \end{aligned}$$

Diketahui :

$$\begin{aligned} T &= 100 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ H_v &= 2790,900 \text{ kj/kg} \\ H_I &= 852,400 \text{ kj/kg} \end{aligned}$$

Steam yang diinputkan:

Jumlah steam yang dibutuhkan untuk heater – 02

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q \text{ steam}}{H_v - H_I} \\ m &= \frac{48775,3997 \text{ kj/jam}}{2790,900 - 852,400 \text{ kj/kg}} \end{aligned}$$

$$m = 25,161 \text{ kg/jam}$$

Panas sensible steam masuk

$$\begin{aligned} Q \text{ steam in} &= m \times H_v \\ &= 25,161 \text{ kg/jam} \times 2790,900 \text{ kj/kg} \end{aligned}$$



$$= 70222,988 \text{ kJ/jam}$$

Panas sensible steam keluar

$$Q_{\text{steam out}} = m \times HI$$

$$= 25,161 \text{ kg/jam} \times 852,400 \text{ kJ/kg}$$

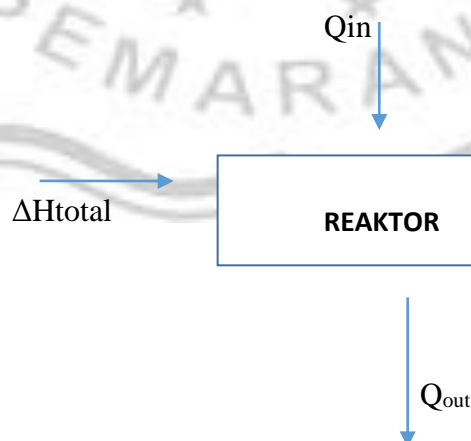
$$= 21447,589 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B12. Neraca Panas Heater -01

Komponen	input	Output
	Q4	Q5
C ₆ H ₆	11992,449	60701,825
C ₇ H ₈	2,323	11,732
H ₂ O	14,195	70,809
Qs	70222,988	21447,589
TOTAL	82231,955	82231,955

C. Neraca Panas Reaktor

Fungsi : Mereaksikan benzene dan asam campuran untuk menghasilkan produk nitrobenzen



Kondisi Operasi:

$$T = 50 \text{ }^{\circ}\text{C} (323,15 \text{ K})$$



$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} (298,15 \text{ K})$$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Menghitung Q6:

$$T = 50^{\circ}\text{C} (323,15 \text{ K})$$

$$Q6 = m \cdot \int_{298,15}^{323,15} C_p dT$$

Tabel B13. Panas Masuk Reaktor (Q6)

Komponen	m (kmol/jam)	$\int_{298,15}^{323,15} C_p dT$	Q6 (kJ/jam)
HNO ₃	16,518	2787,245	46039,7064
H ₂ SO ₄	5,309	3544,321	18816,8006
H ₂ O	86,718	1883,020	163291,737
TOTAL			228148,244

Menghitung Q7:

$$T = 50^{\circ}\text{C} (323,15 \text{ K})$$

$$Q7 = m \cdot \int_{298,15}^{303,15} C_p dT$$

Tabel B14. Panas Keluar Reaktor (Q7)

Komponen	m (kmol/jam)	$\int_{298,15}^{303,15} C_p dT$	Q7 (kJ/jam)
C ₆ H ₆	17,343	3499,984	60701,825
C ₇ H ₈	0,003	3986,702	11,732
H ₂ O	0,038	1883,020	70,809
TOTAL			60784,366



Menghitung Panas Reaksi (Qr)

Data ΔH°_f 298 (kj/kmol):

Komponen	ΔH°_f 298 (kj/kmol)
C ₆ H ₆ (l)	48686
HNO ₃ (l)	-174100
H ₂ SO ₄ (l)	-813989
H ₂ O (l)	-285830
C ₆ H ₅ NO ₂ (l)	12500

Panas yang dihasilkan oleh reaksi pada T 50 °C

	C ₆ H ₆	+	HNO ₃	→	C ₆ H ₅ NO ₂	+	H ₂ O
mula2	17,325		16,5				
reaksi	15,7278		15,7278		15,7278		15,7278
sis	1,5972		0,7722		15,7278		15,7278

$$\begin{aligned}\Delta H_{298} &= (m \cdot \sum \Delta H_f \text{ produk} - m \cdot \sum \Delta H_f \text{ reaktan}) \\ &= \{(15,7278)(12.500) + (15,7278)(-285.830)\} - \{(15,728)(48.686) \\ &\quad + (15,728)(-174.100)\} \\ &= -4298879,574 - (-1972493,298) \\ &= -2326386,276 \text{ kj/jam}\end{aligned}$$

Menghitung panas keluar reaktor:

$$T = 50 \text{ }^{\circ}\text{C} (323,15 \text{ K})$$

$$Q_8 = m \cdot \int_{298,15}^{323,15} C_p dT$$



Tabel B19. Panas Keluar Reaktor (Q8)

Komponen	m (kmol/jam)	$298,15 \int^{323,15} C_p dT$	Q8 (kJ/jam)
C ₆ H ₆	1,599	3499,984	5596,130
C ₇ H ₈	0,003	3986,702	11,732
HNO ₃	0,773	2787,245	2154,604
H ₂ SO ₄	5,309	3544,321	18817,588
H ₂ O	102,499	1883,020	193008,539
C ₆ H ₅ NO ₂	15,745	4798,653	75552,661
TOTAL			295141,255

Menghitung air pendingin:

$$T \text{ masuk } (T_1) = 30^\circ\text{C} (303,15 \text{ K})$$

$$T \text{ keluar } (T_2) = 40^\circ\text{C} (313,15 \text{ K})$$

$$T \text{ ref} = 25^\circ\text{C} (298,15 \text{ K})$$

$$C_p \text{ air} = 4,186 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\begin{aligned} \Delta H &= \Delta H_R + \Delta H_{298} + \Delta H_p \\ &= 288932,610 + (-2326386,276) + 295141,255 \text{ kJ/jam} \\ &= -1742312,411 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$Q = \Delta H = -1742312,411 \text{ kJ/jam}$$

Jumlah pendingin yang dibutuhkan:

$$m = \frac{Q_s}{C_p \text{ air} \times (T_2 - T_1)}$$

$$m = \frac{1742312,411 \text{ kJ/jam}}{4,186 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \cdot \text{K} \times (313,15 - 303,15) \text{ K}}$$

$$m = 41622,370 \text{ kg/jam}$$

Panas Pendingin masuk:

$$Q_w - \text{in} = m \times c_p \text{ air} \times (T_1 - T_{\text{ref}})$$



$$Q_w - in = 41622,370 \frac{kg}{jam} \times 4,186 \frac{kJ}{kg} \cdot K \times (303,15 - 298,15)K$$

$$Q_w - in = 871156,204 \text{ kJ/jam}$$

Panas Pendingin keluar:

$$Q_w - out = m \times c_p \text{ air} \times (T_2 - T_{ref})$$

$$Q_w - out = 41622,370 \frac{kg}{jam} \times 4,186 \frac{kJ}{kg} \cdot K \times (313,15 - 298,15)K$$

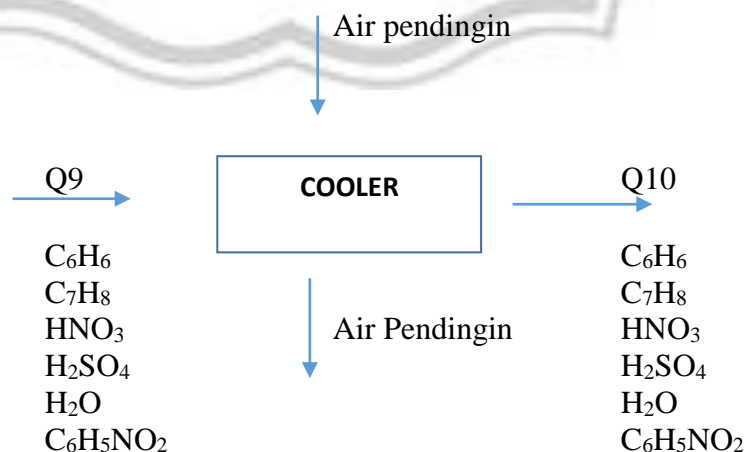
$$Q_w - out = 2613468,612 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B20. Neraca Panas Reaktor

Komponen	ΔH				Q_{w-in}	Q_{w-out}
	ΔH_{R1}	ΔH_{R2}	ΔH_{298}	ΔH_p		
C ₆ H ₆		60701,825		5596,130		
C ₇ H ₈		11,732		11,732		
HNO ₃	46039,706		-	2154,604	871156,204	2613468,612
H ₂ SO ₄	18816,801		2326386,276	18817,588		
H ₂ O	163291,737	70,809		193008,539		
C ₆ H ₅ NO ₂				75552,661		
TOTAL	228148,244	60784,366	2326386,276	295141,255	871156,204	2613468,612
		2613468,612				2613468,612

D. Neraca Panas di Cooler

Fungsi : Menurunkan suhu keluaran reaktor menjadi 30 °C





Kondisi Operasi:

$$T \text{ masuk} = 50 \text{ }^{\circ}\text{C} (323,15 \text{ K})$$

$$T \text{ keluar} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} (303,15 \text{ K})$$

$$T \text{ ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} (298,15 \text{ K})$$

Menghitung panas masuk cooler (Q9):

$$T = 50 \text{ }^{\circ}\text{C} (323,15 \text{ K})$$

$$Q9 = m \cdot 298,15 \int^{323,15} C_p dT$$

Tabel B21. Panas Masuk Cooler (Q9)

Komponen	m (kmol/jam)	$298,15 \int^{323,15} C_p dT$	Q9 (kJ/jam)
C ₆ H ₆	1,599	3499,984	5596,130
C ₇ H ₈	0,003	3986,702	11,732
HNO ₃	0,773	2787,245	2154,604
H ₂ SO ₄	5,309	3544,321	18817,588
H ₂ O	102,499	1883,020	193008,539
C ₆ H ₅ NO ₂	15,745	4798,653	75552,661
TOTAL			295141,255

Menghitung panas keluar cooler (Q10):

$$T = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} (303,15 \text{ K})$$

$$Q10 = m \cdot 298,15 \int^{303,15} C_p dT$$

Tabel B22. Panas Keluar Cooler (Q10)

komponen	m (kmol/jam)	$298,15 \int^{303,15} C_p dT$	Q10 (kJ/jam)
C ₆ H ₆	1,599	691,468	1105,590
C ₇ H ₈	0,003	789,349	2,323
HNO ₃	0,773	554,004	428,258
H ₂ SO ₄	5,309	701,658	3725,258
H ₂ O	102,499	377,486	38692,149
C ₆ H ₅ NO ₂	15,745	950,477	14964,845
TOTAL			58918,422

$$Q_{\text{serap}} = \text{jumlah } Q_{\text{in}} - \text{jumlah } Q_{\text{out}}$$



$$= 295141,255 - 58918,422 \text{ kj/jam}$$

$$= 236222,833 \text{ kj/jam}$$

Menghitung air pendingin:

$$C_p \text{ air} = 4,186 \text{ kj/kg.K}$$

$$T \text{ masuk (T1)} = 30 \text{ }^\circ\text{C (303,15 K)}$$

$$T \text{ keluar (T2)} = 40 \text{ }^\circ\text{C (313,15 K)}$$

$$T \text{ ref} = 25 \text{ }^\circ\text{C (298,15 K)}$$

Massa pendingin yang dibutuhkan:

$$m = \frac{Q_s}{C_p \text{ air} \times (T_2 - T_1)}$$

$$m = \frac{236222,833 \text{ kj/jam}}{4,186 \frac{\text{kj}}{\text{kg}} \cdot \text{K} \times (313,15 - 303,15) \text{ K}}$$

$$m = 5643,838 \text{ kg/jam}$$

Panas input air pendingin

$$Q_w - \text{in} = m \times C_p \text{ air} \times (T_1 - T_{\text{ref}})$$

$$= 5643,838 \text{ kg/jam} \times 4,186 \text{ kj/kg.K} \times (303,15 - 298,15) \text{ K}$$

$$= 118111,416 \text{ kj/jam}$$

Panas output air pendingin

$$Q_w - \text{out} = m \times C_p \text{ air} \times (T_{\text{out}} - T_{\text{ref}})$$

$$= 5643,838 \text{ kg/jam} \times 4,186 \text{ kj/kg.K} \times (313,15 - 298,15) \text{ K}$$

$$= 354334,249 \text{ kj/jam}$$



Tabel B23. Neraca Panas Cooler

Komponen	Q input (KJ)		Q output (KJ)	
	Q9	Q Pendingin	Q10	Q Pendingin
C ₆ H ₆	5596,130		1105,590	
C ₇ H ₈	11,732		2,323	
HNO ₃	2154,604		428,258	
H ₂ SO ₄	18817,588	118111,4163	3725,258	354334,2489
H ₂ O	193008,539		38692,149	
C ₆ H ₅ NO ₂	75552,661		14964,845	
TOTAL	295141,255	118111,4163	58918,422	354334,2489
	413252,671		413252,671	

E. Neraca Panas Neutralizer

Fungsi : Menetralkan asam sulfat dan asam nitrat dengan menambahkan natrium hidroksida menjadi natrium sulfat dan natrium nitrat.



Menghitung Panas Masuk Neutralizer (Q11)

$$T = 30^{\circ}\text{C} (303,15 \text{ K})$$

$$Q_{11} = m \cdot 298,15 \int^{303,15} C_p dT$$

Tabel B24. Panas Masuk Neutralizer (Q11)

Komponen	m (kmol/jam)	$298,15 \int^{303,15} C_p dT$	Q11 (kj/jam)
C ₆ H ₆	1,599	691,468	1105,590
C ₇ H ₈	0,003	789,349	2,323
HNO ₃	0,773	554,004	428,258
H ₂ SO ₄	5,309	701,658	3725,258
H ₂ O	102,499	377,486	38692,149
C ₆ H ₅ NO ₂	15,745	950,477	14964,845
TOTAL			58918,4219



Menghitung Panas Masuk Neutralizer (Q12)

$$T = 30^{\circ}\text{C} \text{ (303,15 K)}$$

$$Q_{12} = m \cdot 298,15 \int^{303,15} C_p dT$$

Tabel B25. Panas Masuk Neutralizer (Q12)

Komponen	m (kmol/jam)	$298,15 \int^{303,15} C_p dT$	Q12 (kj/jam)
NaOH	11,3914672	435,617	4962,31495
H ₂ O	37,9715574	377,486	14333,7458
TOTAL			19296,0608

Menghitung Panas Reaksi

Komponen	$\Delta H^{\circ}_f 298$ (kj/kmol)
NaOH	-101960
HNO ₃	-174100
H ₂ SO ₄	-813989
H ₂ O	-285830
Na ₂ SO ₄	-330500
NaNO ₃	-111710

Reaksi 1

	HNO ₃	+	NaOH	→	NaNO ₃	+	H ₂ O
mula2	0,772		0,772				
reaksi	0,772		0,772		0,772		0,772
sisa	0		0		0,772		0,772

$$\begin{aligned} \Delta H_{298} &= (m \cdot \sum \Delta H_f \text{ produk} - m \cdot \sum \Delta H_f \text{ reaktan}) \\ &= \{(0,772)(-285830) + (0,772)(-111710)\} - \{(0,772)(-101960) + \\ &\quad (0,772)(-174100)\} \end{aligned}$$



$$= (-306900,880) - (-213118,32)$$

$$= -93782,56 \text{ kJ/jam}$$

Reaksi 2

	H₂SO₄	+	2NaOH	→	Na₂SO₄	+	2H₂O
mula2	5,304		10,607				
reaksi	5,304		10,607		5,304		10,607
sisa	0		0		5,304		10,607

$$\Delta H_{298} = (m \cdot \sum \Delta H_f \text{ produk} - m \cdot \sum \Delta H_f \text{ reaktan})$$

$$= \{(10,607)(-285830) + (5,304)(-330500)\} - \{(10,607)(-101960) + (5,304)(-813989)\}$$

$$= (-306900,880) - (-213118,32)$$

$$= -4244904,65 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H = \Delta H_R + \Delta H_{298} + \Delta H_p$$

$$= 78214,483 + (-4338686,56) + 79776,091$$

$$= 114604,014 \text{ kJ/jam}$$

$$Q = \Delta H = 114604,014 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung panas keluar neutralizer (Q13)

$$T = 30 \text{ }^\circ\text{C} (303,15 \text{ K})$$

$$Q_{13} = m \cdot 298,15 \int^{303,15} C_p dT$$



Tabel B26. Panas Keluar Neutralizer (Q13)

Komponen	m (kmol/jam)	$298,15 \int^{303,15} Cp dT$	Q13 (kJ/jam)
C ₆ H ₆	1,599	691,468	1105,590
C ₇ H ₈	0,003	789,349	2,323
H ₂ O	151,862	377,486	57326,019
C ₆ H ₅ NO ₂	15,745	950,477	14964,845
NaNO ₃	0,773	425,950	329,269
Na ₂ SO ₄	5,309	1139,159	6048,046
TOTAL			79776,091

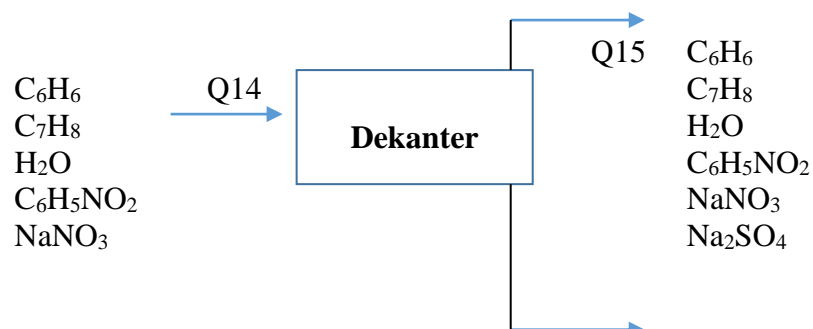
Menghitung Neraca Panas Neutralizer

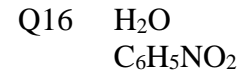
Tabel B27. Neraca Panas Neutralizer

Komponen	ΔH				Q
	ΔH_{R1}	ΔH_{R2}	$\Delta H_{298 \text{ total}}$	ΔH_p	
C ₆ H ₆	1105,590			1105,590	
C ₇ H ₈	2,323			2,323	
HNO ₃	428,258				
H ₂ SO ₄	3725,258				
H ₂ O	38692,149	14333,7458	-	57326,019	
C ₆ H ₅ NO ₂	14964,845		4338686,56	14964,845	114604,014
NaNO ₃				329,269	
Na ₂ SO ₄				6048,046	
NaOH		4962,31495			
TOTAL	58918,4219	19296,0608	4338686,56	79776,091	114604,014

F. Neraca Panas Dekanter

Fungsi : Memisahkan fase organik dan fase anorganik





Kondisi Operasi

$$T = 30\text{ }^\circ\text{C} (303,15\text{ K})$$

$$T_{\text{ref}} = 25\text{ }^\circ\text{C} (298,15\text{ K})$$

Menghitung Panas Masuk Dekanter:

$$T = 30\text{ }^\circ\text{C} (303,15\text{ K})$$

$$Q14 = m \cdot 298,15 \int^{303,15} C_p dT$$

Tabel B28. Panas Masuk Dekanter (Q14)

Komponen	m (kmol/jam)	$298,15 \int^{303,15} C_p dT$	Q14 (kJ/jam)
C_6H_6	1,599	691,468	1105,590
C_7H_8	0,003	789,349	2,323
H_2O	151,862	377,486	57326,019
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$	15,745	950,477	14964,845
NaNO_3	0,773	425,950	329,269
Na_2SO_4	5,309	1139,159	6048,046
TOTAL			79776,091

Menghitung Panas Keluar Dekanter:

$$T = 30\text{ }^\circ\text{C} (303,15\text{ K})$$

$$Q = m \cdot 298,15 \int^{303,15} C_p dT$$

Tabel B29. Panas Keluar dekanter (Q15)

Komponen	m (kmol/jam)	$298,15 \int^{303,15} C_p dT$	Q15 (kJ/jam)
C_6H_6	1,599	691,468	1105,590
C_7H_8	0,003	789,349	2,323
H_2O	151,863	377,486	57326,019
$\text{C}_6\text{H}_5\text{NO}_2$	0,032	950,477	30,828
NaNO_3	0,773	425,950	329,269
Na_2SO_4	2,166	1139,159	2467,602



TOTAL	61261,631
--------------	------------------

Tabel B30. Panas Keluar dekanter (Q15)

Komponen	m (kmol/jam)	$298,15 \int^{303,15} C_p dT$	Q15 (kj/jam)
C ₆ H ₅ NO ₂	15,712	950,477	14934,017
Na ₂ SO ₄	3,143	1139,159	3580,443
TOTAL			18514,460

Menghitung Neraca Panas Dekanter:

Tabel B31. Neraca Panas Dekanter

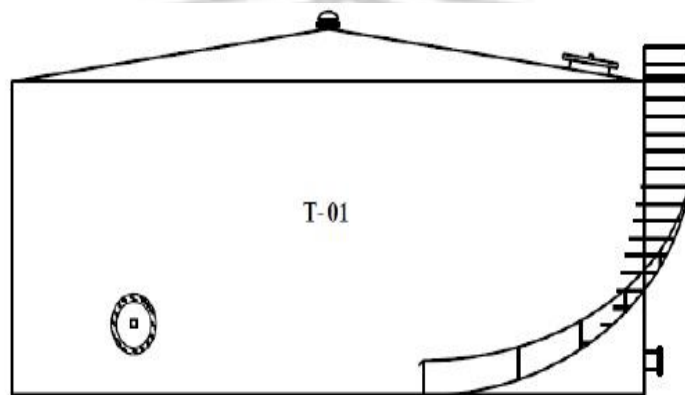
Komponen	Input	Output
Q14	79776,091	
Q15		61261,631
Q16		18514,46
TOTAL	79776,091	79776,091



LAMPIRAN C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

C.1 Tangki Penyimpanan HNO₃ (T-03)



Kode : T-03

Fungsi : Menyimpan bahan baku Asam nitrat selama 7 hari

Kondisi Operasi : Suhu : 30 C (303 K)

Tekanan : 1 atm

Tujuan perancangan : A. Menentukan tipe tangki

B. Menentukan bahan konstruksi tangki

C. Menentukan kapasitas tangki

D. Menentukan diameter dan tinggi tangki

E. Menentukan jumlah plate dan tebal shell tiap plate

F. Menentukan tinggi head tangki

G. Menentukan tebal head tangki



Perancangan :

a. Menentukan tipe tangki

Bentuk : Silinder dengan dasar datar (*flat bottom*) dan atap kerucut (*conical roof*).

Pertimbangan : -Bahan baku yang disimpan dalam fase cair

- Kondisi operasi pada tangki pada tekanan 1 atm dan suhu 30 °C

- Kontruksi sederhana sehingga harga lebih ekonomis.

b. Menentukan bahan kontruksi tangki

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C Rubber lined*

Pertimbangan : Memiliki *allowable working stress* cukup besar, $f = 12.650$ psi, bahan baku cair, tahan terhadap korosi

Menentukan Kapasitas Tangki

Menghitung kebutuhan HNO_3 :

Komposisi	Massa (Kg/jam)	ρ_i (Kg/L)	V (L)
HNO_3	1.040,608	1,51	1571,318

Direncanakan bahan baku HNO_3 disimpan untuk kebutuhan produksi selama 7

hari. Kebutuhan total HNO_3 dapat dihitung dengan :

Kebutuhan bahan baku Natrium Hidroksida selma 7 hari

$$= 1040,608 \text{ Kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 7 \text{ hari}$$

$$= 174.822,144 \text{ Kg}$$



Menghitung volume tangki :

Densitas HNO₃ = 1,51 Kg/L

Direncanakan untuk tangki penyimpanan Natrium Hidroksida dengan faktor keamanan terhadap volume tangki adalah 10% sehingga volume tangki tersebut adalah :

Volume tangki (V) = 1,1 x (174.822,144 Kg / 0,662 Kg/L)
 = 308.571,998 L = 308,572 m³ = 10254,755 ft³

c. Menghitung diameter dan tinggi tangki

Untuk tangki berukuran besar dan tertutup digunakan persamaan pada buku Brownell and Young, 1979 sebagai berikut :

$$H = \frac{4 \times V}{D^2 \times \pi} \dots\dots\dots (\text{Pers, 3.1, hal 41})$$

$$D = \frac{8}{3} \times H \dots\dots\dots (\text{Pers, 3.12 hal 43})$$

Persamaannya menjadi :

$$H = \frac{4 \times V}{\left(\frac{8}{3} \times H\right)^2 \times \pi}$$

Sehingga tinggi tangki dapat dihitung sebagai berikut :

$$H = \left[\frac{4 \times 10254,755}{\left(\frac{8}{3}\right)^2 \times 3,14} \right]^{1/3} = 12,247 \text{ ft}$$



Dari hasil diatas dihitung diameter tangki :

$$D = \frac{8}{3} \times H = \frac{8}{3} \times 12,489 = 32,659 \text{ ft}$$

Untuk ukuran standar, tangki yang digunakan berdasarkan Appendix E, hal 346-348 (Brownell and Young, 1979) memiliki spesifikasi sebagai berikut :

Diameter, D = 35 ft

Tinggi tangki, H = 18 ft

Volume tangki, V = 1.826,488 bbl

Jumlah course = 3 buah

$$t = \frac{p \times d}{2 \times f \times E} + C \dots\dots\dots \text{ (Pers. 3.16, hal 45)}$$

$$d = 12 \times D$$

Dimana :

t = tebal shell, in

f = tekanan yang diijinkan, lb/in²

E = efisiensi pengelasan

d = diameter dalam tangki, in

p = tekanan dalam tangki, lb/in²

C = *corrosion allowance*, in

$$\rho = \rho \times \frac{(H-1)}{144} \dots\dots\dots \text{ (Pers. 3.17, hal 46)}$$



Dimana :

$$\rho = \text{densitas HCl pada suhu } 30^{\circ}\text{C} = 74,289 \text{ lb/ft}^3$$

H = tinggi course,ft

P = tekanan dalam tangki, lb/in²

Persamaan 3.16 menjadi :

$$t = \frac{\rho \times (H-1) \times 12 \times D}{2 \times 144 \times f \times E} + C$$

Digunakan tipe pengelasan *single-welded butt joint with backing strip* yang memiliki :

Effisiensi pengelasan maksimal, E : 80%

Faktor korosi, C : 0,125

$$t = \frac{41,350 \times (H-1) \times 12 \times D}{2 \times 144 \times 12,650 \times 0,8} + 0,125$$

Sedangkan panjang *Shell course* dihitung menggunakan persamaan :

$$L = \frac{\pi \times d\text{-weld length}}{12 \times n}$$

Dimana :

Weld length = (jumlah course) x (*allowable welded joint*)

n = jumlah course

Course 1



$$ts\ 1 = (0,00596 (H-1) + 0,125) \text{ in}$$

$$= (0,00596 (12-1) + 0,125) \text{ in}$$

$$= 0,226 \text{ in}$$

Dipilih tebal shell standar $\frac{1}{4}$ in = 0,250 in. Direncanakan digunakan 3 plate untuk tiap course dan allowance untuk vertikal welded joint = $\frac{5}{32}$ in, lebar plate 4 ft (hal 55, Brownel)

$$L = \frac{\pi D - \text{weld length}}{12 \cdot n}$$

Dengan :

$$L = \text{panjang tiap plate (ft)}$$

$$D = \text{diameter dari tangki + tebal shell (in)}$$

$$n = \text{jumlah plate}$$

$$\text{Weld length} = n \times \text{allowable welded joint}$$

$$L = \frac{3,14 \times \left\{ \left(35 \text{ ft} \times 12 \frac{\text{in}}{\text{ft}} \right) + 0,250 \right\} - \left(3 \times \frac{5}{32} \right) \text{ in}}{12 \times 3}$$

$$= 36,642 \text{ ft}$$

Jadi Course 1

$$\text{Panjang plate} = 36,642 \text{ ft}$$

$$\text{Lebar plate} = 6 \text{ ft}$$



Tebal shell = $\frac{1}{4}$ in

Course 2

$$ts_2 = (0,00596 (H-1) + 0,125) \text{ in}$$

$$= (0,00596 (12-1) + 0,125) \text{ in}$$

$$= 0,191 \text{ in}$$

Dipilih tebal shell standar $\frac{1}{4}$ in = 0,250 in

$$L = \frac{3,14 \times \left(\left(35 \text{ ft} \times 12 \frac{\text{in}}{\text{ft}} \right) + 0,250 \right) - \left(3 \times \frac{5}{32} \right) \text{ in}}{12 \times 3}$$

$$= 36,642 \text{ ft}$$

Jadi course 2

Panjang plate = 36,642 ft

Lebar plate = 6 ft

Tebal shell = $\frac{1}{4}$ in

Course 3

$$ts_3 = (0,00596 (H-1) + 0,125) \text{ in}$$

$$= (0,00596 (6-1) + 0,125) \text{ in}$$

$$= 0,155 \text{ in}$$

Dipilih tebal shell standar $\frac{1}{4}$ in = 0,250 in



$$L = \frac{3,14 \times \left\{ \left(35 \text{ ft} \times 12 \frac{\text{in}}{\text{ft}} \right) + 0,250 \right\} - \left(3 \times \frac{5}{82} \right) \text{in}}{12 \times 3}$$

$$= 36,642 \text{ ft}$$

Jadi course 3

Panjang plate = 36,642 ft

Lebar palte = 6 ft

Tebal shell = $\frac{1}{4}$ in

Menghitung tinggi dan tebal head tangki

Direncanakan head berbentuk conical roof dan menggunakan bahan yang sama yaitu **Carbon Stell SA-283 Grade C Rubber lined**

Menghitung tebal head

$$th = \frac{P \cdot d}{2 \cos \alpha (f \cdot E - 0,6 P)} + c \quad (\text{pers. 6-154, hal 118 Brownell})$$

Dengan :

P = tekanan operasi (Psia)

P operasi = 14,7 Psia dengan faktor keamanan 10% sehingga

P = $1,1 \times 14,7 = 16,17$ Psia

D = diameter tangki (ft)

f = tekanan maksimal yang diijinkan (Psia)



C = faktor korosi

E = efisiensi pengelasan

$\alpha = 90 - \theta$

θ = sudut antara cone roof dengan garis datar

Menghitung sudut θ :

$$\sin \theta = \frac{D}{430 (ts)}$$

Dengan :

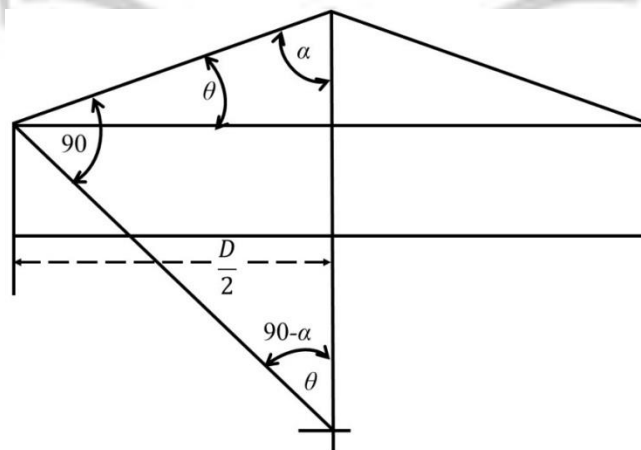
$\sin \theta$ = sudut cone roof terhadap garis horizontal

D = diameter tangki

ts = tebal sheel roof supported

$$\sin \theta = \frac{35}{430 (0,155)}$$

$$= 0,526$$





$$\theta = 31,724^\circ$$

$$\alpha = 90 - 31,724^\circ$$

$$= 58,276^\circ$$

$$th = \frac{16,17 \cdot 35}{2 \cos 31,724 \{(12650 \times 0,8 - 0,6 \times 16,17)\}} + 0,125$$

$$= 0,154 \text{ in}$$

Dalam perancangan digunakan shell komersial dengan ketebalan $\frac{1}{4}$ in

Menentukan tinggi head tangki

$$h = \frac{D}{2} \times \text{tg } \theta$$

$$= \frac{35}{2} \times \text{tg } 55,291^\circ$$

$$= 7,07 \text{ ft} = 2,156 \text{ m}$$

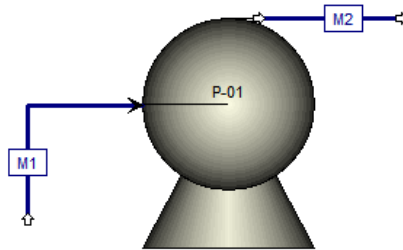
RESUME TANGKI PENYIMPANAN

Tipe Tangki	: Cylinder-Flat Bottom-Conical Roof
Bahan Konstruksi	: Carbon steel SA-283 Grade C Rubber
Jumlah Tangki	: Lined
Kapasitas Tangki	: 1 buah
Tinggi Tangki	: 10254,755 ft ³
Diameter Tangki	: 35 ft
Tebal Shell Course Tangki	:



- Course ke-1	: ¼ in
- Course ke-2	: ¼ in
- Course ke-3	: ¼ in
Tinggi Head Tangki	: 7,07 ft
Tebal Head Tangki	: 0,154 in

C.2 Pompa



Kode : P-01

Fungsi : Memompa bahan baku Asam Nitrat dari tangki penyimpanan (T-01) menuju (M-01)

Tujuan : a. Menentukan Tipe Pompa
b. Menentukan Tenaga Pompa
c. Menentukan Tenaga Motor

Perancangan :

a. Menentukan Tipe Pompa



Pompa yang digunakan adalah pompa sentrifugal dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Viskositas cairan rendah
- Kontruksinya sederhana
- Fluida yang dialirkan pada tekanan yang uniform
- Tidak memerlukan area yang luas
- Biaya perawatan yang murah
- Banyak tersedia dipasaran

b. Menentukan Tenaga Pompa

1. Menghitung laju alir fluida

$$\text{Kapasitas} = 1.040,608 \text{ Kg/jam}$$

$$= 2.294,541 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Density campuran fluida} = 41,350 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Debit pemompaan} &= \frac{2.294,541 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}}{41,350 \frac{\text{lb}}{\text{fts}} \times 3600 \frac{\text{s}}{\text{jam}}} \\ &= 0,015 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 10 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Debit pemompan sebenarnya } (q_f) &= 1,1 \times 0,015 \text{ ft}^3/\text{s} \\ &= 0,0165 \text{ ft}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Viskositas fluida, } \mu &= 0,617 \text{ cp} \\ &= 0,000415 \text{ lbm/ft.s} \end{aligned}$$

Menghitung diameter optimal:

Asumsi aliran turbulen, menurut Peter and Timmerhauss, 1989 hal 496:



$$D_{i_{Opt}} = 3,9 \times q_f^{0,45} \times \rho^{0,13}$$
$$= 3,9 \times 0,0165^{0,45} \times 41,350^{0,13}$$

$$D_{i_{Opt}} = 0,998 \text{ in}$$

Dari Tabel 11, hal 844, buku D. Q. Kern, 1965 ditetapkan ukuran pipa standar sebagai berikut:

$D_{nominal}$	= 3 in
OD	= 3,50 in
ID	= 3,068 in = 0,2556 ft
Inside Sectional Area	= 0,05125 ft ²
Schedule number	= 40

2. Menghitung kecepatan linear fluida (v)

$$v = \frac{q_f}{A}$$

$$v = \frac{0,0165 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,05125 \text{ ft}^2} = 0,322 \text{ ft/s}$$

3. Menghitung bilangan Reynold (N_{Re})

$$N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times v}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{41,350 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 0,256 \text{ ft} \times 0,322 \text{ ft/s}}{0,000415}$$

$$N_{Re} = 8.213,405$$

4. Menghitung kehilangan energi karena faktor friksi (f)

Menentukan faktor friksi:



Dari Appendix C-1 Foust, 1980 untuk pipa commercial steel dan D nominal 3 in,

diperoleh harga $\frac{\varepsilon}{D} = 0,00058$

Dari Appendix C-3 Foust (Moody Diagram), 1980 untuk $N_{Re} = 46888,701$ dan

harga $\frac{\varepsilon}{D} = 0,00058$ diperoleh faktor friksi (f) = 0,038.

Menghitung panjang ekuivalen (L_e):

Direncanakan sisem perpipaan terdiri dari:

Jenis	Jumlah	L/D	$L_e = ID.L/D_{total}(ft)$
Pipa lurus horizontal	2		150
Pipa lurus vertikal	1		36
Elbow standar (90°)	1	30	10,1
Check valve (fully open)	1	135	45,3
Gate valve (half open)	1	13	4,4
Sharp edged entrance (K=0,5)	1		10
Sharp edged exit (K=1)	1		20
Jumlah		178	275,8

Dengan menggunakan Appendix C-2a s/d C-2d Foust, 1980:

Untuk elbow 90°:

$$\frac{L}{D} = 30$$

$$L_e = 30 \times 0,256 \text{ ft} = 7,68 \text{ ft}$$

Untuk check valve:

$$\frac{L}{D} = 135$$



$$L_e = 135 \times 0,256 \text{ ft} = 34,56 \text{ ft}$$

Untuk gate valve:

$$L_e = 13 \times 0,256 \text{ ft} = 3,33 \text{ ft}$$

Untuk sharp edge entrance:

Dengan harga $K = 0,5$ dan $D_1 = 3,068 \text{ in.}$ Dari Appendix C-2d Foust, 1980 diperoleh harga $L_c = 10 \text{ ft}$

Untuk sharp edge exit:

Dengan harga $K = 1$ dan $D_1 = 3,068 \text{ in.}$ Dari Appendix C-2d Foust, 1980 diperoleh harga $L_c = 20 \text{ ft}$

Kehilangan energi akibat gesekan dapat dihitung dengan persamaan D'archy (friction head):

$$\Sigma F = \frac{f \times v^2 \times L_e}{2 \times g_c \times ID}$$

$$\Sigma F = \frac{0,038 \times (0,322 \text{ ft/s})^2 \times 275,8 \text{ ft}}{2 \times \frac{32,174 \text{ lb}_m \text{ ft}}{\text{s}^2} \times 0,256 \text{ ft}} = 0,204 \frac{\text{lb}_m \text{ ft/s}}{\text{lb}_f}$$

5. Menghitung velocity head

Karena kecepatan cairan pada titik 1 dan titik 2 sama, maka nilai $\Delta v = 0$.

$$\text{Velocity head} : \frac{\Delta v^2}{2 \times g_c \times \alpha} = 0$$

6. Menghitung static head

$$\Delta Z = Z_2 - Z_1 = (27 - 1) = 26 \text{ ft}$$

$$\text{Static head} = \Delta Z \times \left(\frac{g}{g_c} \right)$$



$$= 26 \text{ ft} \times \left(\frac{32,174 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}}{\frac{32,174 \frac{\text{lb}_m \text{ft}}{\text{s}^2}}{\text{lb}_f}} \right) = 26 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}_f}{\text{lb}_m}$$

7. Menghitung pressure head

$$P_1 = 1 \text{ atm} \times 2116,8 \frac{\text{lb}_f / \text{ft}^2}{\text{atm}} = 2116,8 \frac{\text{lb}_f}{\text{ft}^2}$$

$$P_2 = 1 \text{ atm} \times 2116,8 \frac{\text{lb}_f / \text{ft}^2}{\text{atm}} = 2116,8 \frac{\text{lb}_f}{\text{ft}^2}$$

Tidak ada pressure drop pada sistem ini, maka $\frac{\Delta P}{\rho} = 0$.

Tenaga mekanis teoritis dihitung dengan persamaan Bernoulli, (Welty, 1969):

$$-W_f = \left(\Delta Z \times \frac{g}{g_c} \right) + \left(\frac{\Delta v^2}{2 \times g \times \alpha} \right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho} \right) + \Sigma F$$

$$\begin{aligned} -W_f &= 26 + 0 + 0 + 0,204 \\ &= 26,204 \text{ ft lbf/lb} \end{aligned}$$

$$q_f = 0,0682 \text{ ft}^3/\text{s} \times 7,4808 \text{ gal/ft}^3 \times 60 \text{ s/menit} = 30,6 \text{ gpm}$$

Dari Grafik 14.37 (Peter, 1984), untuk $q_f = 30,6 \text{ gpm}$ diperoleh efisiensi, $\eta = 40$ %.

Sehingga:

Tenaga pompa :

$$\frac{-W_f \times Q_f \times \rho}{550 \times \eta} = \frac{26,204 \text{ ft} \cdot \frac{\text{lb}_f}{\text{lb}_m} \times 0,0682 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \times 41,350 \text{ lb/ft}^3}{550 \times 0,4} = 0,336 \text{ HP} = 1 \text{ HP}$$

c. Menentukan Tenaga Motor

Dari Grafik 14.37 (Peter, 1984), untuk $BHP = 1 \text{ HP}$ diperoleh efisiensi, $\eta = 83$ %.



Sehingga:

$$P_{\text{motor}} = \frac{BPH}{\eta_{\text{motor}}} = \frac{1}{0,83} = 1,2 \text{ HP} = 1,5 \text{ HP}$$

Jadi, pompa motor standar yang digunakan sebesar $1,5 \text{ HP} = 1,12 \text{ kW}$.

RESUME POMPA

Type Pompa	:	Centrifugal
Bahan Kontruksi	:	Low Alloy Steel SA 353
Kapasitas	:	1.040,608 Kg/jam
Tenaga Pompa	:	1 HP
Tenaga Motor	:	1,5 HP = 1,12 Kw
Dimensi Pipa		
D _{nominal}	:	3 in
Diameter Dalam	:	3,068 in
Diameter Luar	:	3,50 in
Schedule Number	:	40

C.3 MIXER

Kode : M-01

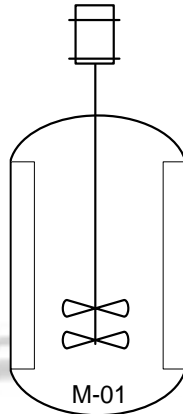
Fungsi : Tempat pencampuran *freshfeed* Benzen dengan hasil *recycle* agar sesuai dengan spesifikasi bahan baku yang diinginkan.

Tujuan :

1. Menentukan tipe pengaduk
2. Menghitung dimensi mixer



3. Menghitung power pengaduk



1. Menentukan Tipe Pengaduk

Pemilihan tipe pengaduk menggunakan tabel 8.3 dan fig 8.4 rase dengan parameter volume dan viskositas campuran. Dipilih pengaduk jenis marine propeler 3 blade dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$-\frac{D_t}{D_i} = 3$$

$$-\frac{Z_l}{D_i} = 2,7 - 3,9$$

$$-\frac{Z_i}{D_i} = 0,75 - 1,3$$

$$-\frac{W}{D_i} = 0,1$$

(Brown, 1958)

Ket :

D_i : Diameter impeller

D_t : Diameter tangki



W : Lebar baffle

Zi : Jarak pengaduk dari dasar silinder tangki

Zl : Tinggi cairan dalam tangki

2. Menghitung Dmensi Mixer

Menghitung volume cairan dan volume tangki

Laju alir masuk mixer = $3121,824 \text{ kg/m}^3$

ρ campuran = $0,919 \text{ Kg/L}$

Kecapatan volumetrik

$$V = \frac{\text{kapasitas}}{\rho \text{ campuran}}$$
$$= \frac{3121,824 \text{ kg/m}^3}{0,919 \text{ kg/l}}$$
$$= 4114,044 \text{ lt/jam}$$

Waktu tinggal yang dibutuhkan dalam mixer (θ) = 600 detik (Ulrich, 1984) $V_c =$

$v \times \theta$

Ket:

V_c = Volume cairan

V = Kecepatan volumetrik cairan

θ = Waktu tinggal cairan

$$V_c = 4114,044 \times \frac{600 \text{ detik}}{3600 \text{ detik/jam}}$$



$$= 685,674 \text{ L} = 0,686 \text{ m}^3 = 24,215 \text{ ft}^3$$

Asumsi 80% tangki berisi cairan maka :

$$V_t = \frac{24,215}{0,8} = 30,268 \text{ ft}^3$$

Menghitung diameter tangki

$$\frac{Z_l}{D_i} = 3,9 ; \frac{D_t}{D_i} = 3 ; \text{ sehingga } \frac{Z_l}{D_t} = 1,3$$

$$V_c = \frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times Z_l$$

$$V_c = \frac{\pi}{4} \times 1,3 D_t^3$$

$$24,215 = \frac{\pi}{4} \times 1,3 D_t^3$$

$$D_t = 5,454 \text{ ft}$$

Menghitung tinggi tangki

$$V_t = \frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times Z_t$$

$$30,268 = \frac{\pi}{4} \times 3,230^2 \times Z_t$$

$$Z_t = 1,296 \text{ ft}$$

$$Z_l = 1,3 \times D_t = 1,3 \times 5,454 \text{ ft} = 7,090 \text{ ft}$$

$$D_i = 1/3 \times D_t = 1/3 \times 5,454 \text{ ft} = 1,818 \text{ ft}$$

Menghitung tebal dinding tangki

Sebagai bahan tangki digunakan carbon steel SA 283 grade C, dengan:

$$F = 12650$$



$$E = 0,85$$

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

$$T_s = \frac{P \times r_i}{F \cdot E - 0,6 p}$$

$$P = P \text{ desain} + P \text{ hidrostatik}$$

$$P = 1,093 \text{ atm} = 16,079 \text{ psia}$$

Factor keamanan 10% maka:

$$P = 1,1 \times 16,709 \text{ psia}$$

$$= 17,687 \text{ psia}$$

$$r_i = \frac{Dt}{2} = \frac{5,454 \times 12}{2} = 32,724 \text{ in}$$

$$t_s = \frac{17,687 \times 32,724}{12650 \times 0,85 - 0,6 \cdot 17,687} + 0,125$$

$$= 0,179 \text{ in}$$

Dipakai tebal sheel standar 3/16 inchi

Menghitung tebal head tangki

$$t_h = \frac{P \cdot r \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0,2 P} + c$$

$$OD = ID + 2 t_s$$

$$OD = 38,085 + 2 \cdot (3/16)$$

$$OD = 38,433 \text{ in}$$

Digunakan OD 40 in

$$r = 40 \text{ in}$$



$$icr = 2,5$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \left(\frac{rc}{icr} \right)^{0,5} \right) - \frac{1}{4} \left(3 + \left(\frac{40}{2,5} \right)^{0,5} \right) = 1,804 \text{ in}$$

$$th = \frac{17,687 \times 40 \times 1,804}{2 \times 12650 \times 0,85 - 0,6 \times 17,687} + 0,125$$

$$= 0,184 \text{ in digunakan tebal standar } \frac{1}{4} \text{ in}$$

Menghitung tinggi head

$$ID = 38,085 \text{ in}$$

$$th = \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$icr = \frac{3}{4}$$

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

$$r = 40 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{38,085}{2} = 19,043 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = \frac{38,085}{2} - \frac{3}{4} = 18,293 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 40 - \frac{3}{4} = 39,250 \text{ in}$$

$$b = 40 - \sqrt{(39,250)^2 - (18,293)^2} = 5,273 \text{ in}$$

$$OA = th + b + sf$$

$$OA = 0,250 + 5,273 + 2$$

$$= 7,523 \text{ in}$$



Menghitung Power Pengaduk

Menghitung Kecepatan Putaran

Persamaan yang digunakan :

$$N = \frac{n}{\pi \cdot Di} \times \sqrt{\frac{WELH}{2Di}}$$

Dimana : WELH = Water Equivalent Liquid Height

$$\begin{aligned} WELH &= Z_1 \times S_g = 7,090 \times \frac{998}{805} \\ &= 5,719 \text{ ft} \end{aligned}$$

$n = 1150$ rpm (marine propeller dengan 3 blade)

$$\begin{aligned} N &= \frac{1150}{3,14 \times 1,818} \times \sqrt{\frac{5,719}{2 \times 1,818}} \\ &= 252,653 \text{ rpm} = 4,211 \text{ rps} \end{aligned}$$

Menghitung bilangan reynold

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

$$Re = \frac{1,818^2 \times 4,211 \times 50,284}{10,086}$$

$$= 69,387$$

Menghitung power pengadukan

$$\text{Power} = \frac{N^3 \times Di \times \rho \times Po}{gc}$$

$$= 32,174 \text{ ft}$$

$$= 0,058 \text{ hp}$$



Effisiensi 90 %, sehingga :

$$\text{Power} = \frac{0,058}{0,9}$$

$$= 0,064$$

Digunakan power 1 HP

RESUME MIXER

Nama alat	: Tangki pencampuran (Mixer)
Fungsi	: Tempat pencampuran Asam Nitrat dan Asam Sulfat
Tipe Pengaduk	: <i>Mixer</i> berupa silinder vertikal dengan alas dan tutup berbentuk <i>torispherical</i> serta pengaduk jenis <i>propeller with three blades</i> .
Diameter tangki	: 5,454 ft
Tinggi tangki	: 1,296 ft
Diameter pengaduk	: 1,818 ft
Jumlah baffle	: 4
Lebar baffle	: 0,182 ft
Power pengaduk	: 1 HP

C.4. REAKTOR

Kode : R-01

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi antara benzen dan asam campuran

Tipe : CSTR (*Continuous Stirred Tank Reaktor*)

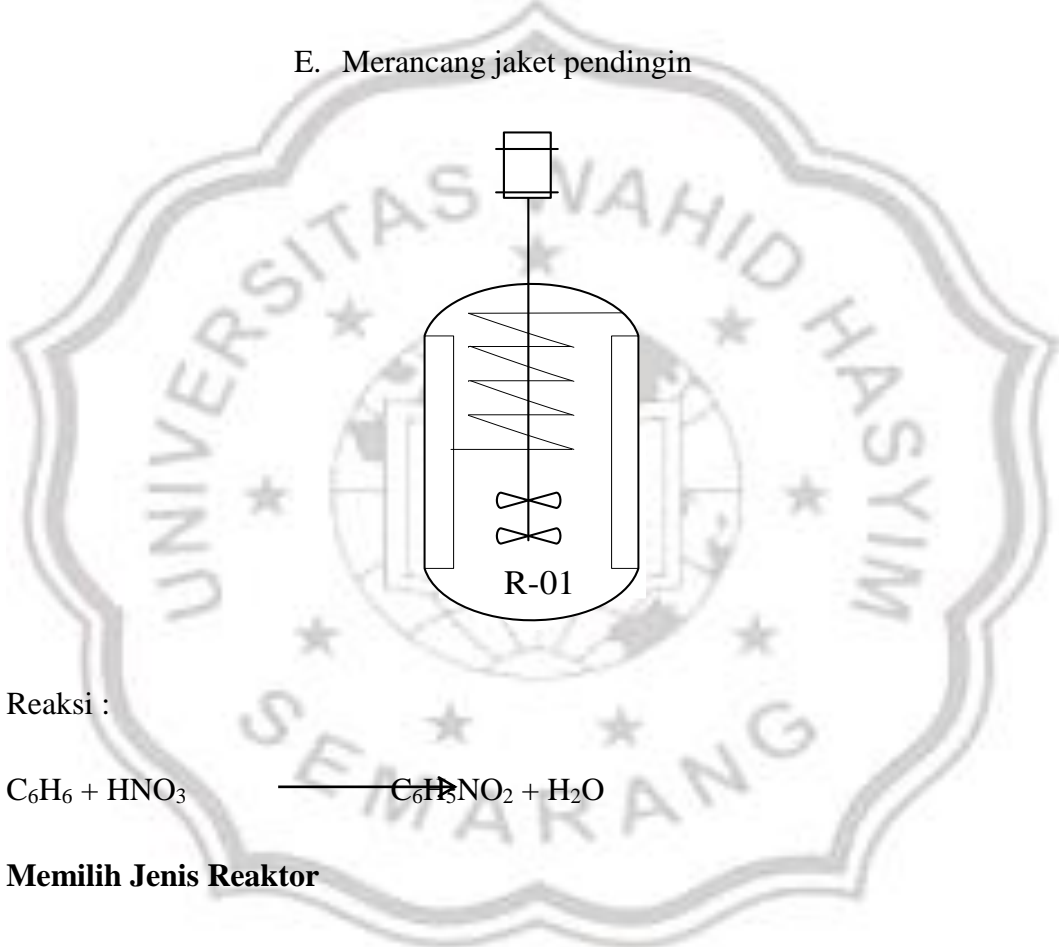
Kondisi Operasi : Tekanan = 1 atm

Suhu Operasi = 50 °C

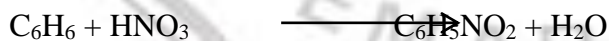


Tujuan :

- A. Memilih jenis reaktor
- B. Menentukan waktu tinggal reaktor
- C. Menghitung dimensi utama reaktor
- D. Merancang pengaduk
- E. Merancang jaket pendingin



Reaksi :



Memilih Jenis Reaktor

Dalam rancangan ini digunakan reaktor alir berpengaduk (CSTR) yang dilengkapi dengan jaket pendingin. Reaktor jenis ini dipilih dengan pertimbangan :

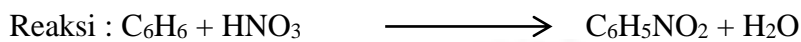
1. Reaksi berlangsung pada fase cair
2. Reaksi pembentukan nitrobenzen merupakan reaksi eksotermis
3. Proses berlangsung secara kontinu



4. Waktu tinggal dalam reaksi berlangsung cepat

5. Kondisi operasi 1 atm

- Tekanan = 1 atm
- Suhu Operasi = 50 °C



Diketahui :

Yield = 95,32%

$$\ln k = -\frac{E}{RT} + A \quad (\text{Pers. 8, hal 1055 Hougen Watson Vol II})$$

Dengan :

E = energi aktivasi = 14000 kal/gmol

A = faktor tumbukan = 26,22 gmol/jamL

R = 1,987 gkal/gmol K

T = 50 C + 273 = 323 K

$$\ln k = -\frac{E}{RT} + A$$

Dengan :

E = energi aktivasi = 14000 kal/gmol

A = faktor tumbukan = 26,22 gmol/jamL

R = 1,987 gkal/gmolK

T = 50 C + 273 = 323 K



$$\ln K = -\frac{14000}{1,987 \times 323} + 26,22$$

$$K = 81,941 \text{ gmol/jamL}$$

Mencari harga kecepatan reaksi

Persamaan kecepatan reaksi untuk reaksi nitirasi asam campuran adalah :

$$-r_a = k X_A^a X_B^b V_a \quad (\text{Pers. 7, hal 1055 Hougen Watson Vol II})$$

Dengan :

k = konstanta kecepatan reaksi

X_A^a = mol fraksi HNO₃ dalam fase anorganik

X_B^b = mol fraksi benzen dalam fase organik

V_a = fraksi volume asam campuran

Arus masuk reaktor

Fase organik

komponen	Massa (kg/jam)	ρ (kg/L)	V (L)	Kmol	%mol
C ₆ H ₆	1352,79	0,868	1174,222	17,34346154	0,9993
C ₇ H ₈	0,271	0,86	0,233	0,003	0,0002
H ₂ O	0,677	1,023	0,693	0,038	0,0005
	1353,738		1175,147	17,384	1

Fase anorganik



komponen	massa (kg/jam)	ρ (kg/L)	V (L)	Kmol	%mol
H ₂ O	1560,911	1,023	1596,812	86,717	0,504
H ₂ SO ₄	520,304	1,834	954,23754	5,309	0,321
HNO ₃	1040,608	1,502	1562,993	16,518	0,175
	3121,823		4114,043	108,544	1

$$\rho \text{ asam campuran} = \frac{3121,823}{4114,043} = 0,759 \text{ Kg/l}$$

Volume total = volume asam campuran + volume organik

$$= 4114,043 + 1175,147$$

$$= 5289,190 \text{ L}$$

$$\text{Fraksi volume asam (arus masuk)} = \frac{4114,043}{5289,190} = 0,778$$

Arus keluar reaktor

Fase organik

komponen	Massa (Kg/jam)	ρ (Kg/L)	V (L)	Kmol	%mol
C ₆ H ₆	124,714	1,023	127,582	1,599	0,067
C ₇ H ₈	0,271	1,834	0,497	0,003	0,0002
C ₆ H ₅ NO ₂	1936,581	1,502	2908,745	15,745	0,933
TOTAL	2061,566		3036,824	17,346	1

Fase anorganik



komponen	massa (kg/jam)	ρ (kg/L)	V (L)	Kmol	%mol
H ₂ O	1844,99	1,023	1887,425	102,499	0,676
H ₂ SO ₄	520,304	1,834	954,23754	5,309	0,321
HNO ₃	48,7	1,502	73,147	0,773	0,004
TOTAL	2413,994		2914,810	108,582	1

Volume asam campuran = 2914,810 L

Volume total = volume asam campuran + volume organik

$$= (2914,810 + 3036,824) \text{ L}$$

$$= 5951,634 \text{ L}$$

Fraksi volume asam (arus keluar) = $\frac{2914,810}{5951,634} = 0,490$

$$V_A^a \text{ rata-rata} = \frac{0,778+0,490}{2} = 0,634$$

$$k = 81,941 \text{ gmol/jamL}$$

$$X_A^a = 0,175$$

$$X_B^b = 0,999$$

$$V_A^a = 0,634$$

Sehingga :

$$-r_a = 81,941 \times 0,175 \times 0,999 \times 0,634$$

$$= 11,146 \text{ gmol/L Jam}$$

Menghitung waktu tinggal

Untuk jenis reaktor CSTR persamaan untuk waktu tinggal:



$$\tau = \frac{C_{A0} - C_A}{-r_A}$$

Dengan :

C_{A0} = konsentrasi benzen masuk (gmol/L)

C_A = konsentrasi benzen keluar (gmol/L)

$$C_{A0} = \frac{17,344 \times 1000}{4957,498}$$

$$= 3,498$$

$$C_A = \frac{1,599 \times 1000}{4957,498}$$

$$= 0,323$$

$$\tau = \frac{3,498 - 0,323}{11,146}$$

$$= 0,285 \text{ jam}$$

$$= 17,096 \text{ menit}$$

$$\text{Volume reaktor} = \tau \times V_f$$

$$= 0,285 \times 4957,498$$

$$= 1507,101 \text{ L}$$

$$= 1,507 \text{ m}^3$$

$$= 53,223 \text{ ft}^3$$

Untuk faktor keamanan volume reaktor ditambah 20% (Hal 37, Peter & Timmerhaus)

Sehingga didapat volume sebesar = $1,2 \times 53,223 \text{ ft}^3$



$$= 63,868 \text{ ft}^3$$

Menghitung Dimensi Utama Reaktor

Perhitungan dimensi reaktor

Bentuk reaktor dirancang berupa silinder tegak dengan head dan bagian bawah berbentuk torispherical

$$H/D = 1,5 \quad (\text{Tabel 8-3, hal 343 Rase})$$

$$\text{Volume head/bottom} = 0,000049 D^3 \quad (\text{Pers, 5-11, hal 88 Brownel})$$

$$\text{Volume reaktor} = \text{Volume silinder} + 2 \text{ Volume head}$$

$$63,868 \text{ ft}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 H + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$63,868 \text{ ft}^3 = \frac{1}{4} \pi D^2 1,5 D + (2 \times 0,000049 D^3)$$

$$D = 2,918 \text{ ft}$$

$$= 3 \text{ ft}$$

$$H = 1,5 D$$

$$= 1,5 \times 3 \text{ ft}$$

$$= 4,65 \text{ ft}$$

Perhitungan tebal shell

Dipilih untuk reaktor yang tahan korosi yaitu carbon steel SA-285 grade C

$$t_s = \frac{P R i}{f E - 0,6 P} + c \quad (\text{Pers, 13-1, hal 254 Brownel})$$

Dengan :

t_s = tebal shell, in



P = tekanan desain, psia

R_i = jari-jari tangki bagian dalam, in

f = allowable stress bahan yang digunakan, psia (Hal 251, Brownel)

E = joint efficiency (effisiensi pengelasan)(Hal 254, Brownel)

c = faktor korosi, in

Dipilih bahan baku reaktor yang tahan korosi yaitu carbon steel SA-285 grade C dengan pertimbangan :

- Tahan terhadap korosi
- Memiliki tekanan maksimum yang diizinkan cukup besar (13750 psi)
- Harga yang relatif murah

Dari Table 13-1, hal 251 Brownell diperoleh :

$E = 0,8$

$f = 13750$ psia

$R_i = \frac{1}{2} D = \frac{1}{2} \times 36 = 18$ in

$P_{\text{operasi}} = P_{\text{reaksi}} + P_{\text{hidrostatik}}$

$P_{\text{reaksi}} = 1 \text{ atm} = 14,7$ psia

$\rho_{\text{cairan masuk}} = \frac{1353,738 + 3121,823}{5289,190}$

$= 0,846$ kg/l



$$= 0,030 \text{ lb/in}^3$$

$$= 52,639 \text{ lb/ft}^3$$

$$P \text{ hidrostatik} = 0,030 \times 12 \times 4,65 \text{ ft} = 1,674 \text{ psia}$$

$$P \text{ operasi} = (14,7 + 1,674) \text{ psia} = 16,400 \text{ psia}$$

$$\text{Faktor keamanan} = 10\%$$

$$P \text{ desain} = 1,1 \times 16,400 = 18,040 \text{ psia}$$

$$t_s = \frac{18,040 \times 18}{(13750 \times 0,8) - (0,6 \times 18,040)} + 0,4 = 0,430 \text{ in}$$

Dipilih tebal dinding shell standar $\frac{1}{2}$ in = 0,5 in

Menghitung tebal head

$$\begin{aligned} \text{OD} &= (2 \times \text{jari-jari}) + (2 \times \text{tebal dinding}) \\ &= (2 \times 18) + (2 \times 0,5) = 37 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Table 5-7, hal 90 Brownell untuk OD = 90 dan tebal shell = $\frac{1}{2}$ in

Diperoleh :

$$r = 36$$

$$I_{cr} = 2,375$$

$$W = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{I_{cr}}{r}} \right)$$

$$= 0,814$$

(Pers. 7-77, hal 138

Brownell)

$$t_h = \frac{P r c W}{2 f E - 0,2 P} + c$$



$$t_h = 0,412 \text{ in}$$

Dipilih tebal head standar $\frac{1}{2}$ in = 0,5 in

Menghitung tinggi vessel

Dari table 5-6, hal 88 Brownell dengan $t_h = \frac{1}{2}$ in diperoleh :

$$S_f = 1,5 - 3,5 \text{ in dipilih } 2 \text{ in}$$

$$OD = 85 \text{ in, } r = 84, \text{ icr} = 5,5 \text{ maka}$$

$$a = ID/2 = 84/2 = 42 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$AB = a - \text{icr} = 36,5 \text{ in}$$

$$BC = r - \text{icr} = 78,5$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$= 14,502 \text{ in}$$

$$OA = t_h + b + s_f$$

$$= 16,502 \text{ in}$$

Tinggi vessel = tinggi silinder + (2 x tinggi head)

$$= 7,400 \text{ ft}$$

Merancang Pengaduk

Menentukan tipe pengaduk dan power pengaduk

Menentukan viskositas campuran

$$\ln \mu = \sum X_i \ln \mu_i$$



Dengan :

μ = viskositas campuran

μ_i = komponen viskositas

Komponen	Massa (kg)	BM (kg/kgmol)	Mol	X_i	cp	$X_i \cdot \ln \text{cp}$
C_6H_6	124,714	78	1,599	0,013	0,407	-0,011 -2,114E-
C_7H_8	0,271	92	0,003	2,339E-05	0,405	05
H_2SO_4	520,304	98	5,309	0,042	9,419	0,095
H_2O	1844,99	18	102,499	0,814	0,508	-0,551
HNO_3	48,7	63	0,773	0,006	0,159	-0,011
$C_6H_5NO_2$	1936,581	123	15,745	0,125	1,177	0,020
TOTAL	4475,56		125,928	1,000		-0,459

$$\ln \mu = -0,459 \text{ cp}$$

$$\mu = 1,249 \text{ cp}$$

$$= 0,000839 \text{ lb/ft s}$$

Jenis pengaduk yang digunakan = marine propeller (3 blades)

- $D_t/D_i = 3$
- $Z_i/D_i = 0,75 - 1,3$ (dipilih 0,8)
- $Z_l/D_i = 2,7 - 3,9$ (dipilih 3,9)
- $W/D_i = 0,1$

(Hal 507, Brown)

- D_t = diameter tangki = 3 ft
- D_i = diameter impeller = 1 ft
- Z_i = jara impeller dari dasar tangki = 0,8 ft



- $Zl = \text{tinggi cairan} = 3,9$
- $W = \text{lenar impeller} = 0,1$

Menentukan kecepatan putaran pengaduk

Untuk mengetahui jumlah pengaduk yang digunakan ;

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{WELH}{2Di} = \left[\frac{\pi Di N}{600} \right]^2 \quad (\text{pers.8-8, hal 345 Rase})$$

Dengan :

WELH= Water Equivalent Liquid Height

Di = diameter pengaduk

N = kecepatan putaran pengaduk (rpm)

WELH = $Zl \times (\rho \text{ cairan} / \rho \text{ air})$

$$= 2,893$$

$$\frac{WELH}{2Di} = \left[\frac{\pi Di N}{600} \right]^2$$

$$N = 207,325 \text{ rpm}$$

$$= 2,732 \text{ rps}$$

Menghitung tenaga pengaduk

$$Nre = \frac{NDi^2\rho}{\mu}$$

$$= 195012,3875$$

Dari fig. 477, hal 507 Brown kurva no 15 diplotkan dengan Nre diperoleh harga

$$Po = 0,7$$



$$P_o = \frac{P G_c}{N^{\#} D i^5 \rho}$$

$$P = \frac{P_o G_c}{N^{\#} D i^5 \rho}$$

$$= 12,290 \text{ ft lbf/s}$$

$$= 0,0222 \text{ hp}$$

Tenaga pengaduk yang digunakan adalah 1 HP, sedangkan tenaga motor penggerak pengaduk dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut :

$$\text{Power motor} = 1,1 P + 0,5$$

$$= 0,524 \text{ HP}$$

Dengan efisiensi motor = 82% maka power motor aktual = $0,524/0,82 = 0,640$ HP. Motor penggerak untuk pengaduk yang digunakan adalah 2 HP.

Merancang Dimensi Jacket Pendingin

Pendingin reaktor dimaksudkan untuk menjaga suhu yang konstan, yaitu 55 C.

Sehingga pendinginan digunakan air. Direncanakan waktu kontak 3 menit.

$$\text{Kebutuhan air pendingin} = 55427,082 \text{ Kg/jam} \times 1 \text{ jam}/60 \text{ menit} \times 3 \text{ menit}$$

$$= 2771,354 \text{ kg}$$

$$\text{Volume pendingin} = 2771,354 \text{ kg} \times 2,204 \text{ lb/kg} \times 1/62,43 \text{ ft}^2/\text{lb}$$

$$= 97,839 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = 53,223 \text{ ft}^3$$

Direncanakan tebal jaket merata, maka :

Dimana Dj = Diameter jaket



$$H_j = \text{Tinggi jaket} = \text{tinggi cair} = 7,8 \text{ ft}$$

Sehingga :

Vol reaktor + vol pendingin = volume silinder + volume head

$$53,223 \text{ ft}^3 + 97,839 \text{ ft}^3 = \pi/4 (D_j)^2 \cdot H_j + 0,000049 D_j^3$$

$$D_j = 4,975 \text{ ft}$$

$$\text{Tebal jaket} = \frac{1}{2} (4,975 - 3)$$

$$= 0,9875 \text{ ft}$$

RESUME REAKTOR

Kode	: R-01
Fungsi	: Tempat berlangsungnya reaksi antara benzen dan asam campuran
Tipe	: Reaktor alir tangki berpengaduk yang dilengkapi dengan pendingin coil.
Kondisi Operasi	: <ul style="list-style-type: none">• Tekanan : 1 atm• Suhu : 50 °C
Jumlah	: 1 buah
Bahan Konstruksi	: High Alloy SA-240 Grade S
Dimensi reaktor	: <ul style="list-style-type: none">• Diameter : 2,918 ft• Tinggi : 4,65 ft• Tebal Shell : ½ in• Tebal head : ½ in



Dimensi pengaduk :

- Jenis : Marine propeller
- Jumlah blade : 3
- Kecepatan : 207,325 rpm
- Power : 2 HP

Media pendingin :

- Jenis : Jaket
- Diameter : 4,975 ft
- Tebal jaket : 0,988 ft
- Tinggi jaket : 7,8 ft

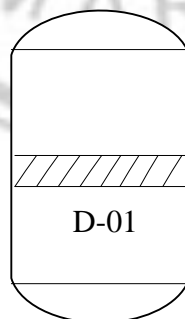
C.5. DEKANTER

Kode : D-01

Fungsi : Memisahkan produk reaktor menjadi fase organik

Jenis : Dekanter gravity kontinue

Bentuk : Silinder horizontal



a. Menghitung Density Cairan

- Menghitung densitas campuran lapisan atas



Komponen	massa (kg/jam)	p (kg/l)	V (L)
C ₆ H ₆	124,714	0,868	108,252
C ₇ H ₈	0,271	0,86	0,233
H ₂ O	2733,525	1,023	2796,396
NaNO ₃	65,707	2,260	148,498
Na ₂ SO ₄	307,595	2,660	818,203
C ₆ H ₅ NO ₂	3,989	1,205	4,807
Total	3235,801		3876,388

ρ campuran = 0,835 Kg/L = 41,827 lb/cuft

- Menghitung densitas campuran lapisan bawah

komponen	massa (kg/jam)	p (Kg/L)	V (L)
Na ₂ SO ₄	446,314	2,660	1187,195
C ₆ H ₅ NO ₂	1932,591	1,205	2328,772
Total	2378,905		3515,967

ρ campuran = 0,677 kg/L = 32,463 lb/cuft

- Menghitung viskositas umpan

Komponen	Massa (kg/jam)	BM (kg/kgmol)	Mol	Xi	ρ (Kg/L)	V (L)	cp	ln cp	xi.ln cp
C ₆ H ₆	124,714	78	1,599	0,009	0,868	143,680	0,407	-0,899	-0,008011
C ₇ H ₈	0,271	92	0,003	1,642x10 ⁻⁵	0,851	0,318	0,405	9,039E-01	-1,484E-05
H ₂ O	2733,525	18	151,863	0,846	1,014	2695,784	0,508	-0,677	-0,573
NaNO ₃	65,707	85	0,7730	0,004	2,26	29,074	389,6	5,965	0,026
Na ₂ SO ₄	2353,149	142	16,571	0,092	2,66	884,642	536,773	6,286	0,581



C ₆ H ₅ NO ₂	1059,882	123	8,617	0,048	1,205	879,570	1,177	0,163	0,008
Total	6337,248		179,426	1,000		4633,069			0,033

ρ campuran = 1,368 kg/L = 83,466 lb/cuft

$$\ln \mu = \sum X_i \cdot \ln \mu_i \quad (\text{Pers. 3-107, Perry's})$$

dengan

μ = viskositas campuran

$\ln \mu$ = viskositas komponen

$$\ln \mu = 0,033$$

$$\mu = 0,932$$

- Menghitung waktu tinggal

$$T = \frac{6,24\mu}{\rho_b - \rho_a} \quad (\text{Pers.2-15, hal 34 OTK Jilid 1})$$

Dengan:

T = waktu tinggal (jam)

μ = viskositas (cp)

ρ_{ab} = densitas campuran atas, bawah (lb/ft)

Sehingga:



$$T = \frac{6,24\mu}{\rho b - \rho a} = 0,6211 \text{ jam}$$

$$= 37,27 \text{ menit}$$

- Menghitung dimensi dekanter

Menghitung volume dekanter

Volume dekanter:

$$V = \frac{Fv \cdot T}{\rho}$$

Dengan:

$$Fv = \text{laju massa umpan} = 6337,248 \text{ kg/jam} = 14904,789 \text{ lb/jam}$$

$$T = \text{waktu tinggal} = 0,621 \text{ jam}$$

$$\rho = \text{densitas umpan} = 83,466 \text{ lb/cuft}$$

Maka :

$$V = \frac{Fv \cdot T}{\rho} = 1,109 \times 10^2 \text{ cuft}$$

Asumsi bejana 95% penuh:

$$V = \frac{1,109 \times 10^2}{0,95} = 1,167 \times 10^2 \text{ cuft}$$

Perhitungan diameter dan panjang dekanter

Direncanakan dekanter horizontal dengan $L/D = 3$



Tetap berbentuk torispherical

Dengan:

$$V_t = 0,000049 D_i^3$$

V_t = volume torispherical heat (ft³) (Pers. 5-11, hal 88 Brownell)

D_i = diameter volume tangki (in)

Volume dekanter = vol. Silinder + vol. Tutup

$$\text{Volume dekanter} = \frac{\pi}{4} D_i^2 \cdot L + (2) \cdot (0,000049 D_i^3)$$

$$1,167 \times 10^2 \text{ ft}^3 = \frac{\pi}{4} D_i^2 \cdot 3 D_i + 9,8 \times 10^{-5}$$

$$D_i = 3,673 \text{ ft} = 1,120 \text{ m} = 13 \text{ in}$$

$$L = 3D_i \\ = 3 \times 3,673 \text{ ft} = 3 \text{ m} = 40 \text{ in}$$

Fraksi volume yang kedua ujungnya 95% dan untuk silinder horizontal ini berarti kedalaman zat cair 90% dari kedalaman tangki.

$$\text{Jadi : } Z_T = 0,9 \times 3,673 = 3,306 \text{ ft}$$

Z_{A1} = Jika interface terletak ditengah-tengah antar permukaan bejana dan permukaan zat cair = 2,444 ft

$$Z_{A1} = Z_{A2} - (Z_T - Z_{A1}) \frac{\rho_a}{\rho_b} \quad (\text{Pers.2-13, hal 34 OTK Jilid 1})$$



$$Z_{A2} = Z_{A1} + (Z_T - Z_{A1}) \frac{\rho_a}{\rho_b}$$

$$Z_{A2} = 3,554 \text{ ft}$$

Jadi ketinggian overflow cairan berat dekanter = 3,554 ft

Tebal shell dekanter

$$t_s = \frac{P \cdot r_1}{(F \cdot E - 0,6 P)} + c \quad (\text{Pers. 14-34, hal 275 Brownell})$$

Dengan :

t_s = tebal shell

F = stress yang diijinkan = 13750 Psia

E = efisiensi pengelasan = 0,85

e = faktor korosi = 0,125 in

P = tekanan = 14,7 psia x faktor keamanan 10% = 16,7 psia

$r_1 = D/2 = (65,186/2) = 32,593 \text{ in}$

dipilih bahan perancangan dari bahan korosi yaitu carbon steel SA-7

$$T_s = \frac{16,17 \times 32,541}{(13750 \times 0,85) - (0,6 \times 16,7)} + 0,125$$

$$= 0,170 \text{ in}$$

Maka digunakan tebal shell standar = $3/16 = 0,1875 \text{ in}$



RESUME DEKANTER

Kode : DK-01

Fungsi : memisahkan fase organik dan fase anorganik keluaran dari reaktor

Jenis : Dekanter Gravity Continue

Bentuk : Silinder horizontal

Jumlah : 1 buah

Bahan : Carbon Steel SA-7

Diameter : 3,673 ft

Tebal shell : 3/16 in

Panjang : 11 ft



LAMPIRAN D

ANALISA EKONOMI

Kapasitas produk = 15.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Rencana pendirian = 2023

Nilai mata uang per US\$ = Rp. 14.685,00 (Bank Indonesia, 10 Nov 2018)

Perhitungan ekonomi meliputi :

1. Perhitungan Biaya Produksi (*Production Cost*)

A. Capital Investment

A.1 Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)

A.2 Modal kerja (*Working Capital Investment*)

B. Manufacturing Cost

B.1 *Direct Manufacturing Cost* (DMC)

B.2 *Indirect Manufacturing Cost* (IMC)

B.3 *Fixed Manufacturing* (FMC)

C. General Expense

C.1 Administrasi

C.2 Sales

C.3 Research

C.4 Finance



2. Analisa Kelayakan

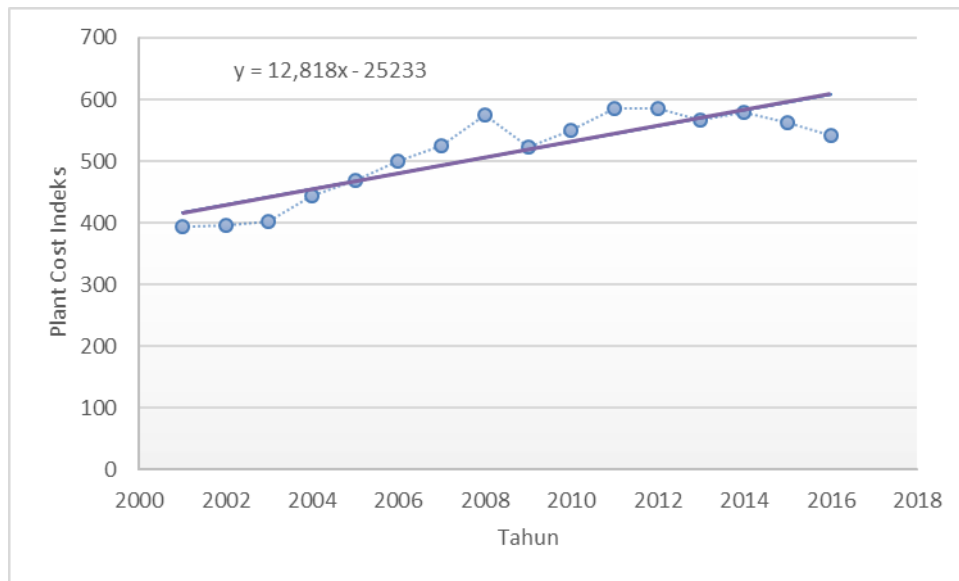
- a. Keuntungan (*Profit*)
- b. *Return On Investment* (ROT)
- c. *Payout Time* (POT)
- d. *Profit On Sales* (POS)
- e. *Break Even Point* (BEP)
- f. *Shut Down Point* (SDP)
- g. *Discounted Cash Flow* (DCF)

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksirkan dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga berikut :

Tabel D.1 Indeks CEP dari Tahun 2001 sampai 2016

Tahun	Plant Cost Indeks
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	579,7
2015	562,9
2016	541,7

<http://www.chemengonline.com/pci>



Gambar 1. Grafik Plant Cost Indeks

Proyeksi nilai *plant cost indeks* pada tahun 2023 sebesar 697,814.

Menurut *Aries & Newton* (1955), nilai harga peralatan pada tahun x (2023) dapat

dicari dengan persamaan berikut ini : $E_x = E_y \left[\frac{N_x}{N_y} \right]$

Dengan :

E_x = Harga alat pada tahun 2023

E_y = Harga alat pada tahun 2014

N_x = Nilai Indeks tahun 2023 = 697,814

N_y = Nilai Indeks tahun 2014 = 579,7

$$E_x = E_y \left[\frac{697,814}{579,7} \right]$$

Untuk jenis alat yang sama tetapi kapasitas berbeda, harga suatu alat dapat

diperkirakan dengan menggunakan persamaan pendekatan berikut ini :

$$E_b = E_a \left[\frac{C_b}{C_a} \right]^{0,6}$$

Dimana :



E_a = Harga alat dengan kapasitas diketahui

E_b = Harga alat dengan kapasitas dicari

C_a = Kapasitas alat A

C_b = Kapasitas alat B

Tabel D.2 Purchased Equipment Cost

Nama Alat	Jumlah	Harga alat		Harga total
		Harga alat 2014	2023	
Tangki C ₆ H ₆	2	54.300	65.363,637	130.727,273
Tangki HNO ₃	2	42.850	51.580,697	103.161,393
Tangki H ₂ SO ₄	2	51.800	62.354,261	124.708,522
Tangki NaOH	2	51.252,096	61.694,722	123.389,443
Tangki C ₆ H ₅ NO ₂	2	46.800	56.335,510	112.671,020
Pompa	14	4.900	5.898,376	82.577,265
Cooler	1	4.000	4.815,001	4.815,001
Reaktor	1	78.300	94.253,642	94.253,642
Netralizer	1	23.300	28.047,380	28.047,380
HE	2	7.100	8.546,627	17.093,253
Mixer	1	56.700	68.252,637	68.252,637
Dekanter	1	5.881	7.079,255	7.079,255
Filter Press	1	86.500	104.124,394	104.124,394
Total	32			1.000.900,479

www.matche.com

Total Equipment Cost (EC) = US\$ 1.000.900,479

A. Capital Investment

A.1.1. Purchased Equipment Cost

Harga Pembelian Alat (EC) = US\$ 1.000.900,479

- Biaya pengangkutan sampai ke pelabuhan

Besarnya adalah 15% EC, alat-alat yang digunakan dalam pabrik

$$= 15\% \times \text{US\$ } 1.000.900,479$$

$$= \text{US\$ } 150.135,072$$

- Asuransi Pengangkutan



Besarnya biaya adalah 0,5%-1% EC, dan ditetapkan 0,6% EC.

$$= 0,6\% \times \text{US\$ } 1.000.900,479$$

$$= \text{US\$ } 6.005,403$$

- Transportasi darat dari pelabuhan

Besarnya biaya adalah 10%-25% EC, dan ditetapkan 15% EC.

$$= 15\% \times \text{US\$ } 1.000.900,479$$

$$= \text{US\$ } 150.135,072$$

- Provisi Bank

Besarnya biaya adalah 0,2%-0,5% EC, dan ditetapkan 0,25% EC

$$= 0,25\% \times \text{US\$ } 1.000.900,479$$

$$= \text{US\$ } 2.502,251$$

- EMKL (Ekspedisi Muatan Kapal Laut)

Besarnya biaya adalah 2%-15% EC, dan ditetapkan 15% EC.

$$= 15\% \times \text{US\$ } 1.000.900,479$$

$$= \text{US\$ } 150.135,072$$

- Pajak Bea Masuk Barang

Besarnya biaya adalah 15% EC

$$\text{Biaya bea masuk barang} = 15\% \times \text{US\$ } 1.000.900,479$$

$$= \text{US\$ } 150.135,072$$

Tabel D.3 Purchased Equipment Cost



Delivery Equipment Cost	USD (\$)
Harga Alat (15%)	1.000.900,479
Biaya pengangkutan (15%)	150.135,072
Asuransi Pengangkutan (0,6%)	6.005,403
Transportasi darat (15%)	150.135,072
Provisi Bank (0,25%)	2.502,251
EMKL (Ekspedisi Muatan Kapal Laut) (15%)	150.135,072
Pajak Bea masuk barang (15%)	150.135,072
Total PEC (US\$)	1.609.948,421
Total PEC (Rp)	23.642.092.558

Total PEC = US\$ 1.609.948,421 = Rp. 23.642.092.558

A.1.2. Biaya Pemasangan Alat (Equipment Installation Cost)

Equipment Installation Cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk pemasangan alat-alat proses dan biaya pemasangannya. Biaya pemasangan alat terdiri dari 3 komponen primer yaitu pondasi., platform, serta support dan bangunan alat (Aries & Newton, hal 77), dalam hal ini ditetapkan 43% PEC yang terdiri dari material 11% dan labor 32% karena ekuivalen dengan biaya pemasangan alat yang sesungguhnya. Perbandingan man hour Indonesia dan asing adalah 3:1. 1 man hour asing = US\$30 dan 1 man hour Indonesia = RP. 250.000 = US\$ 17,02.

Material = 11% x PEC
= 11% x US\$ 1.609.948,421
= US\$ 177.094,326

Labor = 32% x PEC
= 32% x US\$ 1.609.948,421



$$= \text{US\$ } 515.183,495$$

$$\text{Jumlah Man Hour} = \frac{\text{US\$ } 515.183,495}{(\text{US\$ } 30 \times 0,05 \times 1) + (\text{US\$ } 17,02 \times 0,95 \times 3)}$$

$$= \text{US\$ } 10.302,228$$

Pemasangan alat menggunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga Indonesia.

$$\begin{aligned} \text{Total biaya tenaga asing} &= \text{upah} \times 5\% \times \text{jumlah man hour} \times 1 \\ &= \text{US\$ } 30 \times 0,05 \times \text{US\$ } 10.302,228 \times 1 \\ &= \text{US\$ } 15.453,341 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total biaya tenaga Indonesia} &= \text{upah} \times 95\% \times \text{jumlah man hour} \times 3 \\ &= \text{US\$ } 17,02 \times 0,95 \times \text{US\$ } 10.302,228 \times 3 \\ &= \text{US\$ } 499.730,153 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total biaya instalasi} &= \text{US\$ } 177.094,326 + \text{US\$ } 15.453,341 + \text{US\$ } 499.730,153 \\ &= \text{US\$ } 692.277,821 \\ &= \text{US\$ } 619.406,858 \end{aligned}$$

A.1.3. Biaya Pemipaan (Piping Cost)

Piping Cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk sistem pemipaan dalam proses dan biaya pemasangannya. Dari tabel 17. Aries & Newton hal. 78, diperoleh bahwa untuk sistem pemipaan fluid diperlukan biaya sebesar 86% PEC yang terdiri dari material 49% dan labor 37%.

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 49\% \times \text{PEC} \\ &= 49\% \times \text{US\$ } 1.609.948,421 \end{aligned}$$



$$= \text{US\$ } 788.874,726$$

$$\begin{aligned} \text{Labor} &= 37\% \times \text{PEC} \\ &= 37\% \times \text{US\$ } 1.609.948,421 \\ &= \text{US\$ } 595.680,916 \end{aligned}$$

Pemipaan menggunakan 100 % tenaga Indonesia

$$\begin{aligned} \text{Total biaya pemipaan} &= \text{US\$ } 788.874,726 + \text{US\$ } 595.680,916 \\ &= \text{US\$ } 1.384.555,642 \end{aligned}$$

A.1.4. Biaya Instrumental (Instrumentation Cost)

Instrumentation cost adalah biaya yang digunakan untuk melengkapi sistem proses dengan suatu sistem pengendalian (control). Dari tabel 19, Aries & Newton hal. 97, diperoleh bahwa untuk kontrol yang ekstensif diperlukan biaya sebesar 30% PEC yang terdiri dari 24% material dan 6% labor.

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 24\% \times \text{PEC} \\ &= 24\% \times \text{US\$ } 1.609.948,421 \\ &= \text{US\$ } 386.387,621 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Labor} &= 6\% \times \text{PEC} \\ &= 6\% \times \text{US\$ } 1.609.948,421 \\ &= \text{US\$ } 96.596,905 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah man hour} &= \frac{\text{US\$ } 96.596,905}{(\text{US\$ } 30 \times 0,05 \times 1) + (\text{US\$ } 17,02 \times 0,95 \times 3)} \\ &= \text{US\$ } 1.931,668 \end{aligned}$$

Pemasangan alat menggunakan 5% tenaga asing dan 95% tenaga Indonesia.



$$\begin{aligned}\text{Total biaya tenaga asing} &= \text{upah} \times 5\% \times \text{jumlah man hour} \times 1 \\ &= \text{US\$ } 30 \times 0,05 \times \text{US\$ } 1.931,668 \times 1 \\ &= \text{US\$ } 2.897,502\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total biaya tenaga Indonesia} &= \text{upah} \times 95\% \times \text{jumlah man hour} \times 3 \\ &= \text{US\$ } 17,02 \times 0,95 \times \text{US\$ } 1.931,668 \times 3 \\ &= \text{US\$ } 93.699,404\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total biaya instrumentasi} &= \text{US\$ } 386.387,621 + \text{US\$ } 2.897,502 + \text{US\$ } 93.699,404 \\ &= \text{US\$ } 482.984,526\end{aligned}$$

A.1.5. Biaya Insulasi (Insulation Cost)

Insulation Cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk sistem insulasi di dalam proses produksi. Dari tabel 21, Aries & Newton hal. 98, diperoleh bahwa biaya isolasi sebesar 8% PEC yang terdiri dari 3% material dan 5% labor.

$$\begin{aligned}\text{Material} &= 3\% \times \text{PEC} \\ &= 3\% \times \text{US\$ } 1.609.948,421 \\ &= \text{US\$ } 48.298,453\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Labor} &= 5\% \times \text{PEC} \\ &= 5\% \times \text{US\$ } 1.609.948,421 \\ &= \text{US\$ } 80.497,421\end{aligned}$$

Pemasangan alat menggunakan 100% tenaga Indonesia.

$$\begin{aligned}\text{Total biaya insulasi} &= \text{US\$ } 48.298,453 + \text{US\$ } 80.497,421 \\ &= \text{US\$ } 128.795,874\end{aligned}$$



A.1.6. Biaya Listrik (Electrical Cost)

Electrical Cost adalah biaya yang dipakai untuk pengadaan sarana pendukung dalam penyediaan atau pendistribusian tenaga listrik. Dari tabel 26, Peters & Timmerhause hal. 210, diperoleh bahwa biaya elektrik 10% – 40%, diambil 25% yang terdiri dari material 10% dan labor 15%.

$$\begin{aligned}\text{Material} &= 10\% \times \text{PEC} \\ &= 10\% \times \text{US\$ } 1.609.948,421 \\ &= \text{US\$ } 160.994,842\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Labor} &= 15\% \times \text{PEC} \\ &= 15\% \times \text{US\$ } 1.609.948,421 \\ &= \text{US\$ } 241.492,263\end{aligned}$$

Pemasangan alat menggunakan 100% tenaga Indonesia.\

$$\begin{aligned}\text{Total biaya listrik} &= \text{US\$ } 160.994,842 + \text{US\$ } 241.492,263 \\ &= \text{US\$ } 402.487,105\end{aligned}$$

A.1.7. Bangunan (Building)

$$\text{Luas bangunan diperkirakan} = 10.000 \text{ m}^2$$

$$\text{Harga bangunan diperkirakan} = \text{Rp. } 4.000.000/\text{m}^2$$

$$\begin{aligned}\text{Total biaya bangunan} &= \text{Rp. } 40.000.000.000 \\ &= \text{US\$ } 2.723.867,892\end{aligned}$$

A.1.8. Tanah dan Perbaikan Lahan



Luas tanah diperirakan	= 20.000 m ²
Harga tanah diperkirakan	= Rp. 2.000.000/m ²
Total biaya tanah	= Rp. 40.000.000.000
	= US\$ 2.723.867,892

A.1.9. Biaya Utilitas (Utility Cost)

Utility Cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk pengadaan unit-unit pendukung proses, antara lain unit penyediaan air, steam, genset, cooling tower, dan udara tekan. Dalam perancangan ini, ditetapkan sebesar 40% PEC (Aries & Newton hal. 109, tabel 31).

$$\begin{aligned}\text{PEC utilitas} &= 40\% \times \text{PEC} \\ &= 40\% \times \text{US\$ } 1.609.948,421 \\ &= \text{US\$ } 643.979,368\end{aligned}$$

A.1.10. Biaya Lingkungan (Environmental Cost)

Biaya untuk lingkungan diestimasi sebesar PEC digunakan untuk pemeliharaan lingkungan sekitar pabrik, termasuk lingkungan di dalam dan luar pabrik, pembuatan dan pemeliharaan taman (Peters & Timmerhause hal.70).

Dalam hal ini, diambil 30% PEC.

$$\begin{aligned}\text{PEC Environmental} &= 30\% \times \text{PEC} \\ &= 30\% \times \text{US\$ } 1.609.948,421 \\ &= \text{US\$ } 482.984,526\end{aligned}$$

Tabel D.6 Physical Plant Cost



Jenis	Biaya (US\$)
PEC	1.609.948,421
Instalasi alat	692.277,821
Pemipaan	1.384.555,642
Instrumentasi	482.984,526
Insulasi	128.795,874
Listrik	402.487,105
Bangunan	2.723.867,892
Tanah	2.723.867,892
Utilitas	643.979,368
Lingkungan	482.984,526
Total PPC	11.275.749,068
Rp	165.584.375.062

Total PPC = US\$ 11.275.749,068

= Rp. 165.584.375.062

A.1.11. Biaya Teknisi dan Konstruksi (Engineering and Construction Cost)

Engineering and Construction Cost adalah biaya untuk design engineering field supervisor, konstruksi sementara dan inspeksi. Nilainya 1 – 20% PPC, tabel 4, Aries & Newton, dalam hal ini ditetapkan 20% PPC.

Engineering and Construction Cost = 20% x PPC

= 20% x US\$ 11.275.749,068

= US\$ 2.255.149,814

DPC = (PPC + Engineering & Construction)

Total = US\$ 11.275.749,068 + US\$ 2.255.149,814

= US\$ 13.530.898,881



A.1.13. Biaya Kontraktor (Contractor's Fee)

Contractor's Fee adalah biaya yang dipakai untuk membayar kontraktor pembangunan pabrik. Dari Aries & Newton hal. 4, biaya kontraktor diestimasi sebesar 4 – 10% DPC, dalam hal ini diambil 10% DPC.

$$\begin{aligned}\text{Contractor's Fee} &= 10\% \times \text{US\$ } 13.530.898,881 \\ &= \text{US\$ } 1.353.089,888\end{aligned}$$

A.1.14. Contingency Cost

Contingency Cost adalah biaya kompensasi perubahan harga dan kesalahan estimasi. Besarnya 10 – 25% DPC (tabel 5, Aries & Newton), dalam ha ini ditetapkan 10% DPC.

$$\begin{aligned}\text{Contingency Cost} &= 10\% \times \text{US\$ } 13.530.898,881 \\ &= \text{US\$ } 1.353.089,888\end{aligned}$$

Tabel D.7 Fixed Capital Investment

Fixed Capital	Biaya
DPC	13.530.898,881
Contractor's Fee	1.353.089,888
Contingency	1.353.089,888
Total FCI	16.237.078,658
Rp	238.441.500.089

$$\text{Total FCI} = \text{US\$ } 16.237.078,658$$

$$= \text{Rp.}238.441.500.089$$

A.1.15. Biaya Plant Start Up

Biaya Plant Start Up sebesar 5 – 10% dari FCI. Dipilih 5% FCI



$$\begin{aligned}\text{Plant Start Up} &= 5\% \times \text{US\$ } 16.237.078,658 \\ &= \text{US\$ } 811.853,933\end{aligned}$$

A.1.16. Interest During Contruction

Biaya interest during construction sebesar 5% dari FCI pertahun selama masa pembangunan (2tahun).

$$\begin{aligned}\text{Interest During Contruction} &= 5\% \times \text{FCI} \\ &= 5\% \times \text{US\$ } 16.237.078,658 \\ &= \text{US\$ } 811.853,933\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Selama 2 tahun} &= 2 \times \text{US\$ } 811.853,933 \\ &= \text{US\$ } 1.623.707,866\end{aligned}$$

A.2 Working Capital invesment

Working Capital invesment merupakan dana yang digunakan untuk menjalankan usaha secara normal. Working Capital terdiri dari:

A.2.1. Persediaan Bahan Baku (Raw Material Inventory)

Dalam penyediaan bahan baku mempertimbangkan pabrik yang menyediakannya. Perlu pertimbangan letak pabrik penyedia bahan baku, kapasitas, serta kesepakatan yang dibuat dalam rangka penyelenggaraan shutdown, maupun turn arround (TA). Dalam hal ini, pabrik penyedia bahan baku terletak dalam satu kawasan dan juga satu kota, sehingga tidak diperlukan waktu yang terlalu lama dalam penyimpanan bahan baku.



Tabel D.8 Biaya Penyimpanan Bahan Baku

Bahan Baku	Waktu Penyimpanan (hari)	Harga (USD/kg)	Kebutuhan (kg/hari)	Harga (US\$)
C ₆ H ₆	7	0,6	32.466,960	136.361,232
HNO ₃	7	0,28	24.974,592	48.950,200
H ₂ SO ₄	7	0,2	12.487,296	17.482,214
NaOH	7	0,12	10.935,816	9.186,085
Total				211.979,732

A.2.2. Persediaan dalam Proses (Inprocess Inventory)

Inprocess Inventory adalah biaya yang harus ditanggung selama bahan sedang berada dalam proses. Tergantung dari panjangnya siklus pemrosesan. Besarnya diperkirakan 50% dari Manufacturing Cost untuk waktu hold up tertentu (Aries & Newton, 1955).

Waktu Hold Up 3 jam

$$\begin{aligned} \text{Inprocess Inventory} &= \frac{3 \times 0,5 \times MC}{\frac{24 \text{ jam}}{\text{hari}} \times 330 \text{ hari/tahun}} \\ &= \frac{3 \times 0,5 \times \text{US\$}18.085.505,411}{\frac{24 \text{ jam}}{\text{hari}} \times 330 \text{ tahun}} \\ &= \text{US\$ } 3.425,285 \end{aligned}$$



A.2.3. Persediaan Produk (Product Inventory)

Product Inventory diperkirakan setara dengan 0,5 bulan produksi untuk harga Manufacturing Cost, hal ini untuk biaya yang diperlukan dalam penyimpanan produk sebelum produk tersebut ke pasaran (Aries & Newton, hal. 12).

$$\begin{aligned}\text{Total Product Inventory} &= 0,5/11 \times MC \\ &= 0,5/11 \times \text{US\$ } 18.085.505,411 \\ &= \text{US\$ } 822.068,428\end{aligned}$$

A.2.4 Extended Credit

Besarnya Extended Credit diperkirakan setara dengan 0,5 bulan produksi untuk harga Manufacturing Cost, hal ini untuk biaya yang diperlukan dalam penyimpanan produk sebelum produk tersebut ke pasaran (Aries & Newton).

$$\begin{aligned}\text{Total Extended Credit} &= 0,5/11 \times MC \\ &= 0,5/11 \times \text{US\$ } 18.085.505,411 \\ &= \text{US\$ } 822.068,428\end{aligned}$$

A.2.5. Available Cash

Besarnya Available Cash setara dengan 0,5 bulan produk produksi untuk harga Manufacturing Cost, hal ini untuk biaya yang diperlukan dalam penyimpanan produk sebelum produk tersebut ke pasaran (Aries & Newton)

$$\begin{aligned}\text{Available Cash} &= 0,5/11 \times MC \\ &= 0,5/11 \times \text{US\$ } 18.085.505,411\end{aligned}$$



= US\$ 822.068,428

Tabel D.9 Working Capital Investment (WCI)

Working Capital	Biaya (US\$)
Raw material inventory	211.979,732
Inprocess inventory	3.425,285
Product inventory	822.068,428
Extended credit	822.068,428
Available cash	822.068,428
Total	2.681.610,301

Total Capital Investment

Tabel D.10 Total Capital Investment (TCI)

Capital Investment	Biaya (US\$)
Working Capital Investment (WCI)	2.681.610,301
Plant Start Up	811.853,933
Interest During Condruction	1.623.707,866
Fixed Capital Investment (FCI)	16.237.078,658
Total Capital Investment (TCI)	21.354.250,757

B. Manufacturing Cost

B.1. Direct Manufacturing Cost

Direct Manufacturing Cost merupakan biaya yang dikeluarkan khusus dalam pembuatan suatu produk.



B.1.1. Bahan Baku

Tabel D.10 Harga Bahan Baku

bahan baku	Harga per kg (US\$)	Kebutuhan (kg/tahun)	Total
C ₆ H ₆	0,6	10.714.096,80	6.428.458,080
HNO ₃	0,28	8.241.615,360	2.307.652,301
H ₂ SO ₄	0,2	4.120.807,680	824.161,536
NaOH	0,12	3.608.819,280	433.058,314
Total			9.993.330,230

B.1.2.Labor Cost

Tabel D.11 Labor Cost

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan	Biaya 1 tahun (Rp)
Karyawan proses	40	5.000.000	2.400.000.000
Karyawan utilitas	15	5.000.000	900.000.000
Karyawan non-proses	8	5.000.000	480.000.000
Total	63		3.780.000.000

Total gaji buruh dalam 1 tahun = Rp. 3.780.000.000 = US\$ 257.405,516



B.1.3. Supervisi

Tabel D.12 Supervisi Cost

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan	Biaya 1 tahun (Rp)
Manager	4	20.000.000	960.000.000
Kepala seksi	12	12.000.000	1.728.000.000
Total	16		2.688.000.000

Total gaji supervisi dalam 1 tahun = Rp. 2.688.000.000 = US\$ 183.043,922

B.1.4. Maintenance

Maintenance cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk pemeliharaan peralatan proses. Besarnya 2-20% FCI ditetapkan 10% FCI (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned}\text{Maintenance Cost} &= 10\% \times \text{US\$ } 16.237.078,658 \\ &= \text{US\$ } 1.623.707,866\end{aligned}$$

B.1.5. Plant Supplies

Plant Supplies ditetapkan sebesar 15% dari Maintenance Cost pertahun, karena dianggap pabrik beroperasi pada kondisi normal (Aries & Newton, hal 168)

$$\begin{aligned}\text{Biaya Plant Supplies} &= 15\% \times \text{US\$ } 1.623.707,866 \\ &= \text{US\$ } 243.556,180\end{aligned}$$

B.1.6. Royalties & Patents



Biaya untuk Royalties & Patents mempunyai range antara 1-5% dari harga penjualan produk pertahun (Aries & Newton, 1955).

Kapasitas Produksi = 15.000 ton/tahun

Harga Produk = US\$ 2,15/kg (www.alibaba.com)

Harga jual pertahun = US\$ 32.250.000

Royalties & Patents = 3% x US\$ 32.250.000

= US\$ 967.500

B.1.7. Utilitas

Cost of utilities adalah biaya yang dibutuhkan untuk pengoperasian unit-unit pendukung proses seperti pengadaan steam, air bersih, listrik dan bahan bakar. Dalam perkiraan ini diambil besarnya 30% terhadap nilai bangunan + contingency (sesuai Aries & Newton, hal. 168, sebesar 25-50%).

Biaya bangunan dan contingency = Biaya bangunan + contingency

= US\$ 2.723.867,892 + US\$ 1.353.089,888

= US\$ 4.076.957,781

Biaya utilitas = 30% x US\$ 4.076.957,781

= US\$ 1.223.087,334

Tabel D.13 Total Direct Manufacturing Cost (DMC)



DMC	Biaya (US\$)
Bahan Baku	9.993.330,230
Labor	257.405,516
Supervisi	183.043,922
Maintenance	1.623.707,866
Plant supplies	243.556,180
Royalties	967.500
Utilitas	1.223.087,334
Total	14.491.631,048

B.2. Indirect Manufacturing Cost

Indirect Manufacturing Cost merupakan pengeluaran yang tidak langsung akibat dari pembuatan suatu produk. Indirect Manufacturing Cost terdiri dari:

B.2.1. Payroll Overhead

Meliputi biaya untuk membayar pensiunan, liburan yang ditanggung pabrik, asuransi, cacat jasmani akibat kerja, THR, dan security. Besarnya 15-20% dari Labour Cost (Aries & Newton, hal. 173) ditetapkan 15% dari labour Cost.

$$\begin{aligned}\text{Payroll Overhead} &= 15\% \times \text{US\$ } 257.405,516 \\ &= \text{US\$ } 38.610,827\end{aligned}$$

B.2.2. Laboratorium

Biaya yang diperlukan untuk analisa laboratorium. Besarnya 10-20% dari Labour Cost (Aries & Newton, hal. 174) ditetapkan 10% dari Labour Cost.

$$\text{Laboratorium} = 10\% \times \text{US\$ } 257.405,516$$



$$= \text{US\$ } 25.740,552$$

B.2.3. Plant Overhead

Biaya yang diperlukan untuk service yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi. Termasuk didalamnya adalah biaya pembelian, pergudangan, bonus produksi. Besarnya 50-100% dari Labour Cost (Aries & Newton, hal 174) ditetapkan 10% dari Labour Cost.

$$\begin{aligned} \text{Plant Overhead} &= 50\% \times \text{US\$ } 257.405,516 \\ &= \text{US\$ } 128.702,758 \end{aligned}$$

B.2.4. Biaya Pengemasan dan Transportasi (packaging and Transportation Cost)

Biaya packaging dibutuhkan untuk membayar biaya pengemasan dan container produk, biasanya tergantung dari sifat-sifat kimia produk dan nilai shipping diperlukan untuk membayar ongkos pengangkutan barang produksi hingga sampau di tempat pembeli. Besarnya 4-36% harga penjualan produk (Aries & Newton, hal. 174) ditetapkan 4% dari harga penjualan produk.

Tabel D.14. Produksi

Produk	Kapasitas (kg/tahun)	Harga (USD/kg)	Penjualan
Nitrobenzene	15.000.000	2,15	32.250.000

$$\text{Biaya packaging dan shipping} = 4\% \times \text{US\$ } 32.250.000$$



= US\$ 1.290.000

Tabel D.15 Total Indirect Manufacturing Cost (IMC)

IMC	Biaya (US\$)
Payroll Overhead	38.610,827
Laboratory	25.740,552
Plant Overhead	128.702,758
Packing	1.290.000
Total	1.483.054,137

B.3. Fixed Manufacturing Cost (FMC)

FMC merupakan pengeluaran yang berkaitan dengan inisial Fixed Capital Investmen dan harganya tetap, tidak bergantung waktu maupun tingkat produksi. Fixed Cost terdiri dari

B.3.1. Depresiasi

Depresiasi merupakan penurunan harga peralatan dan gedung karena pemakaian. Besarnya 8-10% dari FCI dan ditetapkan 10% dari FCI, karena pabrik ini tergolong pabrik yang baru didirikan.

$$\begin{aligned}\text{Depresiasi} &= 10\% \times \text{US\$ } 16.237.078,658 \\ &= \text{US\$ } 1.623.707,866\end{aligned}$$

B.3.2. Property Taxes

Merupakan pajak yang dibayarkan oleh perusahaan. Besarnya 1-2% FCI (Aries & Newton, hal.181) ditetapkan 2% dari FCI.



$$\begin{aligned} \text{Property Taxes} &= 2\% \times \text{US\$ } 16.237.078,658 \\ &= \text{US\$ } 324.741,573 \end{aligned}$$

B.3.3. Asuransi

Pihak perusahaan harus mengeluarkan uang untuk biaya asuransi pabriknya semakin berbahaya plant terdapat, maka biaya asuransinya semakin tinggi. Besarnya ditetapkan 1% dari FCI (Aries & Newton, hal. 182)

$$\begin{aligned} \text{Asuransi} &= 1\% \times \text{US\$ } 16.237.078,658 \\ &= \text{US\$ } 162.370,787 \end{aligned}$$

Tabel D.16 Total Fixed Manufacturing Cost (FMC)

FMC	Biaya (US\$)
Depresiasi	1.623.707,866
Property Taxes	324.741,573
Insurance	162.370,787
Total	2.110.820,226

Tabel D.17 Manufacturing Cost

Manufacturing Cost	Biaya (US\$)
Direct Manufacturing Cost	14.491.631,048
Indirect Manufacturing Cost	1.483.054,137
Fixed Manufacturing Cost	2.110.820,226
Total	18.085.505,411

C. General Expense



General Expense yaitu macam-macam pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak Manufacturing Cost. General expense terdiri dari :

C.1. Administrasi

Biaya administrasi mencakup untuk gaji manager/staf pegawai, satpam, sopir, dan biaya auditing. Secara rinci adalah sebagai berikut:

C.1.1. Management Salaries

Tabel D.17 Management Salaries

Jabatan	Jumlah	Gaji/bulan (Rp)	Gaji/tahun (Rp)
Direktur utama	1	45.000.000	540.000.000
Dewan Komisaris	2	40.000.000	960.000.000
Staf ahli	3	15.000.000	540.000.000
Karyawan pembelian dan pemasaran	15	5.000.000	900.000.000
Dokter	1	12.000.000	144.000.000
Perawat	2	5.000.000	120.000.000
Sopir	13	4.000.000	624.000.000
Keamanan	9	4.000.000	432.000.000
Total	46		4.260.000.000

Total Management Salaries per tahun = **Rp. 4.260.000.000**

= **US\$ 290.091,931**

C.1.2. Peralatan Kantor dan Komunikasi



Peralatan kantor disediakan setiap tahun sebesar = US\$ 25.000,00

= Rp. 367.125.000,00

C.1.3. Legal's Fee and Auditing

Legal's Fee and Auditing adalah biaya untuk dokumen-dokumen yang sah secara hukum, sedangkan auditing adalah biaya untuk membayar akuntan publi.

Untuk Legal's Fee and Auditing disediakan setiap tahun = US\$ 150.000,00

=Rp.2.202.750.000

Tabel D.18 Administrasi Cost

Administrasi Cost	Biaya (US\$)
Management salaries	290.091,931
Peralatan kantor dan komunikasi	25.000
Legal's fee and auditing	150.000
Total	465.091,931

C.2. Sales Expense

Besarnya bervariasi, tergantung pada tipe produk, distribusi, pasar, iklan, dan lain-lain. Secara umum besarnya diperkirakan 3 – 12% dan Manufacturing Cost (Aries & Newton hal.186), dalam perancangan ini dipilih nilai 5% dari Manufacturing Cost.

Sales Expense = 5% x MC

= 5% x US\$ 18.085.505,411



$$= \text{US\$ } 904.275,271$$

C.3. Research

Biaya yang diperlukan untuk peningkatan dan pengembangan produk ataupun jenisnya. Besarnya diperkirakan 3,5 – 8% dari Manufacturing Cost (Aries & Newton hal. 187), ditetapkan 5% karena produk dari pabrik dimethyl ether ini tergolong jenis produk industrial chemical.

$$\begin{aligned} \text{Research} &= 5\% \times \text{MC} \\ &= 5\% \times \text{US\$ } 18.085.505,411 \\ &= \text{US\$ } 904275,271 \end{aligned}$$

C.4. Finance

Finance adalah pengeluaran untuk membayar bunga pinjaman modal. Besarnya finance cost 2 – 4% dari Total Capital Investment. Ditetapkan 4% (Aries & Newton, hal. 187).

$$\begin{aligned} \text{Finance} &= 4\% \times \text{TCI} \\ &= 4\% \times \text{US\$ } 21.354.250,757 \\ &= \text{US\$ } 854.170,030 \end{aligned}$$

Tabel D.19 Total General Expense



General Expense	Biaya (US\$)
Administrasi	465.091,931
Sales expense	904.275,271
Research	904.275,271
Finance	854.170,030
Total	3.127.812,502

Tabel D.20 Production Cost

Production	Biaya (US\$)
Manufacturing	18.085.505,411
General expense	3.127.812,502
Total	21.213.317,913

D. Analisa Kelayakan

D.1. Keuntungan (Profit) Percent Profit on Sales (POS)

Total biaya produksi = US\$ 21.213.317,913

Total penjualan = US\$ 32.250.000

Keuntungan = Penjualan – Biaya Produksi

= US\$ 32.250.000 – US\$ 21.213.317,913

= US\$ 11.036.682,087

Keuntungan sebelum pajak = US\$ 11.036.682,087

= Rp. 162.073.676.452



$$\text{Pajak} = 25\% \times \text{Rp. } 162.073.676.452$$

$$= \text{Rp. } 40.518.419.113$$

$$= \text{US\$ } 2.759.170,522$$

$$\text{Keuntungan setelah pajak} = \text{US\$ } 11.036.682,087 - \text{US\$ } 2.759.170,522$$

$$= \text{US\$ } 8.277.511,565$$

D.1.1. Percent Profit on Sales (POS)

$$\text{POS} = \frac{\text{keuntungan}}{\text{harga jual produk}} \times 100\%$$

$$\text{Sebelum pajak} = \frac{\text{US\$ } 11.036.682,087}{\text{US\$ } 32.250.000} \times 100\%$$

$$= 34,22\%$$

$$\text{Setelah pajak} = \frac{\text{US\$ } 8.277.511,565}{\text{US\$ } 32.250.000} \times 100\%$$

$$= 25,67\%$$

D.1.2. Return On Investment (ROI)

Adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, didasari pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{Keuntungan}}{\text{FCI}} \times 100\%$$



$$\text{Sebelum pajak} = \frac{\text{US\$ } 11.036.682,087}{\text{US\$ } 16.237.078,658} \times 100\%$$

$$= 67,97\%$$

$$\text{Setelah pajak} = \frac{\text{US\$ } 8.277.511,565}{\text{US\$ } 16.237.078,658} \times 100\%$$

$$= 50,98\%$$

D.1.3. Pay Out Time (POT)

Adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum diperoleh suatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya capital investmen oleh profit sebelum dikurangi depresiasi. POT dapat dihitung dengan menghitung cumulative cash flow pabrik sejak pendirian hingga pabrik itu beroperasi. Perhitungan yang digunakan sebagai berikut :

$$\text{POT sebelum pajak} = \frac{\text{Fixed capital investment}}{\text{Keuntungan sebelum pajak} + (0,1 \times \text{FCI})}$$

$$\text{POT sebelum pajak} = \frac{\text{US\$ } 16.237.078,658}{\text{US\$ } 11.036.682,087 + (0,1 \times \text{US\$ } 16.237.078,658)}$$

$$\text{POT sebelum pajak} = 1,27 \text{ tahun}$$

$$\text{POT setelah pajak} = \frac{\text{Fixed capital investment}}{\text{Keuntungan sebelum pajak} + (0,1 \times \text{FCI})}$$

$$\text{POT setelah pajak} = \frac{\text{US\$ } 16.237.078,658}{\text{US\$ } 8.277.511,565 + (0,1 \times \text{US\$ } 16.237.078,658)}$$

$$\text{POT setelah pajak} = 1,64 \text{ tahun}$$

D.1.4. Perhitungan BEP dan SDP



a. Fixed Cost (Fa)

Tabel D.21 Fixed Cost

Fixed Cost	Biaya (US\$)
Depresiasi	1.623.707,866
Property taxes	324.741,573
Insurance	2.110.820,226
Total	4.059.269,664

b. Variabel Cost (Va)

Tabel D.22 Variabel Cost

Variabel Cost	Biaya (US\$)
Raw material	9.993.330,230
Utilitas	1.223.087,334
Packaging & transportation	1.290.000
Royalty & patent	967.500
Total	13.473.917,565

c. Regulated Cost (Ra)

Tabel D.23 Regulated Cost

Regulated Cost	Biaya (US\$)
Labor	257.405,516
Payroll overhead	38.610,827
Supervisi	183.043,922
Laboratorium	25.740,552
General expense	3.127.812,502
Maintenance	1.623.707,866
Plant overhead	128.702,758
Plant supplies	243.556,180
Total	5.628.580,123

d. Sales (Sa)

Penjualan produk selama satu tahun = US\$ 32.250.000

e. Break Even Point (BEP)



Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan Break Even Point kita dapat menentukan tingkat berapa harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{Fa + 0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\% \\ &= \frac{4.059.269,664 + 0,3 \cdot 5.628.580,123}{32.250.000 - 13.473.917,565 - 0,7 \cdot 5.628.580,123} \times 100\% \\ &= 38,74\% \end{aligned}$$

Dari perhitungan didapatkan bahwa BEP sebesar 38,74% artinya pada persentase produksi tersebut pabrik tidak mengalami kerugian dan tidak mendapat keuntungan, dampaknya dengan nilai BEP yang rendah pabrik akan mendapatkan rekomendasi dari bank untuk mendapatkan kredit, karena pihak bank sendiri akan mendapatkan keuntungan dari peminjaman kredit perusahaan.

f. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain variabel cost yang terlalu tinggi atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\% \\ &= \frac{0,3 \cdot 5.628.580,123}{32.250.000 - 13.473.917,565 - 0,7 \cdot 5.628.580,123} \times 100\% \\ &= 11,38\% \end{aligned}$$



Artinya, pabrik ini mempunyai persentase kapasitas minimal SDP 11,38 % untuk dapat mencapai kapasitas produksi 15.000 ton/tahun. Apabila pabrik tidak mampu mencapai kapasitas minimal tersebut, maka lebih baik berhenti beroperasi atau tutup. Karena lebih murah menutup pabrik dan membayar Fixed Cost (Fa) dari pada harus terus memproduksi.

D.1.5. Discounted Cash Flow – Rate of Return (DCF-ROR)

Discounted Cash Flow adalah satu metode untuk menghitung prospek pertumbuhan investasi dalam berapa waktu yang dinyatakan dalam persentase.

$$\text{Fixed Capital Investment (FCI)} = \text{US\$ } 16.237.078,658$$

$$\begin{aligned} \text{Salvage Value (SV)} &= 10\% \times \text{FCI} \\ &= 10\% \times \text{US\$ } 16.237.078,658 \\ &= \text{US\$ } 1.623.707,866 \end{aligned}$$

$$\text{Depreciation Cost} = \text{US\$ } 1.623.707,866$$

$$\begin{aligned} \text{Umur Pabrik} &= (\text{FCI}-\text{SV})/\text{Depreciation cost} \\ &= (\text{US\$ } 16.237.078,658 - \text{US\$ } 1.623.707,866) / \text{US\$ } 1.623.707,866 \end{aligned}$$

$$= 9 \text{ tahun}$$

$$\text{Working Capital (WC)} = \text{US\$ } 2.681.610,301$$

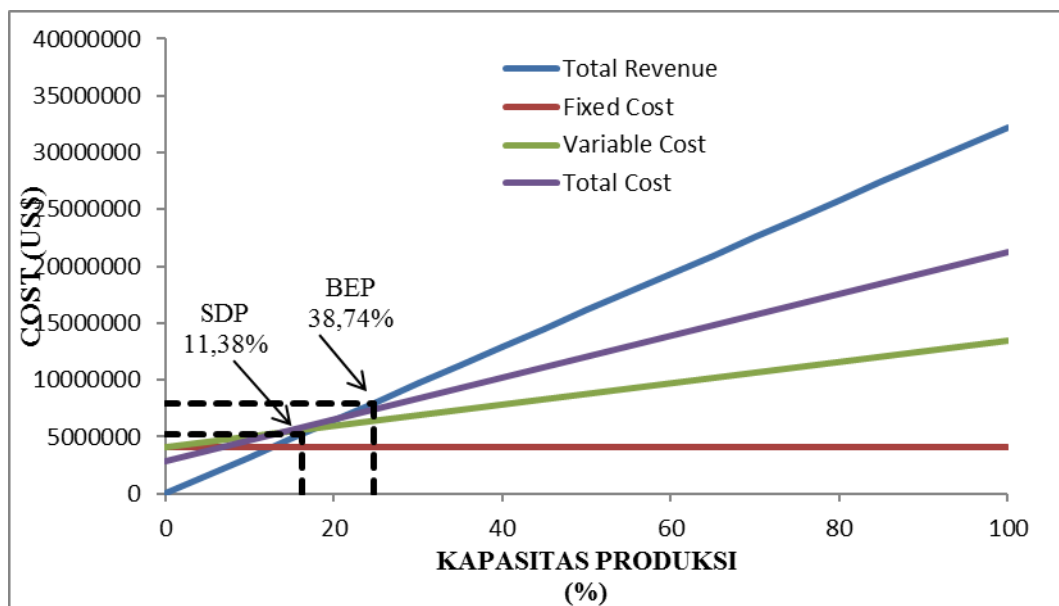
$$\begin{aligned} \text{Cash Flow (CF)} &= \text{Keuntungan setelah pajak} + \text{Depreciation cost} + \text{Finance cost} \\ &= \text{US\$ } 10.755.389,462 \end{aligned}$$



$$(FCI + WC)(1 + i)^n = \left[\left(\sum_{d=1}^{d=n} (1 + i)^{n-d} \right) \times CF \right] + (WC + SV)$$

Dengan trial diperoleh harga i (rate of return) = 40,23%

Harga rate of return lebih besar dari suku bunga bank yaitu 6,00%



Gambar D.1 Grafik Analisa Kelayakan Ekonomi

Tabel D.1 Resume Analisa Kelayakan Ekonomi

No	Parameter	Hasil Perhitungan	Tolak Ukur
1	Keuntungan setelah pajak	US\$ 8.277.511,565	-
2	Percent Profit On Sales (POS) setelah pajak	25,67%	-
3	Return On Investment (ROI) sebelum pajak	67,97%	Min 11%



4	<i>Pay Out Time (POT)</i> sebelum pajak	1,27 tahun	Maks. 5 tahun
5	<i>Break Even Point (BEP)</i>	38,74%	< 60%
6	<i>Shut Down Point (SDP)</i>	11,38%	-
7	<i>Rate Of Return (ROR)</i>	40,23%	> 6,00%

Berdasarkan resume analisa kelayakan pada tabel di atas, dapat diketahui bahwa pabrik *nitrobenzen* ini layak untuk didirikan.

