

**PRA RANCANGAN PABRIK MONONITROTOLUENA**

**DARI TOLUENA DAN ASAM CAMPURAN**

**KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN PABRIK Diajukan Sebagai**

**Salah Satu Syarat Wajib Untuk Memperoleh**

**Gelar Sarjana Teknik Kimia**



**Oleh:**

**Nama : Diyas Aledya Yahya**

**Nama : Intan Permatasari**

**No. Mahasiwa : 17521063**

**No. Mahasiwa : 17521072**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA**

**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**

**YOGYAKARTA**

**2021**

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN**  
PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA MONONITROTOLUENA DARI  
TOLUENA DAN ASAM CAMPURAM KAPASITAS 20.000  
TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Diyas Aledya Yahya      Nama : Intan Permatasari  
No. Mahasiswa : 17521063      No. Mahasiswa : 17521072

Yogyakarta, 3 Agustus 2021

Menyatakan bahwa seluruh hasil perancangan pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Diyas Aledya Yahya



Intan Permata sari

# LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA MONONITROTOLUENA SARI

TOLUENA DAN ASAM CAMPURAN KAPASITAS 20.000

TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK



Oleh:

Nama : Diyas Aledya Yahya Nama : Intan Permatasari  
No. Mahasiswa : 17521063 No. Mahasiswa : 17521072

Yogyakarta, 03 Agustus 2021

Pembimbing 1

(Agus Taufiq, Ir., M.Sc.)

Pembimbing 2

(Lucky Wahyu N.S., S.T., M.Eng)

# LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

## PRARANCANGAN PABRIK MONONITROTOLUENA DARI TOLUENA DAN ASAM CAMPURAN DENGAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

### PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Diyas Aledya Yahya

No. Mahasiswa : 17521063

Telah Dipertahankan Di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia <Bidang Studi/Konsentrasi> Program  
Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 24 Agustus 2021

Tim Penguji,

Agus Taufiq, Ir., M.Sc.


Ketua

Prof. Ir.Zainus Salimin, M.Si

Penguji 1

Tintin Mutiara, S.T., M.Eng.

Penguji 2



Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

# LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

## PRARANCANGAN PABRIK MONONITROTOLUENA DARI TOLUENA DAN ASAM CAMPURAN DENGAN KAPASITAS 20.000 TON/TAHUN

### PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Intan Permatasari

No. Mahasiswa : 17521072

Telah Dipertahankan Di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia <Bidang Studi/Konsentrasi> Program  
Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 24 Agustus 2021

Tim Penguji,

Agus Taufiq, Ir., M.Sc.

Ketua

Prof. Ir.Zainus Salimin, M.Si

Penguji 1

Tintin Mutiara, S.T., M.Eng.

Penguji 2



Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



Dr. Suharno Rusdi

## KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis panjatkan ke hadirat Allah SWT, karena dengan rahmat-Nya penulis dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir yang berjudul “Pra Rancangan Pabrik Mononitrotoluena dari Toluena dan Asam Campuran dengan Kapasitas 20.000 Ton/Tahun” tepat pada waktunya. Laporan tugas akhir ini dilaksanakan dan disusun berdasarkan hasil pembelajaran dan studi literatur secara daring. Laporan Tugas Akhir ini dapat disusun dengan baik berkat bantuan dari pihak-pihak yang telah memberikan bimbingan dan dukungan sebagai bahan masukan. Oleh karena itu, penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Orang tua yang selalu memberikan dukungan secara moril dan materiil.
2. Bapak Suharno Rusdi, Ph.D selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Agus Taufiq, Ir., M.Sc. sebagai pembimbing pertama dan bu Lucky Wahyu Nuzulia Setyaningsih, S.T., M.Eng. sebagai pembimbing kedua yang selalu memberikan arahan dan bimbingan kepada kami selama proses pengerjaan tugas akhir ini.
4. Teman-teman Teknik Kimia angkatan 2017 yang telah mendukung dan memberikan semangat dan telah berjuang bersama-sama selama ini.
5. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
6. Semua pihak yang telah membantu dalam penulisan tugas akhir ini yang tidak dapat disebutkan satu-persatu.

Penulis menyadari bahwa laporan tugas akhir ini masih banyak kekurangan dan kekeliruan. Oleh karena itu, kami mengharapkan kritik dan saran yang membangun dari pembaca. Semoga, laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

Yogyakarta, 07 Maret 2021

Hormat Kami,

Penulis

# DAFTAR ISI

JUDUL .....	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN .....	ii
LEMBAR PENGESAHAN .....	iii
KATA PENGANTAR .....	vi
DAFTAR ISI .....	vii
DAFTAR TABEL.....	ix
DAFTAR GAMBAR.....	xi
DAFTAR LAMPIRAN .....	xii
ABSTRAK .....	xiii
ABSTRACT.....	xiv
BAB I PENDAHULUAN .....	1
1.1. Latar Belakang .....	1
1.2. Kapasitas Perancangan .....	2
1.3. Tinjauan Pustaka .....	5
1.4. Pemilihan Lokasi Pabrik .....	8
1.5. Metode.....	8
BAB II PERANCANGAN PRODUK .....	12
2.1. Spesifikasi Produk .....	12
2.2. Spesifikasi Bahan Baku.....	13
2.3. Spesifikasi Katalis .....	15
2.4. Pengendalian Kualitas .....	15
BAB III. PERANCANGAN PROSES.....	18
3.1. Uraian Proses.....	18
3.2. Spesifikasi Alat.....	19
3.3. Perancangan produksi.....	34
BAB IV PERANCANGAN PABRIK.....	37
4.1. Lokasi Pabrik.....	37
4.2. Tata Letak Pabrik (Plant Layout) .....	40
4.3. Tata Letak Mesin/ Alat Proses .....	45
4.4. Alir Proses Dan Material .....	46
4.5. Pelayanan Teknik (Utilitas).....	51
4.6. Organisasi Perusahaan.....	71

4.7. Evaluasi Ekonomi.....	83
BAB V. PENUTUP.....	98
5.1. Kesimpulan.....	98
5.2. Saran.....	98
DAFTAR PUSTAKA .....	99
LAMPIRAN.....	102

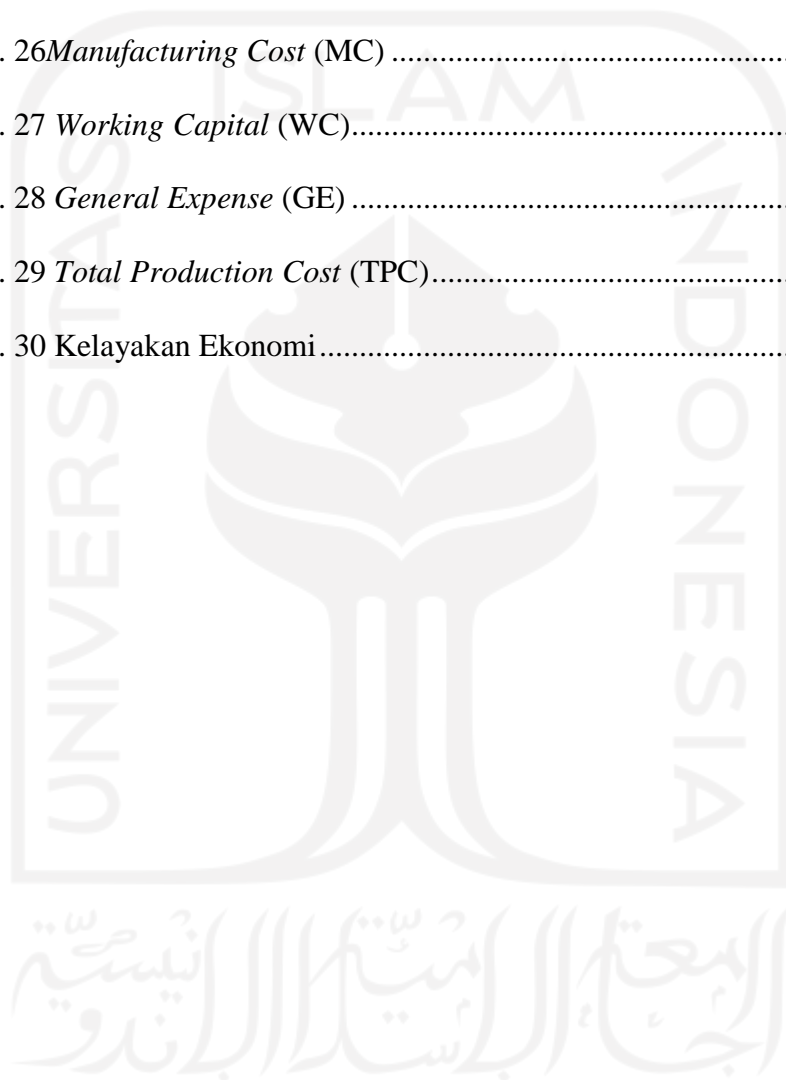




## DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor MNT Tahun 2012-2020.....	2
Tabel 1. 2 Data Produksi Mononitrotoluena di Luar Negeri .....	5
Tabel 1. 3 Macam-macam Proses Pembuatan Mononitrotoluena.....	7
Tabel 1. 4 Sifat Termodinamika Bahan Baku Produk .....	9
Tabel 4. 1 Neraca Massa Reaktor .....	49
Tabel 4. 2 Tabel Neraca Massa Decanter.....	49
Tabel 4. 3 Neraca Massa Menara Destilasi .....	49
Tabel 4. 4 Neraca Massa Vaporizer .....	49
Tabel 4. 5 Neraca Massa Mixer .....	50
Tabel 4. 6 Neraca Panas Reaktor .....	50
Tabel 4. 7 Neraca Panas Decanter .....	50
Tabel 4. 8 Neraca Panas Menara Destilasi.....	50
Tabel 4. 9 Neraca Panas Vaporizer.....	51
Tabel 4. 10 Neraca Panas Mixer .....	51
Tabel 4. 11 Kebutuhan Air.....	52
Tabel 4. 12 Kebutuhan Listrik Alat Proses .....	57
Tabel 4. 13 Kebutuhan Alat Utilitas .....	57
Tabel 4. 14 Kebutuhan Listrik untuk Keperluan Lain .....	58
Tabel 4. 15 Jumlah dan Gaji Karyawan .....	79
Tabel 4. 16 Shift Kerja.....	82
Tabel 4. 17 Index Harga.....	84
Tabel 4. 18 Indeks Harga Tahun 2026.....	85
Tabel 4. 19 Harga Peralatan.....	86

Tabel 4. 20 <i>Physical Plant Cost (PPC)</i> .....	91
Tabel 4. 21 <i>Direct Plant Cost (DPC)</i> .....	91
Tabel 4. 22 <i>Data Fixed Capital Investment (FCI)</i> .....	91
Tabel 4. 23 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i> .....	91
Tabel 4. 24 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i> .....	92
Tabel 4. 25 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i> .....	92
Tabel 4. 26 <i>Manufacturing Cost (MC)</i> .....	92
Tabel 4. 27 <i>Working Capital (WC)</i> .....	93
Tabel 4. 28 <i>General Expense (GE)</i> .....	93
Tabel 4. 29 <i>Total Production Cost (TPC)</i> .....	93
Tabel 4. 30 <i>Kelayakan Ekonomi</i> .....	96



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 4. 1 Grafik Data Impor tahun 2012-2020.....	3
Gambar 4. 2 Lokasi Pabrik .....	40
Gambar 4. 3 Lay Out Pabrik Mononitrotoluena Skala 1:1500 .....	45
Gambar 4. 4 Tata Letak Alat Proses Skala 1:1000 .....	46
Gambar 4. 5 Diagram Alir Kualitatif.....	47
Gambar 4. 6 Diagram Alir Kuantitatif.....	48
Gambar 4. 7 Unit Pengolahan Air.....	70
Gambar 4. 8 Struktur Organisasi Perusahaan .....	73
Gambar 4. 9 Analisa Ekonomi.....	97



## DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran 1. Perhitungan Reaktor.....	102
Lampiran 2. Proses Engineering Flow Diagram.....	121
Lampiran 3. Kartu Konsultasi Bimbingan Pra Rancangan.....	122



## ABSTRAK

Mononitrotoluena merupakan suatu produk dari senyawa *aromatic compound* yang dapat digunakan sebagai bahan baku dalam industri kimia. Mononitrotoluena (MNT) dapat digunakan untuk produksi pewarna, industri bahan peledak, produksi busa *polyurethane*, *rubber chemicals*, dan bahan kimia pertanian. Pabrik Mononitrotoluena akan didirikan pada tahun 2026 dengan kapasitas 20.000 ton/tahun, yang didirikan di atas tanah seluas 20.260 m<sup>2</sup> dengan luas bangunan 15.310 m<sup>2</sup>. Proses pembuatan Mononitrotoluena dari toluena dan asam-asam campuran (asam nitrat, asam sulfat dan air), pada tekanan operasi 1 atm dan temperature operasi sebesar 50°C. Proses reaksi berlangsung pada fase cair-cair menggunakan Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) pada reaksi eksotermis yang berlangsung secara spontan. Pabrik beroperasi selama 24 jam per hari dan 330 hari per tahun, dengan kebutuhan bahan baku toluena kemurnian 99% sebesar 1.840,48002 kg/jam dan asam nitrat sebesar 1.334,17933 kg/jam dengan kemurnian 58%. Jumlah tenaga kerja yang dibutuhkan sebanyak 170 orang. Utilitas yang diperlukan terdiri dari kebutuhan air sebesar 3.6873,80869 kg/jam, bahan bakar berupa solar sebesar 171,5720 kg/jam, dan daya listrik sebesar 130,64065 kWatt yang diperoleh dari PLN dengan cadangan 1 buah generator sebesar 163,3008125 kW. Evaluasi ekonomi menunjukkan bahwa pabrik Mononitrotoluena ini menunjukkan nilai *Return on Investemnt* (ROI) sebelum pajak sebesar 19%, sesudah pajak 14%. Nilai *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 3,71 tahun, sesudah pajak sebesar 4,50 tahun. Nilai *Break Even Point* (BEP) sebesar 52% dan *Shut Dwon Point* (SDP) sebesar 25%. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi, pabrik Mononitrotoluena dengan kapasitas 20.000 ton/tahun layak untuk direalisasikan di Indonesia.

Kata kunci: Asam campuran, Mononitrotoluena, reaksi, toluena.

## ABSTRACT

*Mononitrotoluene is a product of aromatic compounds that can be used as raw material in the chemical industry. Mononitrotoluene (MNT) can be used for dye production, explosives industry, polyurethane foam production, rubber chemicals, and agricultural chemicals. Mononitrotoluene plant will be established in 2026 with a capacity of 20,000 tons/year, which was established on an area of 20,260 m<sup>2</sup> with a building area of 15,310 m<sup>2</sup>. The process of making Mononitrotoluene, from toluene and mixed acids (nitric acid, sulfuric acid, and water), the pressure of operation 1 atm, an operating temperature of 50°C. The reaction process takes place in the liquid phase using the type Stirred Tank Flow Reactor (RATB) in spontaneous exothermic reactions. The factory operates for 24 hours per day and 330 days per year, with the need for raw materials toluene purity of 99% of 1,840.48002 kg / h and nitric acid of 1,334.17933 kg / h with a purity of 58%. The number of workers needed as many as 170 people. The required utility consists of water needs of 3,6873,80869 kg/hour, diesel fuel of 171.5720 kg/hour, and electric power of 130.64065 kW obtained from PLN with a reserve of 1 generator of 163.3008125 kW. The economic evaluation shows that this Mononitrotoluene plant shows a return on investment (ROI) value before tax of 19%, after-tax of 14%. The pay-out time (POT) value before tax is 3.71 years after the tax is 4.50 years. Break-Even Point (BEP) value of 52% and Shut Down Point (SDP) of 25%. Based on the results of economic evaluation, a mononitrotoluene plant with a capacity of 20,000 tons/year is eligible to be realized in Indonesia.*

*Key word: Mixed acid ,Mononitrotoluena, Reaction, Toluena,*

# BAB I PENDAHULUAN

## 1.1. Latar Belakang

Saat ini, perkembangan industri di Indonesia mengalami peningkatan pada industri non migas. Pada ada tahun 2020, Kementerian Perindustrian (Kemenparin) menargetkan pertumbuhan di sektor industri kimia, farmasi, dan tekstil pada angka 0,40 persen, sedangkan pada tahun 2024 pada angka 5,3 persen (Wahyudi, 2020). Akan tetapi, Indonesia masih banyak melakukan impor bahan-bahan kimia salah satunya mononitrotoluena (MNT). Dalam perkembangan industri di Indonesia, industri kimia tidak hanya dituntut untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri tetapi juga dituntut untuk menghasilkan pendapatan dan devisa negara.

Mononitrotoluena (MNT) merupakan produk dari senyawa *aromatic compound* yang memiliki prospek bagus di masa depan. Mononitrotoluena (MNT) dapat digunakan untuk produksi pewarna, industri bahan peledak, produksi busa *polyurethane*, *rubber chemicals*, dan bahan kimia pertanian (HSDW, 2004). Kebutuhan mononitrotoluena di Indonesia terpenuhi dengan melakukan impor dari Tiongkok, Amerika Serikat, India, Jerman dan Itali (kemendag, 2021).

Pengembangan industri pembuatan mononitrotoluena perlu diperhatikan lebih lanjut, hal ini karena ketersediaan bahan baku mononitrotoluena yang terdiri dari toluena, asam sulfat dan asam nitrat tersedia di Indonesia. Adanya pabrik mononitrotoluena, dapat mengurangi jumlah pengangguran dan meningkatkan pendapatan negara.

## 1.2. Kapasitas Perancangan

Kapasitas produksi suatu pabrik merupakan hal yang perlu dipertimbangkan pada saat perancangan pabrik. Semakin besar peluang kapasitas produksi dari suatu pabrik, maka pabrik yang didirikan akan menguntungkan. Hal yang perlu dipertimbangkan dalam Penentuan kapasitas suatu pabrik, adalah sebagai berikut :

### 1. Supply

#### a. Impor

Tabel 1. 1Data Impor MNT Tahun 2012-2020

Tahun	Jumlah Impor (Ton/Tahun)
2012	7318,444
2013	7892,218
2014	9603,109
2015	8091,796
2016	8535,048
2017	9068,789
2018	8426,611
2019	6925,787
2020	5782,327

(Sumber : [www.Bps.go.id](http://www.Bps.go.id) 2021)

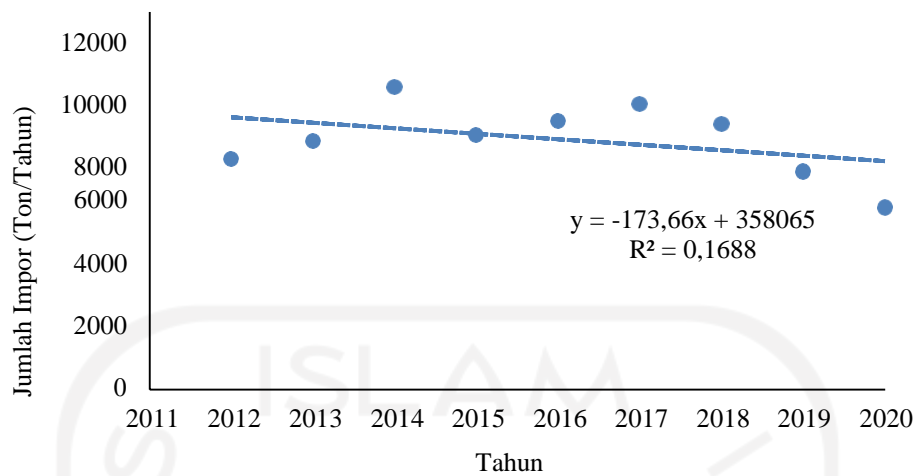
Data dibuat berdasarkan data import mononitrotoluena yang diambil dari BPS. Data ekspor dan produksi di Indonesia belum ada, karena belum ada pabrik mononitrotoluene, sedangkan data konsumsi tidak lengkap. Penentuan kapasitas produksi berdasarkan data impor dari tahun 2012-2020 dengan metode regresi linear. Untuk memenuhi kapasitas produksi, data impor dibuat plot grafik sehingga didapatkan persamaan.

Dimana :

$y$  = Perkiraan produksi pada tahun  $x$

$x$  = Tahun produksi.





Gambar 4. 1 Grafik Data Impor tahun 2012-2020

Berdasarkan grafik diatas, diperoleh persamaan  $y = -173,66x + 358065$ , dengan nilai  $R^2 = 0,1688$ . Dimana  $y$  adalah kebutuhan MNT dan  $x$  adalah tahun, jadi perkiraan kebutuhan mononitrotoluena pada tahun 2026 adalah:

$$\begin{aligned} y &= -173,66x + 358065 \\ &= -173,66(2026) + 358065 \\ &= 6229,8 \text{ ton/tahun.} \end{aligned}$$

Berdasarkan website di Kemenperin dan Kemendag, di Indonesia belum ada pendirian pabrik mononitrotoluena. Sehingga, data produksi mononitrotoluena di Indonesia tidak ada. Berdasarkan data produksi dan data impor pada tahun 2026 yang telah diketahui, maka dapat ditentukan nilai supply dari mononitrotoluena di Indonesia, adalah:

$$\begin{aligned} \text{Supply} &= \text{Impor} \\ &= 6229,8 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

## 2. Demand

Demand dapat didefinisikan sebagai jumlah keseluruhan dari barang dan jasa yang ingin dibeli atau diminta oleh konsumen, atau individu dalam waktu tertentu pada berbagai macam tingkat harga.

### a. Konsumsi

Data konsumsi Mononitrotoluena berdasarkan konsumsi mononitrotoluena di pabrik yang memproduksi bahan peledak dan pewarna. Data konsumsi ditunjukkan dalam tabel berikut.

Tabel 1.2 Data Konsumsi Mononitrotoluena

Nama Pabrik	Kapasitas (ton/tahun)	Sumber
PT Dahana	1.000	Tribunnews.com
PT Multi Nitrotama Kimia	2.000	<a href="https://mnk.co.id">https://mnk.co.id</a>
PT Kartika Sinar Mulia	5.110	Shanghai me i LAN international co., Ltd
PT Trijaya Elasticindo	96	<a href="https://www.academia.edu">https://www.academia.edu</a>
PT Clariant Indonesia	36.500	<a href="https://kemenperin.go.id">https://kemenperin.go.id</a>

Data konsumsi mononitrotoluena diasumsikan sampai 2026 kapasitas tetap. Berdasarkan jumlah keseluruhan konsumsi Mononitrotoluena di pabrik, maka konsumsi tahun 2026 sebesar 44706 ton/tahun.

b. Ekspor

Berdasarkan data statistik yang diterbitkan oleh Badan Pusat Statistik (BPS), tidak ada data ekspor mononitrotoluena karena pabrik yang memproduksi Mononitrotoluena di Indonesia belum ada.

Berdasarkan data konsumsi dan ekspor di Indonesia pada tahun 2026, maka dapat ditentukan nilai demand dari mononitrotoluena di Indonesia adalah:

$$\begin{aligned} Demand &= \text{Konsumsi} \\ &= 44.706 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Berdasarkan proyeksi *supply* dan *demand* pada tahun 2026, maka peluang mononitrotoluena dapat ditentukan kapasitas perancangan pabrik sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Peluang} &= demand - supply \\ &= (44706 - 6229,8) \text{ ton/tahun} \\ &= 38.476,16 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

3. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku pembuatan mononitrotoluena yaitu toluena, asam nitrat, dan asam sulfat sudah banyak diproduksi di Indonesia. Toluena diproduksi oleh PT. Pertamina cilacap, asam nitrat diproduksi oleh PT. Multi Nitrotama Cikampek dan asam sulfat diproduksi PT. Indonesia Acid Industry. Sehingga keberlangsungan ketersediaan bahan baku terjamin. Selain itu,

meningkatnya permintaan mononitrotoluena yang cukup besar di Indonesia maka sangat layak bila didirikan pabrik mononitrotoluena di Indonesia.

#### 4. Kapasitas MNT di luar negeri

Tabel 1. 2 Data Produksi Mononitrotoluena di Luar Negeri

Negara	Kapasitas (ton/tahun)	Sumber
USA	26.000	www.epa.gov
India	17.000	Leading Chemical Companies
Germany	34.400	European Union Risk Assessment Report
Italy	49.200	European Union Risk Assessment Report

Dengan mempertimbangkan kapasitas pabrik mononitrotoluena diluar negeri yang sudah berdiri, maka peluang kapasitas pabrik diambil 52% dari hasil analisis *supply dan demand* sebesar 20.008 ton/tahun dan dengan mempertimbangkan kapasitas minimum pabrik mononitrotoluena di luar negeri maka ditentukan kapasitas pabrik mononitrotoluena yang akan didirikan pada tahun 2026 sebesar 20.000 ton/tahun.

### 1.3. Tinjauan Pustaka

Mononitrotoluena dapat dibuat dengan beberapa proses sebagai berikut:

1. Nitrasasi toluena dengan asam campuran proses kontinyu mempunyai langkah-langkah sebagai berikut:
  - a. Memasukkan toluena dan asam campuran ke dalam reaktor, dimana asam campuran terdiri dari asam nitrat, asam sulfat dan air, rasio molar toluena dengan asam nitrat paling sedikit 1, toluena dan asam campuran merupakan campuran dua fase.
  - b. Melewatkan campuran dua fase melalui reaktor untuk bereaksi dengan toluena dan asam campuran untuk menghasilkan mononitrotoluena menggunakan fase asam.
  - c. Bereaksi sedemikian rupa sehingga asam nitrat tidak dikonsumsi sepenuhnya dan fase asam yang digunakan terdiri dari setidaknya 0,003% wt asam nitrat dan mononitrotoluena yang dihasilkan terdiri

dari *dinitrotoluena* paling banyak 0,5% wt dan paling banyak 1% wt *kresol* dan asam benzoat. Nilai parameter dipilih, sedangkan parameter reaksi meliputi konsentrasi asam nitrat dari asam campuran, konsentrasi asam sulfat asam campuran, suhu masuk reaktor, konsentrasi asam sulfat regenerasi, suhu asam sulfat regenerasi, rasio molar toluena dengan asam nitrat, rata-rata dalam kekuatan pencampuran reaktor, dan waktu tinggal dalam reaktor.

- d. Memisahkan fasa organik yang mengandung mononitrotoluena dari fasa asam yang digunakan.
- e. Memusatkan fasa asam yang digunakan untuk menghasilkan asam sulfat pekat.
- f. Asam sulfat pekat digunakan kembali pada langkah (a).

Pada proses kontinyu reaktor yang digunakan lebih kecil sehingga kecepatan reaksi lebih tinggi karena pengadukannya lebih efisien. Namun, karena proses ini menggunakan asam sulfat dimana asam sulfat yang dipakai pekat maka tingkat korosif nya sangat tinggi.

- 2 Nitirasi toluena dengan asam campuran proses batch, toluena dimasukan ke dalam nitrator dan didinginkan sekitar 25°C. Asam nitrat (52-56 wt% H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, 28-32 wt% HNO<sub>3</sub>, dan 12-20 wt% H<sub>2</sub>O) ditambahkan perlahan di bawah permukaan toluena dan suhu campuran reaksi dijaga pada 25°C dengan mengatur umpan laju asam nitrat dan jumlah pendinginan. Setelah semua asam ditambahkan, suhu dinaikan perlahan menjadi sekiatr 25-40°C. Setelah reaksi selesai, campuran reaksi dimasukan kedalam pemisah dimana asam bekas dikeluarkan dari dasar dan dipusatkan kembali. Produk crade dicuci dalam beberapa langkah dengan kaustik encer dan kemudian air. Produk disuling dengan uap untuk menghilangkan kelebihan toluena dan kemudian dikeringkan dengan menyuling sisa air yang tersisa. Produk yang dihasilkan mengandung 55-60wt% *o-nitrotoluena*, 3-4 wt% *m-nitrotoluena* dan 35-40wt% *p-nitrotoluena*. Hasil yield dari mononitrotoluena adalah sekitar 96%. Kerugian dalam proses ini yaitu waktu proses yang lebih lama ( sekitar 2 jam), ukuran alat yang lebih besar dan dalam segi ekonomi kurang menguntungkan.

- 3 Nitirasi toluena dengan asam nitrat proses kontinyu. Pada proses ini penitirasi yang digunakan hanya asam nitrat sehingga memerlukan asam nitrat yang banyak untuk membuat mononitrotoluena dalam jumlah yang sama sehingga memerlukan ukuran alat yang lebih besar. Oleh karena itu dalam segi ekonomi kurang menguntungkan.

Tabel 1. 3 Macam-macam Proses Pembuatan Mononitrotoluena

Parameter	Nitirasi Toluena Dengan Asam Campuran Proses Kontinyu	Nitirasi Toluena Dengan Asam Campuran Proses Batch	Nitirasi Toluena Dengan Asam Nitrat Proses Kontinyu
Yield	98%	96%	50%
Pengaturan suhu	Sulit	Mudah	Sulit
Ukuran alat	Kecil	Besar	Besar
Kecepatan reaksi	Tinggi	Rendah	Rendah
Waktu proses	Cepat	Lama	Cepat
Asam campuran	Asam nitrat : asam sulfat yaitu 1:1	52-56 wt% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , 28-32 wt% HNO <sub>3</sub> , dan 12-20 wt% H <sub>2</sub> O	Asam nitrat 100%
Segi ekonomi	Menguntungkan	Kurang menguntungkan	Kurang menguntungkan
Korosifitas	Tinggi	Tinggi	Rendah

Berdasarkan tabel 1.3, maka jenis proses yang dipilih untuk perancangan yaitu proses nitirasi toluena dengan asam campuran (asam sulfat dan asam nitrat) dengan proses kontinyu, dengan pertimbangan:

- Yield yang dihasilkan sebesar 98%
- Ukuran alat lebih kecil, sehingga reaksi lebih cepat karena proses pengadukan lebih efisien.
- Kecepatan reaksi lebih tinggi dibandingkan dengan proses batch dan proses yang menggunakan asam nitrat saja.
- H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> merupakan basa kuat yang dapat digunakan sebagai media asam, sehingga HNO<sub>3</sub> lebih mudah melepaskan ion nitrit (NO<sub>2</sub><sup>+</sup>)
- H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> merupakan dehydrator yang baik, sehingga kecepatan reaksi tidak dipengaruhi oleh ari yang terbentuk

#### 1.4. Pemilihan Lokasi Pabrik

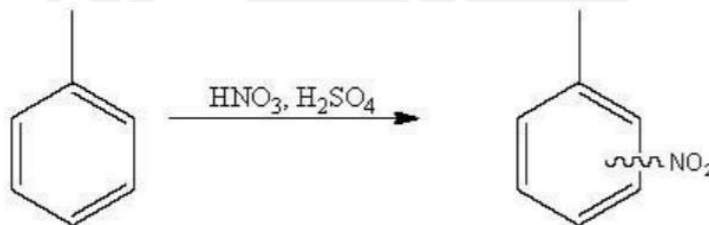
Pabrik akan didirikan di daerah Cilacap provinsi Jawa Tengah, hal ini karena bahan baku utama dari mononitrotoluena yaitu toluena tersedia di PT. Pertamina Cilacap. Sehingga, dengan pendirian pabrik mononitrotoluena di Cilacap dapat meminimalisir biaya transportasi.

#### 1.5. Metode

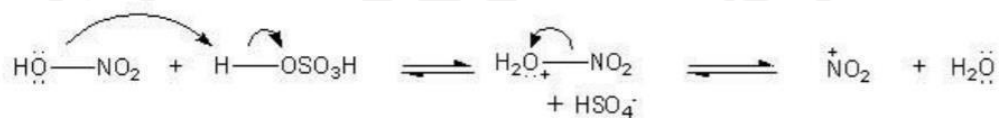
##### 1.5.1 Konsep Proses

Reaksi pembuatan mononitrotoluena dari bahan toluena dan  $\text{HNO}_3$  termasuk dalam reaksi nitration yaitu masuknya gugus ( $-\text{NO}_2$ ) kedalam molekul yang direaksikan menggantikan atom H. Proses nitration sebagai berikut:

##### Reaksi Asam nitrat dan Asam sulfat dengan Toluena (*Methyl Benzene*)



##### Mekanisme *Mixed Acid* (Asam Campuran)



(<https://www.cerritos.edu>)

Sehingga reaksi yang terjadi sesuai dengan persamaan 1.1 (Kirk Othmer, 1996).

→

.....(1.1)

### 1.5.2 Tinjauan Termodinamika

Ditinjau dari segi termodinamika, reaksi pembuatan MNT dapat ditentukan dengan menetapkan konstanta keseimbangan reaksi. Dengan persamaan reaksi yang sesuai dengan persamaan 1.1.

Tabel 1. 4 Sifat Termodinamika Bahan Baku Produk

Komponen	$\Delta H_f^{298}$ (kJ/mol)	$\Delta G_f^{298}$ (kJ/mol)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	50	122,01
HNO <sub>3</sub>	-135,1	-74,7
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub>	20,8	143
H <sub>2</sub> O	-241,8	-228,6

(Yaws, 99)

Dimana harga  $\Delta H_f^{\circ}$  reaksi pada suhu 298 K adalah

$$\begin{aligned}\Delta H_f^{\circ} \text{ reaksi} &= \sum (n \Delta H_f^{\circ}) \text{ produk} - \sum (n \Delta H_f^{\circ}) \text{ reaktan} \\ \Delta H_f^{\circ} \text{ reaksi} &= ((20,8)+(-241,8)) - ((50) +(135,1)) \text{ kJ/mol} \\ &= -135,9 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Sedangkan harga  $\Delta H^{\circ}$  reaksi pada suhu 50°C adalah:

$$T = 50^{\circ}\text{C} = 323 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}(\sum \Delta H_f^{\circ})_{\text{Produk}} &= (\sum \Delta H_f^{\circ})_{\text{Produk}, 298} + (\int C_p \cdot dT)_{\text{produk}} \\ &= ((20,8)+ (-241,8)) + (1,1423 + 2,2878) \\ &= - 217,5699 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}(\sum \Delta H_f^{\circ})_{\text{Reaktan}} &= (\sum \Delta H_f^{\circ})_{\text{reaktan}, 298} + (\int C_p \cdot dT)_{\text{reaktan}} \\ &= ((-50) + (135,1)) + (2,2465 + 5,1298) \\ &= 92,4763 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H^{\circ}_{\text{Reaksi}} &= (\sum (n\Delta H_f^{\circ})_{\text{Produk}} - (\sum \Delta H_f^{\circ})_{\text{reaktan}})_{323} \\ &= (-217,5699) - (92,4763) \text{ kJ/mol} \\ &= -310,0462 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Dari hasil tersebut dapat diambil kesimpulan bahwa reaksi pembuatan MNT dari toluena dan asam nitrat merupakan reaksi eksotermis karena harga  $\Delta H_f^{\circ}$  reaksi negatif yaitu -310,0462 kJ/mol. Dimana harga  $\Delta G$  pada suhu 298 K.

$$\begin{aligned}\Delta G_{298} &= -R.T.\ln K \\ \Delta G_{298} &= \sum \Delta G_{\text{produk}} - \sum \Delta G_{\text{reaktan}} \\ \Delta G_{298} &= ((143) + (-228,6)) - ((122,01) + (-74,7)) \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\Delta G_{298} = -132,81 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G_{298} = -132810 \text{ J/mol}$$

Dari hasil diatas dapat disimpulkan bahwa reaksi berlangsung secara spontan karena nilai  $\Delta G_{298}$  negatif. Dari  $\Delta G_{298}$  dapat dicari konstanta keseimbangan pada suhu 298 K yaitu:

$$\Delta G_{298} = -R.T.\ln K$$

$$-192910 \text{ J/mol} = - (8,314 \text{ J/mol}) \times (298 \text{ K}) \times (\ln K)$$

$$\ln K_{298} = \frac{192910}{8,314 \times 298}$$

$$\ln K_{298} = 53,605$$

$$K_{298} = 1,90683 \times 10^{23}$$

Pada suhu operasi  $50^\circ\text{C} = 323 \text{ K}$

$$\ln K_2 = \frac{\Delta G_{323}}{R.T.}$$

$$= -0,00969$$

$$K_2 = 0,99036$$

$$K_2 = (0,99036) \times (1,90683 \times 10^{23}) = 1,8845 \times 10^{23}$$

Dari hasil  $K_2$  diatas dapat disimpulkan bahwa reaksi tersebut irreversible karna nilai  $K_2$  yang sangat besar.

### 1.5.3 Tinjauan Kinetika

Nitrasi senyawa aromatik oleh campuran asam nitrat dan asam sulfat terjadi pada fase asam. Kinetika reaksi dapat dikontrol dan orde reaksi toluena dinyatakan pada persamaan 1.2.

$$\dots\dots\dots (1.2)$$

Dimana  $C_{\text{HNO}_3}$  dan  $C_{\text{ArH}}$  merupakan konsentrasi asam nitrat dan toluena,  $L_2$  merupakan fase asam, dan  $k_2$  merupakan konstanta reaksi orde 2 (Zaldivar, 1995).

Dari segi kinetika, kecepatan reaksi akan bertambah dengan adanya kenaikan temperatur. Hal ini ditunjukkan oleh hubungan persamaan Arrhenius.

$$\dots\dots\dots(1.3)$$



Dimana:

k : Konstanta kecepatan reaksi.

A : Faktor tumbukan tingkat pencampuran zat-zat yang bereaksi.

E : Energi Aktivasi.

R : Tetapan gas umum.

T : Suhu mutlak.

Harga k akan mempengaruhi kecepatan reaksi yang ditunjukkan dengan persamaan umum.

Reaksi :

Sehingga :

Dengan harga k yang besar akan diperoleh r yang besar juga sehingga reaksi berjalan cepat, begitu juga sebaliknya. Diperoleh harga konstanta kecepatan reaksi ke arah produk  $k = 19,435 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$  pada suhu  $50^\circ\text{C}$  (Zalvidar, 1995).

Rasio mol reaktan toluena dan asam nitrat pada reaksi nitration 1:1,06 (P.R. Cox., 1972). Rasio mol masuk antara asam nitrat, air, dan asam sulfat pada reaksi nitration 0,13:0,50:0,37 dalam fase cair (Raimondi, 2016)

## BAB II PERANCANGAN PRODUK

### 2.1. Spesifikasi Produk

#### 2.1.1. Mononitrotoluena

##### a. Sifat fisika

Rumus molekul	: $C_7H_7NO_2$
Fasa	: cair
Berat Molekul	: 137,138 g/mol
Titik Cair	: 289,20 K
Titik didih	: 505,0 K
Densitas pada 25°C	: 1,152 g/mL
Viskositas	: 2,541 cPs
Kelarutan dalam air 25°C	: 0,475 g/L
Larut dalam senyawa	: <i>Benzene, diethyl ether, dan ethanol.</i> (O'Neil, 2006)
Temperature kritis	: 734,00 K
Tekanan kritis	: 38,0 bar
Kapasitas panas fase cair	: $33.67 + 0,989T - 2,27 \times 10^{-6}T^2 + 2,09 \times 10^{-6}T^3$ (Yaws, 1999)
Kadar	: 96 %
Impuritis H <sub>2</sub> O	: 4%

##### b. Sifat kimia

- Mononitrotoluena dioksidasi dengan mudah menjadi asam oleh *asam kromat* dan lebih lambat oleh kalium *heksasianoferat(III)* dalam larutan basa.
- Mononitrotoluene menghasilkan produk utama dari oksidasi elektrolitik berupa *m-nitrobenzaldehyde*.

#### 2.1.2. Air

##### a. Sifat fisika

Rumus molekul	: H <sub>2</sub> O
Fasa	: Cair

Berat Molekul	: 18 g/mol
Titik Cair	: 273 K
Titik didih	: 373 K
Densitas pada 25°C	: 1,027 g/mL
Viskositas	: 0,1002 cPs
Kelarutan	: Pelarut polar yang dapat saling melarutkan

(A Sharp, 2014)

## 2.2. Spesifikasi Bahan Baku

### 2.2.1 Toluena

#### a. Sifat fisik

Rumus molekul	: C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>
Fasa	: cair
Berat Molekul	: 92, 141 g/mol
Titik Cair	: 178,18 K
Titik didih	: 383,78 K
Densitas pada 25°C	: 0,865 g/ml
Viskositas	: 0,548 cPs
Kelarutan dalam air	: 0,535 g/L
	(EPA, 1988)
Kelarutan dalam asam sulfat 25°C	: 2,23 x 10 <sup>-3</sup> mol/L
	(P.R. Cox., 1972)
Temperature kritis	: 593,90 K
Tekanan kritis	: 43,34 bar
Kapasitas panas fase cair	: $83,703 + 0,512T - 0,0015T^2 + 1,97 \times 10^{-6}T^3$
	(Yaws, 1999)
Kadar	: 99%
H <sub>2</sub> O	: 1%

(data dari PT. Pertamina Cilacap)

### a. Sifat kimia

Toluena merupakan *alkil benzena* yang memiliki beberapa sifat kimia :

- toluena adalah perantara dalam reaktivitas antara benzena dan *xilena*
- toluena berperilaku sebagai basa, tidak hanya dalam reaksi substitusi aromatik juga dalam reformasi kompleks transfer muatan (z) dan dalam pembentukan kompleks dengan super asam. (Othmer 1996).

## 2.2.2 Asam Nitrat

### a. Sifat fisik

Rumus molekul	: HNO <sub>3</sub>
Fasa	: Cair
Berat Molekul	: 63,013 g/mol
Titik Cair	: 231,55 K
Titik didih	: 358,15 K
Densitas pada 25°C	: 1,509 g/mL
Viskositas	: 0,806 cPs
Temperature kritis	: 520,00 K
Tekanan kritis	: 68,90 bar
Kapasitas panas fase cair	: $214,478 - 0,768T + 0,15T^2 - 3,02 \times 10^{-7}T^3$

(Yaws, 1999)

Kadar : 58 %

Impuritis H<sub>2</sub>O : 42 %

(data dari PT. Multi Nitrotama, Cikampek)

### b. Sifat kimia

- Asam nitrat adalah asam monobasa kuat, asam nitrat bereaksi dengan alkali, oksida basa, dan karbonat membentuk garam
- Asam nitrat adalah oksidator kuat yang bereaksi dengan banyak bahan organik

## 2.3. Spesifikasi Katalis

### 2.3.1 Asam Sulfat

#### a. Sifat fisika

Rumus molekul	: H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Fasa	: Cair
Berat Molekul	: 98,079 g/mol
Titik Cair	: 283,46 K
Titik didih	: 610,00 K
Densitas pada 25°C	: 1,833 g/mL
Viskositas	: 23,541 cPs
Temperature kritis	: 926,00 K
Tekanan kritis	: 64,00 bar
Kapasitas panas fase cair	: $26 - 0,7034T - 0,00138T^2 + 1,03 \times 10^{-6}T^3$
	(Yaws, 1999)
Kadar	: 98,0 %
Impuritis H <sub>2</sub> O	: 2 %

(data pabrik PT. Indonensia Acid Industry)

## 2.4. Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas atau *quality control* pada pabrik ini didefinisikan sebagai suatu teknik dan aktivitas/tindakan yang banyak digunakan di Industri manufaktur untuk meningkatkan kualitas produk dan produktivitas pekerja (Oguntunde, 2015). Kualitas merupakan faktor penting dalam menentukan kepuasan konsumen, sehingga dengan kualitas yang baik dapat memenuhi kebutuhan konsumen (Sari, 2018). Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, alat kontrol yang baik terhadap kondisi operasi suhu maupun tekanan. Berikut alat kontrol pada kondisi tertentu antara lain:

- *Level control*

*Level control* merupakan alat yang apabila kondisi yang ditetapkannya belum selesai maka akan timbul suara atau nyala lampu sebagai tanda atau isyarat. Alat ini biasanya dipasangkan pada bagian atas tangki.

- *Flow rate*

*Flow rate* adalah alat yang dipasangkan pada aliran bahan baku, masuk dan keluar suatu proses.

- *Temperature control*

*Temperature control* merupakan alat yang apabila kondisi yang ditetapkannya belum selesai maka akan mengeluarkan bunyi suara atau lampu menyala sebagai tanda atau isyarat. Alat ini biasanya dipasangkan pada setiap alat proses.

Pengendalian kualitas pada pabrik mononitrotoluena meliputi beberapa bagian yaitu pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas pada proses dan pengendalian kualitas pada produksi.

#### **2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku**

Pengendalian kualitas bahan baku merupakan pengendalian yang bertujuan untuk mengetahui kualitas bahan baku yang sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan sebelum menjalankan proses produksi. Kualitas bahan baku merupakan syarat dasar untuk menjamin keamanan produk (Salgueiro, 2018).

Kualitas bahan baku akan mempengaruhi pembentukan kualitas produk akhir. Adapun parameter untuk menganalisa bahan baku sebagai berikut:

- a) Kemurnian dari bahan baku toluena dan asam nitrat
- b) Kandungan yang ada dalam bahan baku toluena dan asam nitrat
- c) Kadar air
- d) Kadar zat pengotor

#### **2.4.2 Pengendalian Kualitas Proses**

Pengendalian kualitas merupakan pendekatan terhadap kualitas proses yang dilaksanakan dalam produksi. Pengendalian ini sangat penting

karena jika kualitas proses tidak sesuai dengan persyaratan yang telah ditentukan, maka kemungkinan besar kualitas produk akhir kurang memuaskan. Pengendalian kualitas proses diawali dengan identifikasi bahan baku yang terdiri dari spesifikasi bahan baku dan pemrosesan yang akurat (Salgueiro, 2018).

### **2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk**

Pengendalian kualitas produk merupakan salah satu faktor yang dapat mempengaruhi kepuasan konsumen. Kualitas produk ditentukan oleh manfaat produk, *performance*, daya tahan, sesuai dengan spesifikasi, estetika produk dan kesan produk (Kotler, 2009). Supaya diperoleh produk yang sesuai dengan standart maka harus dilakukan uji densitas, viskositas, *volatilitas*, kemurnian produk, dan komponen produk. Produk yang telah telah dihasilkan harus dianalisa kualitasnya sebelum produk tersebut dipasarkan.

## BAB III. PERANCANGAN PROSES

### 3.1. Uraian Proses

1. Proses persiapan bahan baku

Bahan baku toluena pada suhu 35°C berasal dari tangki penyimpanan dialirkan melalui HE untuk dinaikan suhunya menjadi 50°C, kemudian dialirkan menuju reactor CSTR. Pada mixer terjadi proses pencampuran antara asam-asam dari *fresh feed*, suhu pencampuran pada mixer dioperasikan pada suhu 55°C. Hasil pencampuran pada mixer dialirkan melalui HE untuk diturunkan suhunya menjadi 50°C.

2. Proses reaksi nitrasi

Bahan baku keluar dari mixer dialirkan menuju reaktor CSTR, dengan rasio mol masuk antara asam nitrat, air, dan asam sulfat pada reaksi nitrasi 0,13:0,50:0,37 dalam fase cair. Rasio mol bahan baku toluene dan asam nitrat pada reaksi nitrasi 1:1,06. Reaksi nitrasi terjadi pada reaktor dengan kondisi operasi pada suhu 50°C dan tekanan 1 atm kondisi isothermal, reaksi bersifat eksotermis karena membuang panas dari reaktor ke lingkungan untuk menjaga suhu reaktor tidak melebihi 50°C. Produk yang keluar reaktor berupa mononitrotoluena, dengan produk samping berupa air dan sisa reaktan (toluena dan asam-asam campuran).

3. Proses pemurnian produk

Pemurnian dilakukan untuk memisahkan mononitrotoluene dari produk samping dan reaktan (toluena dan asam-asam campuran). Proses pemurnian dilakukan dengan tiga tahap, yaitu:

a) Pemisahan fasa organik dan fasa anorganik

Produk hasil keluar reaktor pada suhu 50°C yang dialirkan ke dekanter untuk dilakukan pemisahan. Penggunaan dekanter karena fasa organik dan anorganik memiliki perbedaan kelarutan dan massa jenis yang besar. Fasa organik sebagai fasa ringan akan keluar ke atas kemudian dialirkan menuju menara destilasi,



sedangkan fasa anorganik sebagai fasa berat akan kebawah untuk dialirkan menuju vaporizer.

b) Pemurnian

Fasa organik yang keluar dari dekanter pada suhu 50°C dialirkan melalui *heat exchanger* (HE) untuk dinaikan suhunya menjadi 82°C. Tekanan masuk distilasi diatur dengan *pressure controller* pada tekanan 0,038 atm kemudian diumpankan ke menara destilasi. Hasil bawah menara destilasi 99,8% mononitrotoluena, kemudia diturunkan suhunya dan selanjutnya disimpan di tangki penyimpanan.

c) Pemekatan

Fase anorganik yang keluar dari dekanter pada suhu 50°C dialirkan melalui HE untuk dinaikan suhunya menjadi 142°C pada tekanan 1 atm. Sehingga terdapat sebagian asam nitrat, asam sulfat, toluena, mononitrotoluena dan air akan teruapkan, selanjutnya dalam fasa cair (asam nitrat, asam sulfat, toluena, mononitrotoluena dan air) akan direcycle ke mixer.

### 3.2. Spesifikasi Alat

#### 3.2.1 Tangki penyimpanan Toluena

- ✓ Fungsi : Menyimpan bahan baku toluene untuk proses produksi
- ✓ Kode : T-01
- ✓ Kondisi
  - Tekanan : 1 atm
  - Suhu : 35°C
- ✓ Bahan : *Stainless steel SA 167 type 304*
- ✓ Tipe : Tangki silinder tegak *flat bottom and conical head*
- ✓ Waktu penyimpanan : 14 hari
- ✓ Jumlah : 1 buah

- ✓ Volume : 809,06940 m<sup>3</sup>
- ✓ Dimensi tangki
  - Diameter : 10,668 m
  - Tinggi : 10,9728 m
  - Tebal shell : 0,187 in
  - Tebal puncak : 8,113 ft
- ✓ Harga : \$ 101.000

### 3.2.2 Tangki penyimpanan Asam Nitrat

- ✓ Fungsi : Menyimpan kebutuhan HNO<sub>3</sub> untuk proses produksi
- ✓ Kode : T-02
- ✓ Kondisi
  - Tekanan : 1 atm
  - Suhu : 35°C
- ✓ Bahan : *Stainless steel SA 167 type 304*
- ✓ Tipe : Tangki silinder tegak *flat bottom and conical head*
- ✓ Waktu penyimpanan : 14 hari
- ✓ Jumlah : 1 buah
- ✓ Volume : 534,52971 m<sup>3</sup>
- Dimensi tangki
  - Diameter : 9,144 m
  - Tinggi : 9,144 m
  - Tebal shell : 0,1875 in
  - Tebal puncak : 5,85410 ft
- ✓ Harga : \$89.000

### 3.2.3 Tangki Penyimpanan Asam Sulfat

- ✓ Fungsi : Menyimpan kebutuhan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> untuk proses produksi

- ✓ Kode : T-03
- ✓ Kondisi
  - Tekanan : 1 atm
  - Suhu : 35°C
- ✓ Bahan : *Stainlees steel SA 167 type 304*
- ✓ Tipe : Tangki silinder tegak *flat bottom and conical head*
- ✓ Waktu penyimpanan : 14 hari
- ✓ Jumlah : 1 buah
- ✓ Volume : 1045,28243 m<sup>3</sup>
- ✓ Dimensi tangki
  - Diameter : 15,2400 m
  - Tinggi : 12,8016 m
  - Tebal shell : 0,1875 in
  - Tebal puncak : 3,90733 ft
- ✓ Harga : \$ 162.000

#### 3.2.4 Tangki Produk Mononitrotoluena

- ✓ Fungsi : Menyimpan produk mononitrotoluena
- ✓ Kode : T-04
- ✓ Kondisi
  - Tekanan : 1 atm
  - Suhu : 35°C
- ✓ Bahan : *Stainlees steel SA 167 type 304*
- ✓ Tipe : Tangki silinder tegak *flat bottom and conical head*
- ✓ Waktu penyimpanan : 14 hari
- ✓ Jumlah : 1 buah
- ✓ Volume : 892,05481 m<sup>3</sup>
- ✓ Dimensi tangki
  - Diameter : 10,668 m

- Tinggi : 10,9728 m
- Tebal shell : 0,1875 in
- Tebal puncak : 8,113 ft
- ✓ Harga : \$ 132.100

### 3.2.5 Mixer

- ✓ Fungsi : Mencampur bahan baku dan recycle dari evaporizer
- ✓ Kode : M-01
- ✓ Kondisi
  - Tekanan : 1 atm
  - Suhu : 55°C
- ✓ Bahan : *Stainless steel 167 type 304*
- ✓ Tipe : Tangki berpengaduk tutup *flanged and dished*
- ✓ Waktu penyimpanan : 0,5 jam
- ✓ Jumlah : 1 buah
- ✓ Volume : 13,760 m<sup>3</sup>
- ✓ Dimensi mixer
  - Diameter : 2,411 m
  - Tinggi : 2,411 m
  - Tebal shell : 0,25 in
  - Tebal head : 0,137 in
  - Jumlah pengaduk : 1 buah
  - Power motor : 11 HP
- ✓ Harga : \$ 60.500

### 3.2.6 Reaktor

- ✓ Fungsi : Mereaksikan antara toluena dan asam nitrat dengan katalis asam sulfat
- ✓ Kode : R

- ✓ Kondisi
  - Tekanan : 1 atm
  - Suhu: : 50°C
- ✓ Bahan : *Stainless steel SA 167 type 304*
- ✓ Tipe : RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk)
- ✓ Jumlah : 2 buah
- ✓ Volume : 0,337 m<sup>3</sup>
- ✓ Dimensi tangki
  - Diameter : 1,667 m
  - Tinggi : 1,667 m
  - Tebal shell : 0,1875 in
  - Tebal head : 0,1875 in
  - Jenis head : *Flanged and dished head (Torispherical)*
  - Spesifikasi Jacket Pendingin R-01
    - Diameter dalam : 1,9304 m
    - Diameter luar : 1,9431 m
    - Tebal jaket : 0,25 in
    - Tinggi jaket : 2,016 m
    - Luas : 0,038 m<sup>2</sup>
    - Kecepatan air pendingin : 1,15 m/jam
  - Spesifikasi Jacket Pendingin R-02
    - Diameter dalam : 1,9304 m
    - Diameter luar : 1,9431 m
    - Tebal jaket : 0,25 in
    - Tinggi jaket : 2,016 m
    - Luas : 0,038 m<sup>2</sup>
    - Kecepatan air pendingin : 0,3386 m/jam
  - Jumlah baffle : 4
  - Jumlah blade : 6
  - Lebar baffle : 0,1388 m
  - Jenis pengaduk : *turbine with 6 flat blade impeller*

- Jumlah pengaduk : 2 buah
- Tinggi Pengaduk : 0,333 m
- Diameter pengaduk : 0,556 m
- Lebar pengaduk : 0,138 m
- Kecepatan pengaduk : 4.104 rps
- Tenaga pengaduk : 6 Hp
- ✓ Harga : \$ 128.600

### 3.2.7 Decanter

- ✓ Fungsi : Memisahkan mononitrotoluena dari bahan lainnya
- ✓ • Kode : D-01
- ✓ Kondisi
  - Tekanan : 1 atm
  - Suhu : 50°C
- ✓ Bahan : *Stainless steel SA 167 type 304*
- ✓ Tipe : Horizontal silinder
- ✓ Jumlah : 1 buah
- ✓ Dimensi tangki
  - Diameter : 1,667 m
  - Panjang : 5,001 m
  - Tebal shell : 1,375 in
  - Tebal head : 0,1875 in
  - Waktu tinggal : 0,3043 jam
- ✓ Harga : \$56900

### 3.2.8 Vaporizer

- ✓ Fungsi : Menguapkan H<sub>2</sub>O
- ✓ Kode : V-01
- ✓ Kondisi
  - Fluida dingin

- Tin : 50°C
    - Tout : 142°C
  - Fluida panas
    - Tin : 200°C
    - Tout : 200°C
- ✓ Tipe : *shell and tube*
- ✓ Spesifikasi pipa dalam
  - OD : 1 in
  - ID : 0,67 in
  - Pressure drop : 0,0047378 psi
  - Pitch : 1,25 in
  - Passes (nt) : 1
  - Panjang : 16 ft
- ✓ Spesifikasi pipa luar
  - ID : 27 in
  - Pressure drop : 0,0012855 psi
  - Passes (ns) : 1
- ✓ Luas transfer panas : 1032,46892 ft<sup>2</sup>
- ✓ Koefisiem transfer panas bersih (Uc) : 7,13836 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F
- ✓ Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 7 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F
- ✓ Faktor kotor total (Rd) : 0,00277 jam. Ft<sup>2</sup>.F/btu
- ✓ Harga : \$ 85.600

### 3.2.9 Menara Destilasi

- ✓ Fungsi : Memisahkan mononitrotoluena dari toluena
- ✓ Kode : MD-01
- ✓ Kondisi
  - Puncak menara
    - Tekanan : 0,038 atm
    - Suhu : 56°C
  - Umpan

- Tekanan : 0,038 atm
    - Suhu : 82°C
  - Dasar menara
    - Tekanan : 0,038 atm
    - Suhu : 121°C
- ✓ Bahan : *Stainless steel SA 167 type 304*
- ✓ Tipe : Menara destilasi dengan *sieve plates*
- ✓ Dimensi tangki
  - Diameter puncak : 0,25401 ft
  - Diameter dasar : 0,40853 ft
  - Tinggi : 86,04792 ft
  - Tebal shell : 0,1875 in
  - Tebal head : 0,1875 in
  - Jumlah stage : 13 stage
- ✓ Harga : \$ 64.800

### 3.2.10 Condensor

- ✓ Fungsi : Mendinginkan kondensat dari Condensor agar kembali ke kolom bagian atas sehingga menjadi *liquid flow (reflux)*
- ✓ Kode : CD-01
- ✓ Kondisi
  - Fluida dingin
    - Tin : 30°C
    - Tout : 40°C
  - Fluida panas
    - Tin : 55,73°C
    - Tout : 55,73°C
- ✓ Tipe : *Double pipe*
- ✓ Panjang pipa : 12 ft
- ✓ Kapasitas : 446,43165 kg/jam



- ✓ Jumlah hairpin : 5
- ✓ Spesifikasi pipa dalam
  - OD : 0,1383 ft
  - ID : 0,11500 ft
  - Pressure drop : 0,11011 psi
- ✓ Spesifikasi pipa luar
  - OD : 0,19833 ft
  - ID : 0,17224 ft
  - Pressure drop : 0,23065 psi
- ✓ Luas transfer panas : 19.4376 ft<sup>2</sup>
- ✓ Koefisiem transfer panas bersih (Uc) : 25,2198 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F
- ✓ Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 25 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F
- ✓ Faktor kotor total (Rd) : 0,00035 jam. Ft<sup>2</sup>.F/btu
- ✓ Harga : \$1.500

### 3.2.11 Rebolier

- ✓ Fungsi : Menguapkan sebagian cairan dari dasar kolom untuk dikembalikan sehingga terdapat *vapor flow*
- ✓ Kode : RB-01
- ✓ Kondisi
  - Fluida dingin
    - Tin : 120°C
    - Tout : 121°C
  - Fluida panas
    - Tin : 200°C
    - Tout : 200°C
- ✓ Tipe : *Double pipe*
- ✓ Panjang pipa : 12 ft
- ✓ Kapasitas : 4,54546 kg/jam
- ✓ Jumlah hairpin : 2

- ✓ Spesifikasi pipa dalam
  - OD : 0,13833 ft
  - ID : 0,11500 ft
  - Pressure drop : 0,63169 psi
- ✓ Spesifikasi pipa luar
  - OD : 0,19833 ft
  - ID : 0,17224 ft
  - Pressure drop : 0,00031 psi
- ✓ Luas transfer panas : 5,83739 ft<sup>2</sup>
- ✓ Koefisiem transfer panas bersih (Uc) : 11,22340 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F
- ✓ Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 10 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F
- ✓ Faktor kotor total (Rd) : 0,010900 jam. Ft<sup>2</sup>.F/btu
- ✓ Harga : \$ 1200

### 3.2.12 Heater-01

- ✓ Fungsi : Memanaskan bahan baku toluena sebelum masuk reaktor
- ✓ Kode : HE-01
- ✓ Kondisi
  - Fluida dingin
    - Tin : 35°C
    - Tout : 50°C
  - Fluida panas
    - Tin : 200°C
    - Tout : 200°C
- ✓ Tipe : *Double pipe*
- ✓ Panjang pipa : 12 ft
- ✓ Kapasitas : 65,450 kg/jam
- ✓ Jumlah hairpin : 5
- ✓ Spesifikasi pipa dalam

- OD : 0,1383 ft
- ID : 0,1149 ft
- Pressure drop : 0,2785 psi
- ✓ Spesifikasi pipa luar
  - OD : 0,1983 ft
  - ID : 0,1722 ft
  - Pressure drop : 0,03929 psi
- ✓ Luas transfer panas : 18,4599 ft<sup>2</sup>
- ✓ Koefisiem transfer panas bersih (Uc) : 24,1755 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F
- ✓ Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 23 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F
- ✓ Faktor kotor total (Rd) : 0,0002114 jam. Ft<sup>2</sup>.F/btu
- ✓ Harga : \$ 1800

### 3.2.13 Heater-02

- ✓ Fungsi : Memanaskan keluaran tangki dan recycle sebelum masuk mixer
- ✓ Kode : HE-02
- ✓ Kondisi :
  - Fluida dingin
    - Tin : 35°C
    - Tout : 55°C
  - Fluida panas
    - Tin : 200°C
    - Tout : 200°C
- ✓ Tipe : *Double pipe*
- ✓ Panjang pipa : 12 ft
- ✓ Kapasitas : 97,29268 kg/jam
- ✓ Jumlah hairpin : 4
- ✓ Spesifikasi pipa dalam
  - OD : 0,13833 ft
  - ID : 0,11500 ft

- Pressure drop : 0,31085 psi
- ✓ Spesifikasi pipa luar
  - OD : 0,19833 ft
  - ID : 0,17224 ft
  - Pressure drop : 0,00412 psi
- ✓ Luas transfer panas : 21,39107 ft<sup>2</sup>
- ✓ Koefisiem transfer panas bersih (Uc) : 65,15402 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F
- ✓ Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 30 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F
- ✓ Faktor kotor total (Rd) : 0,01799 jam. Ft<sup>2</sup>.F/btu
- ✓ Harga : \$ 2.100

#### 3.2.14 Heater-03

- ✓ Fungsi : Memanaskan keluaran decanter sebelum masuk evaporizer
- ✓ Kode : HE-03
- ✓ Kondisi :
  - Fluida dingin
    - Tin : 50°C
    - Tout : 142°C
  - Fluida panas
    - Tin : 200°C
    - Tout : 200°C
- ✓ Tipe : *Shell and tube*
- ✓ Kapasitas : 1404,823 kg/jam
- ✓ Spesifikasi pipa dalam
  - OD : 0,75 in
  - ID : 0,482 in
  - Pitch : 1
  - Passes (nt) : 8
  - Panjang : 16 ft

- Pressure drop : 1,60086 psi
- ✓ Spesifikasi pipa luar
  - ID : 33 in
  - Passes (ns) : 4
  - Pressure drop : 5,62121 psi
- ✓ Luas transfer panas : 957,43514 ft<sup>2</sup>
- ✓ Koefisiem transfer panas bersih (Uc) : 18,56279 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F
- ✓ Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 18 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F
- ✓ Faktor kotor total (Rd) : 0,00168 jam. Ft<sup>2</sup>.F/btu
- ✓ Harga : \$ 15.700

#### 3.2.15 Heater-04

- ✓ Fungsi : Memanaskan keluaran decanter sebelum masuk MD
- ✓ Kode : HE-04
- ✓ Kondisi
  - Fluida dingin
    - Tin : 50°C
    - Tout : 82°C
  - Fluida panas
    - Tin : 200°C
    - Tout : 200°C
- ✓ Tipe : *Double pipe*
- ✓ Panjang pipa : 12 ft
- ✓ Kapasitas : 140,16946 kg/jam
- ✓ Jumlah hairpin : 4
- ✓ Spesifikasi pipa dalam
  - OD : 0,13833 ft
  - ID : 0,11500 ft
  - Pressure drop : 0,91094 psi

- ✓ Spesifikasi pipa luar
  - OD : 0,19833 ft
  - ID : 0,17224 ft
  - Pressure drop : 0,09434 psi
- ✓ Luas transfer panas : 21,46135 ft<sup>2</sup>
- ✓ Koefisiem transfer panas bersih (Uc) : 59,22228 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F
- ✓ Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 50 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F
- ✓ Faktor kotor total (Rd) : 0,00311 jam. Ft<sup>2</sup>.F/btu
- ✓ Harga : \$ 2.900

### 3.2.16 Heater-05

- ✓ Fungsi : Menaikan suhu dari kondensor sebelum masuk reaktor
- ✓ Kode : He-05
- ✓ Kondisi
  - Fluida dingin
    - Tin : 25°C
    - Tout : 50°C
  - Fluida panas
    - Tin : 200°C
    - Tout : 200°C
- ✓ Tipe : *Double pipe*
- ✓ Panjang pipa : 12 ft
- ✓ Jumlah hairpin : 11
- ✓ Spesifikasi pipa dalam
  - OD : 0,1383 ft
  - ID : 0,1149 ft
  - Pressure drop : 0,00000041 psi
- ✓ Spesifikasi pipa luar
  - OD : 0,1983 ft
  - ID : 0,1722 ft

- Pressure drop : 0,0077 psi
- ✓ Luas transfer panas : 4,1196 ft<sup>2</sup>
- ✓ Koefisiem transfer panas bersih (Uc) : 19,2413 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F
- ✓ Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 7 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F
- ✓ Faktor kotor total (Rd) : 0,09088 jam. Ft<sup>2</sup>.F/btu
- ✓ Harga : \$ 1100

### 3.2.17 Cooler-01

- ✓ Fungsi : Menurunkan suhu keluar mixer sebelum masuk reaktor
- ✓ Kode : CL-01
- ✓ Kondisi
  - Fluida dingin
    - Tin : 30°C
    - Tout : 40°C
  - Fluida panas
    - Tin : 55°C
    - Tout : 50°C
- ✓ Tipe : *Double pipe*
- ✓ Spesifikasi pipa dalam
  - OD : 0,13833 ft
  - ID : 0,11500 ft
  - Pressure drop : 0,00318 psi
- ✓ Spesifikasi pipa luar
  - OD : 0,17224 ft
  - ID : 0,19833 ft
  - Pressure drop : 2,81639 psi
- ✓ Luas transfer panas : 34,69880 ft<sup>2</sup>
- ✓ Koefisiem transfer panas bersih (Uc) : 93,57812 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F
- ✓ Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 75 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F
- ✓ Faktor kotor total (Rd) : 0,00265 jam. Ft<sup>2</sup>.F/btu

- ✓ Harga : \$ 2.100

### 3.2.18 Cooler-02

- ✓ Fungsi : Menurunkan suhu dari vaporizer sebelum masuk mixer
- ✓ Kode : CL-02
- ✓ Kondisi
  - Fluida dingin
    - Tin : 30°C
    - Tout : 40°C
  - Fluida panas
    - Tin : 142°C
    - Tout : 35°C
- ✓ Tipe : *shell and tube*
- ✓ Spesifikasi pipa dalam
  - OD : 0,75 in
  - ID : 0,482 in
  - Pressure drop : 0,29152 psi
  - Passes (nt) : 8
  - Panjang : 16 ft
- ✓ Spesifikasi pipa luar
  - ID : 17,25 in
  - Pressure drop : 0,014494 psi
  - Passes (ns) : 11
- ✓ Luas transfer panas : 511,83277 ft<sup>2</sup>
- ✓ Koefisiem transfer panas bersih (Uc) : 26,65791 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F
- ✓ Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 20 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F
- ✓ Faktor kotor total (Rd) : 0,01249 jam. Ft<sup>2</sup>.F/btu
- ✓ Harga : \$ 15.700

### 3.2.19 Cooler-03

- ✓ Fungsi : Menurunkan suhu dari reboiler sebelum



masuk ke tangki produk

- ✓ Kode : CL-03
- ✓ Kondisi
  - Fluida dingin
    - Tin : 30°C
    - Tout : 40°C
  - Fluida panas
    - Tin : 121°C
    - Tout : 35°C
- ✓ Tipe : *Double pipe*
- ✓ Panjang pipa : 12 ft
- ✓ Jumlah hairpin : 14
- ✓ Spesifikasi pipa dalam
  - OD : 0,1383 ft
  - ID : 0,1149 ft
  - Pressure drop : 0,0262 psi
- ✓ Spesifikasi pipa luar
  - OD : 0,1983 ft
  - ID : 0,1722 ft
  - Pressure drop : 2,8007 psi
- ✓ Luas transfer panas : 79,4944 ft<sup>2</sup>
- ✓ Koefisiem transfer panas bersih (Uc) : 153,882 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F
- ✓ Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 75 btu/jam.ft<sup>2</sup>.F
- ✓ Faktor kotor total (Rd) : 0,00683 jam. Ft<sup>2</sup>.F/btu
- ✓ Harga : \$2100

### 3.2.20 Pompa

- ✓ Bahan : *Commercial steel*
- ✓ Tipe : Pompa sentrifugal

Tabel 3.1 Daftar Pompa

Kode	P-01 A/B	P-02 A/B	P-03 A/B	P-04 A/B	P-05 A/B	P-06 A/B	P-07 A/B	P-08 A/B	P-09 A/B	P-10 A/B
Fungsi:	Memompa bahan baku toluena dari tangki ke reaktor	Memompa bahan baku Asam nitrat dari tangki ke reaktor	Memompa bahan baku Asam sulfat dari tangki ke reaktor	Memompa keluaran mixer ke reaktor	Memompa keluaran Reaktor ke decanter	Memompa keluaran Decanter ke evaporizer	Memompa keluaran Decanter ke MD	Memompa keluaran Vaporizer ke mixer	Memompa keluaran Condensor ke reaktor	Memompa keluaran bottom destilat ke tangki produk
Jumlah	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	2,1452	2,4654	6,8754	5,2547	10,657	8,4862	2,3536	3,3415	0,2447	0,2447
Tenaga pompa (Hp)	0,067	0,158	0,88	0,346	0,452	0,598	1,788	1,45	0,168	0,4086
Tenaga motor (Hp)	0,5	0,5	1,5	0,5	0,5	1	2	2	0,5	1
Ukuran pipa (in)	1,25 sch 40	1,25 sch 40	2 sch 40	2 sch 40	2,5 sch 40	2,5 sch 40	1,25 sch 40	1,5 sch 80	0,5 sch 40	1,25 sch 40
Harga(\$)	3400	3400	4900	4900	5400	5400	3100	3800	1100	3400

### 3.3. Perancangan produksi

Perencanaan produksi adalah perencanaan produk apa dan berapa produk yang akan diproduksi oleh perusahaan dalam beberapa waktu kedepan. Dalam penyusunan perencanaan produk perlu di pertimbangkan kemaksimalan produksi agar dapat dicapai tingkat yang paling rendah untuk proses produksi tersebut. Perencanaan produksi dibagi menjadi 2 yaitu perencanaan bahan baku dan perencanaan alat proses.

#### 3.3.1 Perencanaan Bahan Baku

Perencanaan bahan baku dalam Pra-rancangan pabrik mononitrotoluena merupakan hal yang sangat penting sebelum mendirikan pabrik. Ketersediaan bahan baku adalah faktor penentu dalam proses produksi. Berikut adalah perencanaan kebutuhan bahan baku untuk memproduksi mononitrotoluena 20.000 ton/tahun.

Tabel 3. 2 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan	Kebutuhan		Rerata ketersediaan bahan baku (ton/tahun)
	Kg/jam	Ton/tahun	
Toluena	1840,86921	14.579,68414	1.835.750,938
Asam nitrat	1334,46146	10.568,93473	49.500
Asam Sulfat (katalis)	5851,39671	46.343,06197	82.500

Dari tabel diatas dapat disimpulkan bahwa ketersediaan bahan baku memenuhi kebutuhan pabrik untuk produksi.

#### 3.3.2 Perencanaan Alat Proses

Perancangan kebutuhan alat proses sangat penting untuk menjalankan proses produksi pembuatan mononitrotoluena. Berikut perencanaan alat proses yang dibutuhkan untuk memproduksi mononitrotoluena.

Tabel 3. 3 Perencanaan Alat Proses

Nama alat	Kode alat	jumlah
Tangki bahan baku toluena	T-01	1
Pompa 1	P-01	2
Heater 1	HE-01	1
Tangki penyimpanan asam nitrat	T-02	1
Pompa 2	P-02	2
Tangki penyimpanan asam sulfat	T-03	1
Pompa 3	P-03	2
Mixer	M-01	1
Pompa 4	P-04	2
Heater 2	HE-02	1
Reaktor	R	2
Pompa 5	P-05	2
Decanter	D-01	1
Pompa 6	P-06	2
Pompa 7	P-07	2
Heater 3	HE-03	1
Heater 4	HE-04	1
Vaporizer	V-01	1
Pompa 8	P-08	2
Cooler 2	CL-02	1
Menara Destilasi	MD-01	1
Condensor	CD-01	1

Lanjutan Tabel 3.3		
Pompa 9	P-09	2
Cooler 1	CL-01	1
Reboiler	RB-01	1
Pompa 10	P-10	2
Cooler 3	CL-03	1
Tangki produk Mononitrotoluena	T-04	1



## **BAB IV PERANCANGAN PABRIK**

### **4.1. Lokasi Pabrik**

Lokasi pabrik merupakan hal penting yang mempengaruhi kedudukan lokasi pabrik dalam persaingan. Sebuah pabrik idealnya memiliki lokasi yang minim biaya produksi dan distribusi, memberikan keuntungan untuk jangka panjang dan memberikan kemungkinan untuk memperluas pabrik serta lingkungan yang kondusif agar operasi pabrik dapat berjalan lancar.

Lokasi pabrik yang baik ditentukan beberapa hal sebagai berikut:

- ✓ Kemampuan untuk melayani konsumen dengan memuaskan
- ✓ Kemudahan untuk mendapatkan tenaga karyawan
- ✓ Kemampuan untuk mendapatkan bahan baku sampai pada pabrik dengan harga yang murah.
- ✓ Kemampuan dalam segi ekonomi (potensi pengembalian modal per tahun).

Dalam menentukan lokasi pabrik didasarkan nilai yang terbaik dari beberapa lokasi pabrik yang direncanakan. Oleh karena itu, pabrik mononitrotoluena dengan kapasitas 20.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di daerah Cilacap, Jawa Tengah. Penentuan lokasi pabrik ini memperhatikan beberapa faktor yang berperan yaitu faktor primer dan faktor sekunder.

#### **4.1.1. Faktor Primer**

Beberapa faktor yang termasuk kedalam faktor primer adalah sebagai berikut:

##### **a. Lokasi pasar**

Mononitrotoluena merupakan suatu produk yang tidak dapat dipasarkan dikalangan masyarakat melainkan antar industri kimia. Oleh karena itu diusahakan mencari lokasi pabrik yang dekat dengan industri kimia. Cilacap merupakan kawasan industri sehingga memudahkan pemasaran mononitrotoluena. Konsumen untuk bahan

mononitrotoluena yaitu pabrik pewarna sintesis, bahan peledak, dan lain-lain, sehingga distribusi pemasarannya bisa ke seluruh Indonesia bahkan luar negeri.

b. Ketersediaan sumber bahan baku

Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan mononitrotoluena adalah toluena dan asam nitrat. Sedangkan katalis yang digunakan adalah asam sulfat. Toluena dapat diperoleh dari PT. Pertamina (Persero) RU IV yang berlokasi di Cilacap, Jawa Tengah . Asam nitrat dapat diperoleh dari PT. Multi Nitrotama Kimia, Cikampek, Jawa Barat. Sedangkan asam sulfat diperoleh dari PT. Indonesia Acid Industry, DKI Jakarta.

c. Sarana transportasi

Sarana transportasi yang baik adalah dapat menunjang pabrik kimia. Daerah Cilacap mempunyai transportasi yang memadai, baik secara darat, laut maupun udara. Sehingga transportasi untuk pekerja, transportasi bahan dan peralatan, dan pengiriman barang keluar maupun kedalam tidak mengalami kendala.

d. Ketersediaan Tenaga kerja

Ketersediaan tenaga kerja merupakan salah satu faktor pertimbangan dalam menetapkan lokasi pabrik. Dengan adanya pembangunan pabrik ini, diharapkan dapat menyerap tenaga kerja dari masyarakat sekitar. Untuk tenaga terlatih dan terdidik dapat didapatkan dari sekolah menengah atas maupun perguruan tinggi yang ada di Cilacap atau Jawa Tengah dan sekitarnya.

e. Ketersediaan sumber energi

Sebagian pabrik kimia membutuhkan energi dan steam yang sangat besar, sehingga dibutuhkan ketersediaan bahan bakar yang tinggi untuk memenuhi kebutuhan ini. Daerah Cilacap terdapat 4 PLTU sehingga kebutuhan listrik dapat terpenuhi sedangkan bahan bakar untuk generator mudah didapatkan karena Cilacap merupakan kawasan industri.

f. Pembuangan limbah

Limbah yang dihasilkan pabrik mononitrotoluena sebelum dibuang telah diolah sampai ambang batas tertentu sehingga dapat langsung dibuang ke Sungai.

g. Penyediaan utilitas

Pada pabrik pembuatan mononitrotoluena dibutuhkan air yang cukup banyak dalam proses produksi seperti, utilitas, rumah tangga dan pemadam kebakaran. Sungai Serayu merupakan sungai besar yang ada di Daerah Cilacap sehingga dapat memenuhi kebutuhan air di pabrik mononitrotoluena.

#### 4.1.2. Faktor sekunder

Beberapa hal yang masuk kedalam faktor sekunder adalah sebagai berikut:

a. Area perluasan pabrik

Cilacap merupakan daerah yang sebagian daerahnya masih jarang penduduknya sehingga tersedia lahan yang cukup luas dengan infrastruktur yang cukup memadai dan memungkinkan adanya perluasan area pabrik tanpa mengganggu pemukiman penduduk.

b. Perijinan

Wilayah cilacap merupakan kawasan industri sehingga memudahkan dalam masalah perijinan pendirian pabrik.

c. Iklim

Iklim berhubungan dengan kegiatan pengolahan dan penyimpanan bahan baku. Selain itu, iklim juga berpengaruh terhadap gairah kerja dan moral para karyawan. Keadaan iklim di daerah Cilacap jarang terjadi bencana alam sehingga aman untuk adanya pembangunan pabrik

d. Kemasyarakatan

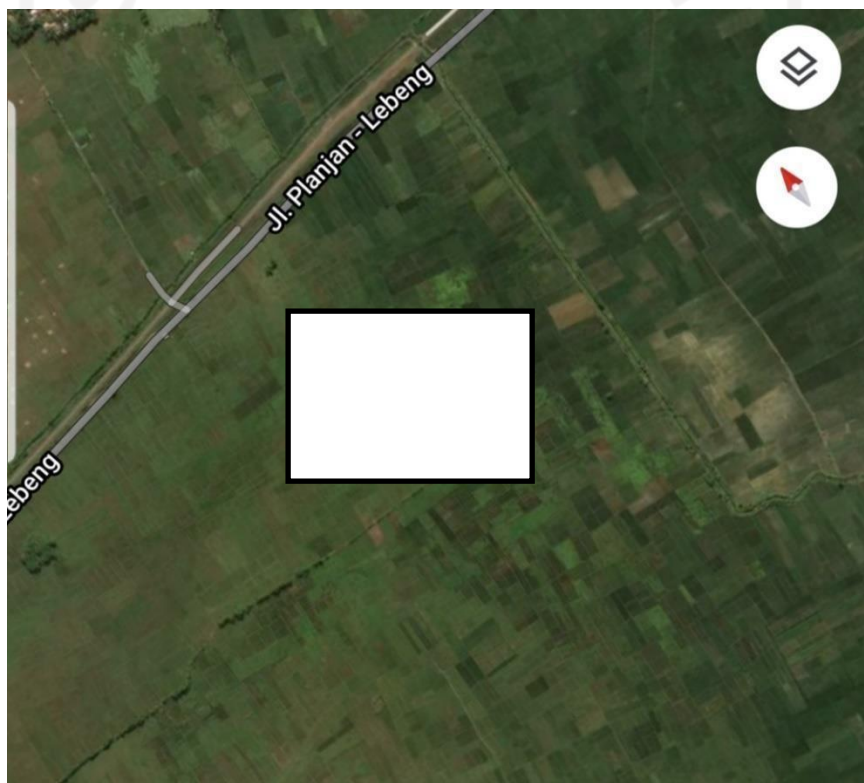
Keadaan masyarakat sudah terbiasa dengan lingkungan industri karena daerah Cilacap sendiri merupakan kawasan industri. Sehingga



pabrik dapat mudah diterima dan masyarakat dapat beradaptasi dengan cepat.

e. Prasarana dan fasilitas sosial

Prasarana seperti transportasi harus tersedia, begitu juga fasilitas sosial seperti sekolah, tempat ibadah, hiburan, olahraga, bank, perumahan dan lain-lain untuk menunjang kesejahteraan dan taraf hidup.



Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik

#### 4.2. Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

*Plant layout* atau tata letak pabrik merupakan rencana pengaturan letak unit atau departemen suatu pabrik supaya sesuai dengan luas area yang dibutuhkan dan luas tanah yang tersedia. *Plant layout* meliputi rencana perkantoran, gudang, produksi, taman, parkir dan lain-lain.

*Layout* pabrik harus dirancang dengan baik sehingga area yang tersedia dapat digunakan dengan baik dan produksinya dapat berjalan dengan lancar. Penentuan *layout* harus dipikirkan dengan matang sehingga penempatan seperti keamanan, keselamatan dan kenyamanan karyawan dapat terpenuhi. Untuk mencapai kondisi yang optimal maka perlu memperhatikan beberapa hal seperti berikut:

1. Setiap alat dikelompokkan dalam unit-unit alat prosesnya masing-masing sehingga apabila terjadi kecelakaan alat atau kecelakaan merambat ke alat yang lain maka bisa ditangani dengan baik.
2. Lahan terbatas sehingga diperlukan pemukiman yang efisiensi dan pengaturan ruangan.
3. Perluasan lahan harus sudah dipersiapkan sejak awal sehingga tidak akan menimbulkan masalah di masa yang akan datang
4. Pembuangan limbah harus diperhatikan batas maksimal kandungan komponen berbahaya sehingga dapat ikut menjaga kelestarian lingkungan dan aman untuk komunitas yang ada di sekitarnya.
5. Sistem konstruksi yang direncanakan adalah *outdoor* untuk menekan biaya pembangunan gedung
6. Instalasi dan utilitas yaitu dengan pemasangan dan distribusi yang baik sehingga membantu proses produksi dan perawatannya.

Secara umum, *layout* pabrik dapat diambil secara garis besar menjadi beberapa daerah utama yaitu:

1. Daerah administrasi atau perkantoran

Daerah administrasi atau perkantoran merupakan pusat kegiatan perusahaan yang mengatur kelancaran operasi dan administrasi tanpa mengganggu kegiatan dan keamanan pabrik. Daerah administrasi harus diletakkan jauh dari area proses yang berbahaya.

2. Daerah fasilitas umum

Daerah fasilitas umum adalah daerah penunjang segala aktivitas pabrik dalam memenuhi kepentingan pekerja, seperti tempat ibadah, tempat parkir, kantin dan pos keamanan.

3. Daerah proses

Daerah proses merupakan tempat pusat produksi dimana alat-alat proses dan pengendali proses serta tangki penyimpanan ditempatkan. Daerah proses ini diletakkan di tengah pabrik sehingga tidak mengganggu. Letak aliran proses direncanakan dengan maksimal sehingga memudahkan pemindahan bahan baku dari tangki penyimpanan dan memudahkan pengawasan serta pemeliharaan terhadap alat-alat proses. Daerah proses ini diletakkan minimal 15 meter dari unit lain.

4. Daerah laboratorium dan ruang kontrol

Daerah laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendali proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan di proses serta produk yang akan dijual. Daerah laboratorium merupakan pusat kontrol kualitas bahan baku, produk, dan limbah proses. Sedangkan daerah ruang kontrol merupakan pusat kontrol berjalannya proses yang diinginkan. Laboratorium dan ruang kontrol ini diletakkan dekat dengan daerah proses sehingga jika terjadi sesuatu pada daerah proses dapat cepat teratasi.

5. Daerah pemeliharaan

Daerah pemeliharaan merupakan tempat penyimpanan suku cadang alat, perbaikan dan pemeliharaan atau perawatan semua peralatan yang dipakai pada alat proses.

6. Daerah utilitas

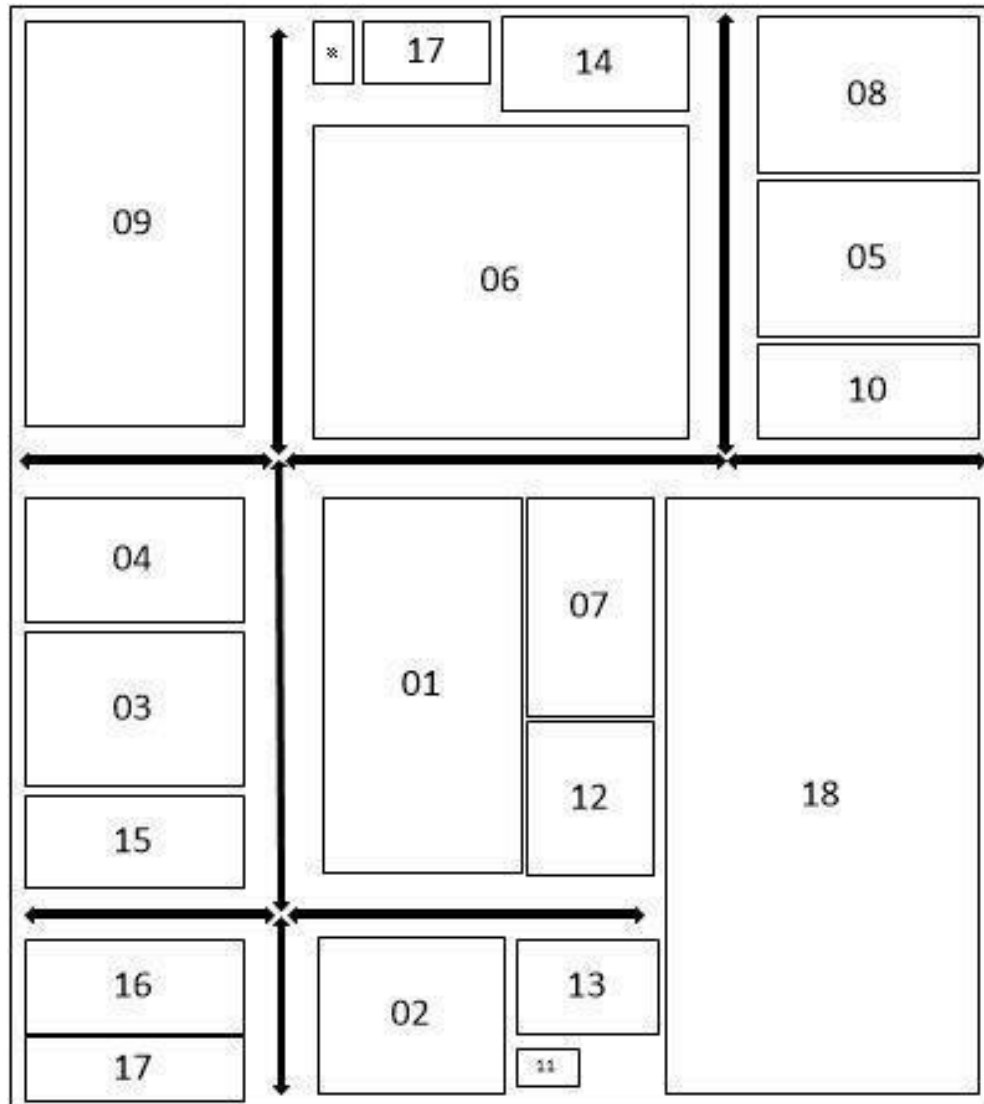
Daerah utilitas merupakan daerah yang menyediakan keperluan yang menunjang berjalannya proses produksi berupa penyediaan air, steam, dan listrik. Daerah utilitas didekatkan dengan daerah proses agar sistem pemipaan lebih ekonomis. Tetapi mengingat bahaya yang dapat ditimbulkan maka jarak antara daerah utilitas dengan daerah proses harus diatur minimal 15 meter.

7. Daerah pengolahan limbah

Daerah pengolahan limbah adalah daerah pembuangan dan pengolahan limbah hasil produksi sebelum dibuang ke sungai.

Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

No	Lokasi	Panjang (M)	Lebar (M)	Luas (M2)
1	Area Proses	32	60	1920
2	Area Utilitas	30	25	750
3	Bengkel	35	25	875
4	Gudang Peralatan	35	20	700
5	Kantin	35	25	875
6	Kantor	60	50	3000
7	Laboratorium	20	35	700
8	Parkir Utama	35	25	875
9	Parkir Truk	35	65	2275
10	Poliklinik	35	15	525
11	Pos Keamanan 1	6	10	60
	Pos Keamanan 2	10	6	60
12	Control Room	20	25	500
13	Control Utilitas	23	15	345
14	Masjid	30	15	450
15	Unit Pemadam Kebakaran	35	15	525
16	Unit Pengolahan Limbah	35	15	525
17	Taman 1	20	10	200
	Taman 2	35	10	350
18	Daerah Perluasan	50	95	4750
	<b>Luas Tanah</b>			20260
	<b>Luas Bangunan</b>			15310
	<b>Total</b>			20260



keterangan

- |                    |                           |
|--------------------|---------------------------|
| 1 Area Proses      | 10 Poliklinik             |
| 2 Area Utilitas    | 11 Pos Keamanan           |
| 3 Bengkel          | 12 Control Room           |
| 4 Gudang Peralatan | 13 Control Utilitas       |
| 5 Kantin           | 14 Masjid                 |
| 6 Kantor           | 15 Unit Pemadam Kebakaran |
| 7 Laboratorium     | 16 Unit Pengolahan Limbah |
| 8 Parkir Utama     | 17 Taman                  |
| 9 Parkir Truk      | 18 Daerah Perluasan       |

Gambar 4. 2 Lay Out Pabrik Mononitrotoluena Skala 1:1500

### 4.3. Tata Letak Mesin/ Alat Proses

Dalam menentukan tata letak mesin atau alat proses ada beberapa hal yang harus diperhatikan, yaitu:

1. Aliran bahan baku dan produk  
Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan yang ekonomis dan menunjang kelancaran serta keamanan produksi.
2. Aliran udara  
Aliran udara didalam dan sekitar area proses perlu diperhatikan untuk menghindari stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan penumpukan atau akumulasi bahan kimia yang berbahaya sehingga membahayakan keselamatan pekerja oleh sebab itu perlu memperhatikan arah hembusan angin
3. Cahaya  
Penerangan seluruh pabrik harus memadai apalagi pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko perlu adanya penerangan tambahan supaya dapat diawasi dengan baik, karena jika pencahayaan tidak cukup baik maka resiko kecelakaan kerja akan semakin tinggi.
4. Lalu lintas pekerja  
Kelancaran lalu lintas pekerja yang baik yaitu dengan keleluasaan para pekerja untuk mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah, dan aman. Jika terjadi gangguan alat proses maka dengan cepat ditangani, selain itu keamanan prkerja selama menjalankan tugasnya oerlu di prioritaskan.
5. Tata letak alat proses  
Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi sehingga dapat menguntungkan daei segi ekonomi maupun keselamatan.
6. Jarak antar aliran proses

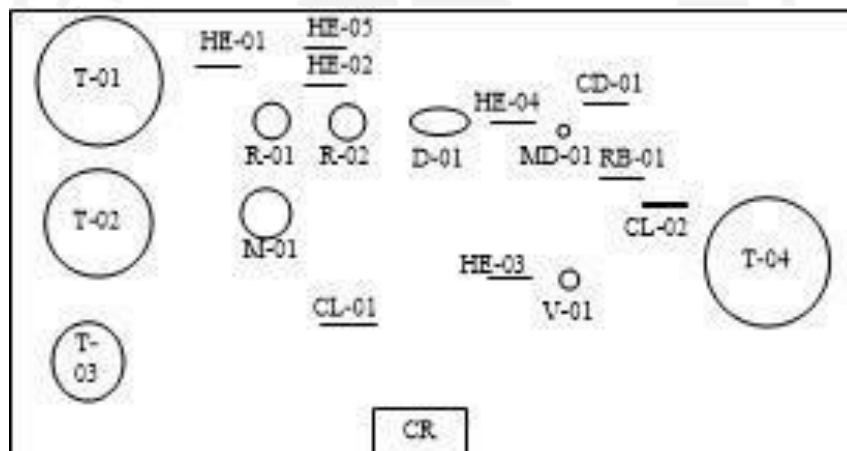
Untuk alat proses yang mempunyai tekanan operasi tinggi dipisahkan dengan alat lainnya, sehingga jika terjadi ledakan pada alat tersebut tidak akan membahayakan alat proses lainnya.

#### 7. Pertimbangan ekonomi

Dalam menempatkan alat –alat proses perlu dipertimbangkan dalam segi ekonomi untuk menekan biaya operasi sehingga dalam prosesnya perlu dilakukan secara strategis dan optimal.

#### 8. Maintenance

Maintenance berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan alat produksi sehingga dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga tercapai target produksi yang diharapkan



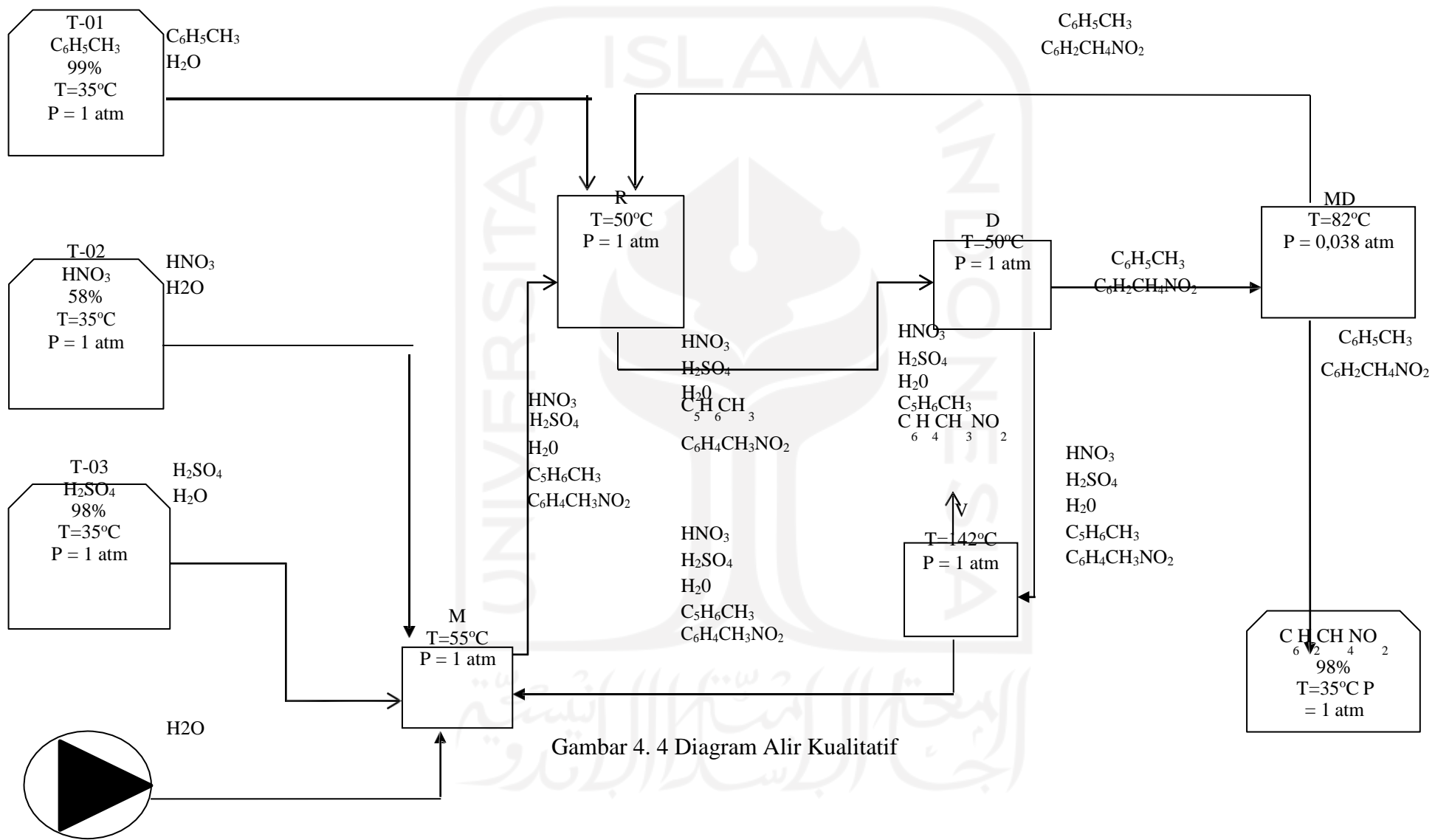
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses Skala 1:1000

### 4.4. Alir Proses Dan Material

#### 4.4.1 Diagram Alir Proses

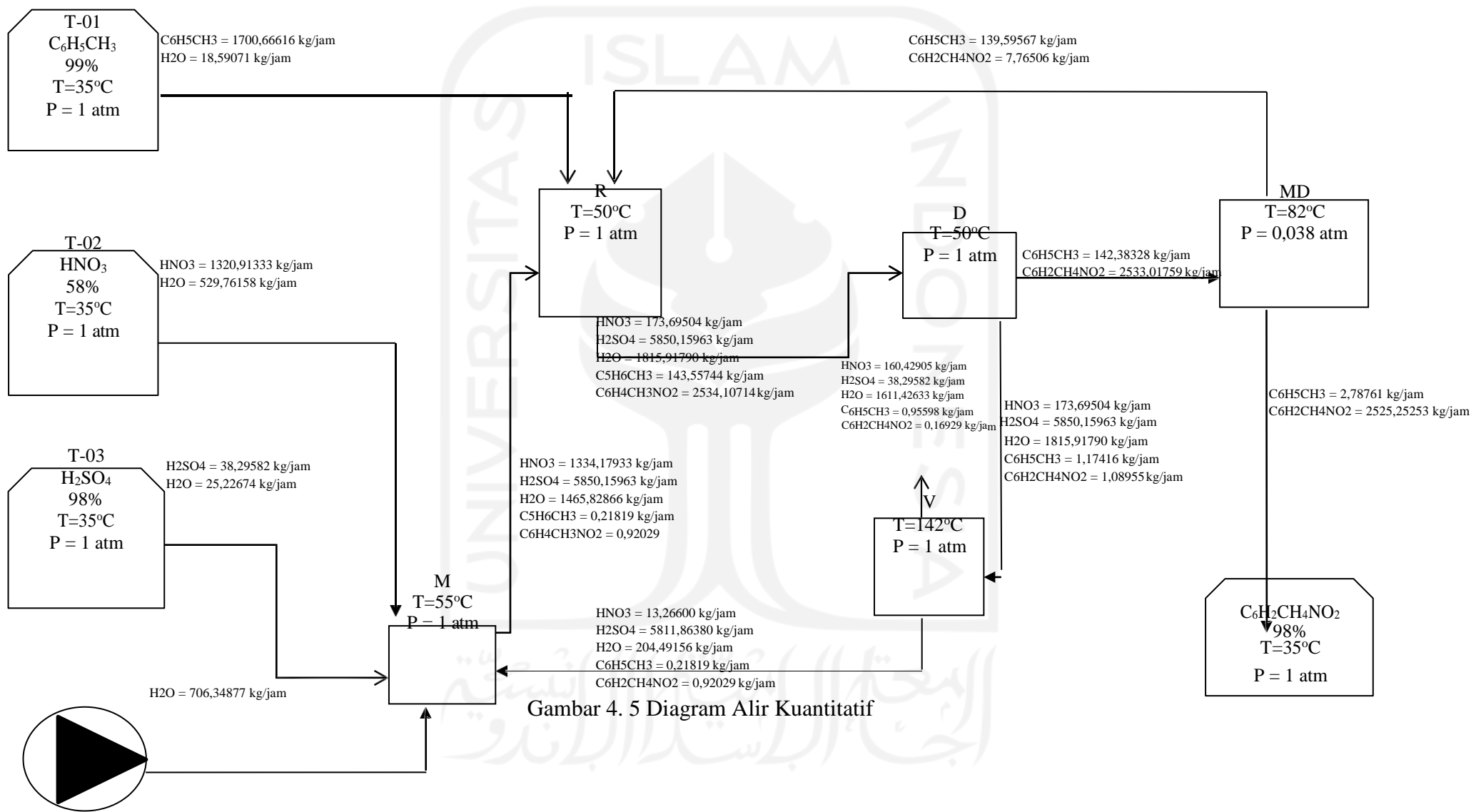
Diagram alir perancangan pabrik Mononitrotoluene dari Toluene dengan Asam campuran dapat ditunjukkan dalam dua macam, yaitu:

- a. Diagram alir kualitatif
- b. Diagram alir kuantitatif



Gambar 4. 4 Diagram Alir Kualitatif





Gambar 4. 5 Diagram Alir Kuantitatif

## 4.4.2 Neraca Massa

Tabel 4. 1 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input		Output	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	1840,86921	19,97883	143,58780	1,55835
HNO <sub>3</sub>	1334,46146	21,17756	173,73177	2,75708
H <sub>2</sub> O	1484,73326	82,48518	1816,30189	100,90566
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5851,39671	60,27459	5851,39671	60,27459
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub>	7,79268	0,05682	2533,94041	18,47730
Total	10519,25332	183,97298	10518,95859	183,97298

Tabel 4. 2 Tabel Neraca Massa Decanter

Komponen	Input		Output	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	143,58780	1,55835	143,58780	1,55835
HNO <sub>3</sub>	173,73177	2,75708	173,73177	2,75708
H <sub>2</sub> O	1816,30189	100,90566	1816,30189	100,90566
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5851,39671	60,27459	5851,39671	60,27459
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub>	2533,94041	18,47730	2533,94041	18,47730
Total	10518,95859	183,97298	10518,95859	183,97298

Tabel 4. 3 Neraca Massa Menara Destilasi

Komponen	Input		Output	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	142,41339	1,54560	142,41339	1,54560
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub>	2532,85063	18,46936	2532,85063	18,46936
Total	2675,26402	20,01496	2675,26402	20,01496

Tabel 4. 4 Neraca Massa Vaporizer

Komponen	Input		Output	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	1,17441	0,01275	1,17441	0,01275
HNO <sub>3</sub>	173,73177	2,75708	173,73177	2,75708
H <sub>2</sub> O	1816,30189	100,90566	1816,30189	100,90566
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5851,39671	60,27459	5851,39671	60,27459
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub>	1,08978	0,00795	1,08978	0,00795
Total	7843,69457	163,95802	7843,69457	163,95802

Tabel 4. 5 Neraca Massa Mixer

Komponen	Input		Output	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	0,23488	0,00255	0,23488	0,00255
HNO <sub>3</sub>	1334,46146	21,17756	1334,46146	21,17756
H <sub>2</sub> O	1466,13862	81,45215	1466,13862	81,45215
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5851,39671	60,27459	5851,39671	60,27459
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub>	0,21796	0,00159	0,21796	0,00159
Total	8652,44963	162,87893	8652,44963	162,87893

#### 4.4.3 Neraca Panas

Tabel 4. 6 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Q in (kj/jam)	Q reaksi (kj/jam)	Q out (kj/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	1,30554	2505,49688	0,10183
HNO <sub>3</sub>	3,54605		0,46166
H <sub>2</sub> O	5,92785		7,25165
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,22359		1,22359
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub>	0,00156		0,48573
Air Pendingin	71,75742		2579,73442
Total		2589,25889	2589,25889

Tabel 4. 7 Neraca Panas Decanter

Q masuk (kj/jam)		Q keluar (kj/jam)	
Q arus 6	504024,12886	Q arus 7	92698,52052
		Q arus 8	411325,56149
Total	504024,12886		504024,08201

Tabel 4. 8 Neraca Panas Menara Destilasi

Q masuk (kj/jam)		Q keluar (kj/jam)	
Q arus 7	71466,80726	Q bottom	132161,08260
Q arus 12	83772,00477	Q distilat	4329,40522
		Q arus 11	18750,12913
Total	155240,61695	Total	155240,61695

Tabel 4. 9 Neraca Panas Vaporizer

Q masuk (kj/jam)		Q keluar (kj/jam)	
Q arus 8	411325,56149	Q penguapan	6251,11328
Steam	1328921,62063	Q arus 9	677836,54915
		Q arus 10	1056159,51969
Total	1740247,18212		1740247,18212

Tabel 4. 10 Neraca Panas Mixer

Q masuk (kj/jam)		Q keluar (kj/jam)	
Q arus 2,3,4	111069,21171	Q arus 5	505025,20542
Q arus 10	393955,99352		
Total	505025,20542		505025,20542

#### 4.5. Pelayanan Teknik (Utilitas)

Utilitas merupakan unit pendukung yang diperlukan dalam pengoperasian selama proses produksi. Unit pendukung proses mencakup unit penyedia air (air proses, air pendingin, air sanitasi, air umpan boiler dan air untuk penggunaan umum), udara bertekanan, steam, listrik, limbah dan pengadaan bahan bakar. Unit pendukung proses yang dibutuhkan di pabrik Mononitrotoluena adalah:

1. Unit penyediaan dan pengolahan air

Unit ini berfungsi menyediakan dan mengolah air untuk memenuhi kebutuhan selama proses produksi. Kebutuhan air antara lain:

- a. Air pendingin
- b. Air proses
- c. Air umpan boiler
- d. Air penggunaan umum dan sanitasi

2. Unit penyediaan steam

Unit ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan proses pemanasan di reaktor, menara distilasi, vaporizer, dan *heat exchanger*.

3. Unit penyediaan bahan bakar

Unit ini berfungsi sebagai penyedia bahan bakar untuk kebutuhan boiler dan generator.

#### 4. Unit penyediaan listrik

Unit ini digunakan untuk keperluan proses produksi, peralatan elektronik dan pencahayaan. Listrik diambil dari PLN dan disediakan generator sebagai cadangan apabila listrik dari PLN mengalami gangguan.

#### 5. Unit penyediaan udara tekan

Unit ini diperlukan untuk mengontrol *pneumatik* yang digunakan untuk menjalankan instrumentasi proses kimia.

#### 6. Unit penyediaan limbah

Unit ini diperlukan untuk mengolah limbah pabrik yang meliputi limbah proses dan limbah sanitasi berupa limbah padat, cair maupun gas.

### 4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Unit penyediaan air merupakan unit utilitas yang berfungsi menyediakan air untuk memenuhi kebutuhan industri. Unit ini akan mempengaruhi proses produksi dari awal sampai akhir proses. Air sungai akan diolah sebelum digunakan agar memenuhi standar penggunaan air. Dalam memenuhi kebutuhan air didalam pabrik, dengan memanfaatkan sungai yang dekat dari lokasi pabrik, yaitu Sungai Serayu. Pertimbangan memakai air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah:

1. Pengolahan air Sungai membutuhkan biaya yang relatif murah, proses pengolahan yang relatif mudah dan sederhana.
2. Kendala kekurangan air dapat dihindari
3. Letak sungai dekat dengan lokasi pabrik

Kebutuhan air dalam pabrik mononitrotoluene meliputi:

Tabel 4. 11 Kebutuhan Air

No	Kebutuhan	Jumlah (kg/jam)
1	Air Proses	847,61853
2	Cooling Water	79259,99205
3	Air untuk boiler	2790,20082
4	Air penggunaan umum dan sanitasi	3913,02468
Jumlah		86810,83607

Sebelum digunakan untuk memenuhi kebutuhan air pabrik, mengolah air sungai terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan dapat meliputi pengolahan fisik dan kimia. Tahapan – tahapan pengolahan air sebagai berikut:

### 1. Penyaringan awal/*screen*

Sebelum dilakukan proses pengolahan, air dari sungai harus melewati pembersihan awal dengan dilewatkan pada penyaringan awal yang berfungsi untuk menahan kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti kayu, ranting, daun dan sampah rumah tangga lainnya. Setelah melewati tahap penyaringan awal, air sungai dialirkan ke bak pengendap.

### 2. Pengendapan

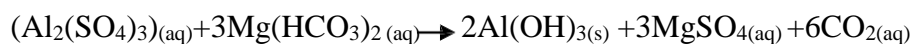
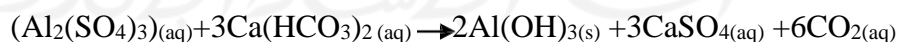
Air sungai yang telah melewati penyaringan awal, kemudian diendapkan di bak pengendap. Pada proses ini terjadi pemisahan gumpalan-gumpalan dari kotoran air sungai yang masih lolos melewati penyaringan awal dengan cara pengendapan secara gravitasi.

### 3. Penggumpalan

Air sungai yang telah melewati bak pengendap, dialirkan ke bak penggumpal. Pada proses ini bertujuan untuk menggumpalkan koloid-koloid tersuspensi dalam larutan yang tidak mengendap dengan cara menambahkan bahan-bahan kimia. Bahan kimia yang digunakan sebagai flokulan meliputi tawas ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ), kapur ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ) dan *Natrium Carbonat* ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ).

#### a. Tawas ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ )

Reaksi:



#### b. Kapur ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ )

Kapur dapat digunakan untuk mengurangi/menghilangkan kesadahan *karbonat* dan  $\text{CO}_2$  yang terkandung didalam air. Selain itu, dapat digunakan untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan.

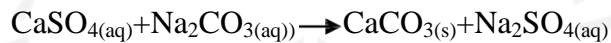
Reaksi:

1.  $\text{Ca(OH)}_{2(\text{aq})} + \text{CO}_{2(\text{aq})} \rightarrow \text{CaCO}_{3(\text{s})} + \text{H}_2\text{O}_{(\text{l})}$
2.  $\text{Mg(HCO}_3)_2(\text{aq}) + \text{Ca(OH)}_{2(\text{aq})} \rightarrow \text{MgCO}_3(\text{aq}) + \text{CaCO}_{3(\text{s})} + 2\text{H}_2\text{O}_{(\text{l})}$
3.  $\text{MgCO}_3(\text{aq}) + \text{Ca(OH)}_{2(\text{aq})} \rightarrow \text{CaCO}_{3(\text{s})} + \text{Mg(OH)}_{2(\text{s})}$
4.  $\text{Ca(HCO}_3)_2(\text{aq}) + \text{Ca(OH)}_{2(\text{aq})} \rightarrow \text{CaCO}_{3(\text{s})} + 2\text{H}_2\text{O}_{(\text{l})}$

c. Natrium Karbonat ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ).

Natrium karbonat digunakan untuk mengurangi/menghilangkan kesadahan dari senyawa-senyawa non karbonat.

Reaksi:



4. Bak penyaring/ *sand filter*

Air yang telah melewati tahap penggumpalan kemudian dialirkan ke bak saringan yang berisi pasir. Pada tahap ini bertujuan untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih terdapat didalam air dan belum terendapkan. Media penyaring yang digunakan pada tahap ini meliputi pasir dan kerikil.

5. Bak penampung sementara

Air sungai yang keluar dari bak penyaring kemudian dialirkan ke tangka penampung untuk didistribusikan sebagai air penggunaan umum dan sanitasi, air umpan boiler, air pendingin dan air proses.

6. Tangki karbon aktif

Pada tahap ini, air harus ditambahkan dengan klor atau kaporit yang berfungsi untuk membunuh kuman dan *mikroorganisme* seperti amuba, ganggang dan mikroorganisme lain yang terkandung didalam air sehingga aman dikonsumsi. Klor dipilih karena zat kimia yang sering dipakai dan harganya relatif murah. Klorin dalam air membentuk asam hipoklorit, reaksi sebagai berikut:

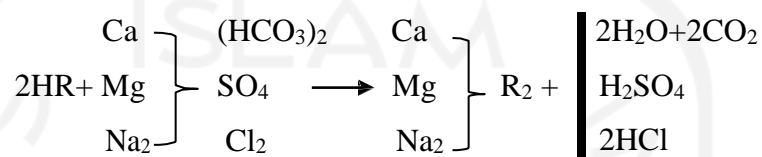


Kemudian, air dialirkan ke tangka air bersih untuk keperluan air minum dan perkantoran.

### 7. Tangki kation *exchanger*

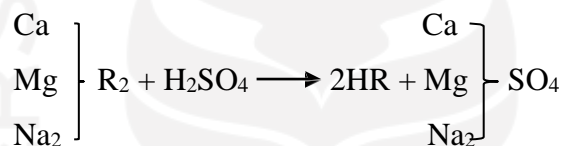
Air dari bak penampungan yang berfungsi sebagai umpan boiler, kemudian diumpankan ke tangki kation *exchanger*. Pada tangki ini berisi resin pengganti kation-kation yang terkandung dalam air diganti ion  $H^+$  sehingga air yang keluar dari kation *exchanger* merupakan air yang mengandung anion dan ion  $H^+$ .

Reaksi:



Dalam waktu tertentu, kation resin akan jenuh. Sehingga, perlu dilakukan regenerasi dengan asam sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ )

Reaksi:



### 8. Tangki anion *exchanger*

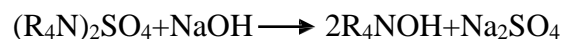
Air yang keluar dari tangki kation *exchanger*, diumpankan ke tangka anion *exchanger*. Pada tangka ini berfungsi untuk menyerap ion-ion negatif yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa, sehingga ion-ion seperti  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{Cl}^-$  dan  $\text{SO}_4^{2-}$  akan terikat dengan resin.

Reaksi:



Dalam waktu tertentu, anion resin akan jenuh. Sehingga diperlukan regenerasi dengan larutan  $\text{NaOH}$ .

Reaksi:



Sebelum masuk boiler air diproses dalam unit deaerator

### 9. Deaerator

Deaerator berfungsi untuk menghilangkan gas  $\text{O}_2$  dan  $\text{CO}_2$  yang dapat menimbulkan korosi pada boiler. Sehingga diinjeksikan bahan



kimia berupa *hidrazin* ( $N_2H_2$ ) yang berfungsi mengikat oksigen dengan reaksi:



Air yang keluar dari deaerator dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler.

#### 4.5.2 Unit Penyediaan Steam

Unit ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan steam selama proses produksi berlangsung, yaitu dengan menyediakan boiler dengan

Spesifikasi	:
Kapasitas	: 2790,200815 kg/jam
Tekanan	: 1 atm
Suhu steam	: 392 F
Jenis	: Fire tube boiler
Jumlah	1

Ketel uap jenis *fire tube boiler* dengan bahan bakar solar.

#### 4.5.3 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada generator dan boiler. Bahan bakar yang digunakan adalah solar MFO (*Marine Fuel Oil*) dari PT. Pertamina Cilacap dengan kebutuhan bahan bakar 8,7885 liter/jam.

Spesifikasi:

Heat value	: 19676 btu/lb
Densitas	: 53,5223 lb/ft <sup>3</sup>

#### 4.5.4 Unit Penyediaan Listrik

Unit ini bertujuan untuk keperluan alat elektronik agar proses produksi berjalan lancar. Selain itu, listrik digunakan untuk penerangan. Kebutuhan listrik total sebesar 129,52210 kWatt. Listrik dipenuhi dari PLN. Kelebihan suplai tenaga listrik dari PLN adalah biayanya murah, sedangkan kekurangannya adalah kesinambungan penyediaan listrik kurang terjamin dan tenaganya tidak terlalu tetap. Apabila terjadi pemadaman atau hal lain digunakan generator cadangan 161,90263 kWatt dengan bahan bakar solar. Besarnya

kebutuhan listrik pada alat proses produksi maupun alat proses utilitas ditunjukkan pada tabel berikut.

a. Peralatan proses

Tabel 4. 12 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-01	P-01	0,5	372,85
Pompa-02	P-02	0,5	372,85
Pompa-03	P-03	1,5	1118,55
Pompa-04	P-04	0,5	372,85
Pompa-05	P-05	1	745,7
Pompa-06	P-06	1	745,7
Pompa-07	P-07	2,5	1864,25
Pompa-08	P-08	0,5	372,85
Pompa-09	P-09	0,5	372,85
Pompa-10	P-10	1	745,7
Pengaduk mixer	M-01	11	8202,7
Pengaduk reaktor	R-01	6	4474,2
Total		26,5	19761,05
Total (kWatt)			19,76105

Maka total power yang dibutuhkan = 19,76105kW

b. Peralatan utilitas

Tabel 4. 13 Kebutuhan Alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal		4	2982,8
Blower Cooling Tower		2	1491,4
Pompa-01	PU-01	7	5219,9
Pompa-02	PU-02	7	5219,9
Pompa-03	PU-03	7	5219,9
Pompa-04	PU-04	7	5219,9
Pompa-05	PU-05	7	5219,9
Pompa-06	PU-06	2	1491,4
Pompa-07	PU-07	1	745,7
Pompa-08	PU-08	5	3728,5
Pompa-09	PU-09	5	3728,5
Pompa-10	PU-10	5	3728,5
Pompa-11	PU-11	5	3728,5
Pompa-12	PU-12	0,5	372,85
Pompa-13	PU-13	7	5219,9
Pompa-14	PU-14	7	5219,9
Lanjutan Tabel 4.14 Kebutuhan Listrik Alat Utilitas			

Pompa-15	PU-15	0,5	372,85
Pompa-16	PU-16	3	2237,1
Pompa-17	PU-17	0,5	372,85
Pompa-18	PU-18	1,5	1118,55
Pompa-19	PU-19	0,5	372,85
Pompa-20	PU-20	1,5	1118,55
Pompa-21	PU-21	0,5	372,85
Total		86,5	64503,05
Total (kW)			64,50305

Maka total power yang dibutuhkan = 64,50305 kW

Tabel 4. 14 Kebutuhan Listrik untuk Keperluan Lain

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	Kebutuhan plant	
	a. Proses	a. 19,76105
	b. Utilitas	b. 64,50305
2	a. Listrik Ac	a. 10
	b. Listrik Penerangan	b. 40
3	Laboratorium dan Bengkel	30
4	Instrumentasi	5
Total		174,26410

Energi disuplai dengan membeli dari PLN. Selain itu, disediakan generator cadangan sebesar 217,830125 kW sejumlah 1 buah, apabila listrik padam atau pasokan listrik berkurang.

#### 4.5.5 Unit Penyediaan Udara tekan

Udara tekan diperlukan untuk mengontrol *pneumatik*. Udara instrument bersumber dari udara dilingkungan pabrik, sehingga perlu dinaikkan tekanannya dengan menggunakan kompresor. kebutuhan udara untuk menggerakkan alat-alat kontrol sebesar 35,5133 m<sup>3</sup>/jam

#### 4.5.6 Spesifikasi Alat-Alat Utilitas

##### 4.5.6.1 Screener/Bar Screen

Kode : FU-01

Fungsi : Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar, seperti daun, ranting dan sampah lainnya.

Bahan : *Alumunium*

Panjang : 1,18 m  
 Lebar : 0,871 m  
 Jarak antar bar : 0,035 m

#### 4.5.6.2 Bak Pengendap Awal/*Sedimentasi*

Kode : BU-01  
 Fungsi : Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa oleh air sungai  
 Jenis : Bak persegi terbuka  
 Kapasitas : 523,12492 m<sup>3</sup>  
 Dimensi : Panjang : 22,87192 m  
                   Lebar : 7,62397 m  
                   Tinggi : 3 m  
 Jumlah : 1 buah

#### 4.5.6.3 Bak Penggumpal

Kode : BU-02  
 Fungsi : Menggumpalkan kotoran yang tidak mengendap di bak pengendap dengan menambahkan alum dna soda kausik  
 Jenis : Silinder Vertikal  
 Kapasitas : 104,62498 m<sup>3</sup>  
 Dimensi : Diameter : 5,10805 m  
                   Tinggi : 5,10805 m  
 Pengaduk : *Marine propeller with 3 blades*  
 Diameter : 1,70268 m  
 Power : 6,27489 hp  
 Jumlah : 1 buah

#### 4.5.6.4 Tangki Larutan Alum

Kode	: TU-01
Fungsi	: Menyiapkan dan menyimpan larutan <i>alum</i> untuk diinjeksikan dalam bak penggumpal
Jenis	: Silinder Tegak
Kapasitas	: 2,3 m <sup>3</sup>
Dimensi	: Diameter : 0,66 m Tinggi : 0,66 m
Jumlah	: 1 buah

#### 4.5.6.5 Clarifier

Kode	: CLU
Fungsi	: Mengendapkan gumpalan kotor dari bak penggumpal
Jenis	: Silinder tegak dengan bagian bawah berbentuk kerucut
Kapasitas	: 104,62498 m <sup>3</sup>
Dimensi	: Diameter : 5,10805 m Tinggi : 6,81074 m
Jumlah	: 1 buah

#### 4.5.6.6 Sand Filter/Bak Penyaring

Kode	: BU-03
Fungsi	: Menyaring kotoran-kotoran yang masih lolos dari <i>clarifier</i>
Jenis	: Persegi Panjang dengan media penyaring pasir
Kapasitas	: 401,99650 m <sup>3</sup>
Dimensi	: Lebar : 2,11140 m Panjang : 4,22281 m Tinggi : 45,08683 m
Tinggi lapisan pasir	: 37,57236 m
Jumlah	: 1 buah

#### 4.5.6.7 Bak Penampung Sementara

Kode	: BU-04
Fungsi	: Menampung air bersih dari <i>sand filter</i>
Jenis	: Persegi panjang
Kapasitas	: 313,87495 m <sup>3</sup>
Dimensi	: Panjang : 17,71652 m
	Lebar : 5,90551 m
	Tinggi : 3 m
Jumlah	: 1 buah

#### 4.5.6.8 Tangki Klorinasi

Kode	: TU-02
Fungsi	: Mencampurkan klorin dalam bentuk kaporit ke dalam Air untuk kebutuhan sanitasi
Jenis	: Silinder Vertikal
Kapasitas	: 3,913 m <sup>3</sup>
Dimensi	: Diameter : 1,8153 m
	Tinggi : 1,8153 m
Pengaduk	1
Power	: 14 Hp
Jumlah	: 1 buah

#### 4.5.6.9 Tangki Klorin

Kode	: TU-03
Fungsi	: Menampung klorin untuk diinjeksikan ke tangki klorinasi
Jenis	: Tangki silinder tegak
Kapasitas	: 0,028 m <sup>3</sup>
Dimensi	: Diameter : 0,332 m
	Tinggi : 0,332 m
Jumlah	: 1 buah

#### 4.5.6.10 Bak Penampung Air Bersih

Kode : BU-05  
 Fungsi : Menampung air untuk keperluan penggunaan umum dan sanitasi  
 Jenis : Persegi panjang  
 Kapasitas : 14,14801 m<sup>3</sup>

Dimensi : Panjang : 3,76138 m  
 Tinggi : 3 m  
 Lebar : 1,25379 m  
 Jumlah : 1 buah

#### 4.5.6.11 Bak Penampungan Sementara Air Proses

Kode : BU-06  
 Fungsi : Menampung air untuk di umpankan ke mixer  
 Jenis : Persegi panjang  
 Kapasitas : 3,06467 m<sup>3</sup>  
 Dimensi : Panjang : 1,75062 m  
 Tinggi : 3 m  
 Lebar : 0,58354 m  
 Jumlah : 1 buah

#### 4.5.6.12 Cooling Tower

Kode : CT  
 Fungsi : Mendinginkan air pendingin yang telah digunakan oleh alat proses  
 Jenis : *Inducted Draft Cooling Tower*  
 Kapasitas : 79,25999 m<sup>3</sup>/jam  
 Dimensi : Diameter : 23,6323 m  
 Lebar : 11,8162 m  
 Tinggi : 1,3081 m  
 Tenaga motor : 2 Hp

Jumlah 1

#### 4.5.6.13 Kation Exchanger

Kode : KEU  
 Fungsi : Mengurangi atau menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca, Mg, Na<sub>2</sub>

Jenis : Tangki silinder tegak  
 Kapasitas : 0,67942 m<sup>3</sup>  
 Dimensi : Diameter : 0,69770 m  
 Tinggi : 1,778 m  
 Tebal tangki : 0,1875 in  
 Jumlah : 2 buah

#### 4.5.6.14 Anion Exchanger

Kode : AEU  
 Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan adanya anion seperti CO<sub>3</sub>, Cl, SO<sub>4</sub>

Jenis : Tangki silinder tegak  
 Kapasitas : 0,67942 m<sup>3</sup>  
 Dimensi : Diameter : 0,69770 m  
 Tinggi : 1,788 m

Tebal tangki : 0,1875 in

Jumlah : 2 buah

#### 4.5.6.15 Tangki Asam Sulfat

Kode : TU-04  
 Fungsi : Menampung dan menyimpan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> yang digunakan untuk meregenerasi kation exchanger

Jenis : Tangki silinder tegak  
 Kapasitas : 0,04416 m<sup>3</sup>  
 Dimensi : Diameter : 0,38316 m



Tinggi : 0,38316 m  
 Jumlah : 1 buah

#### 4.5.6.16 Tangki NaOH

Kode : TU-05  
 Fungsi : Menampung dan menyimpan NaOH yang digunakan untuk meregenerasi anion exchanger  
 Jenis : Tangki silinder tegak  
 Kapasitas : 0,02951 m<sup>3</sup>  
 Dimensi : Diameter : 0,33500 m  
 Tinggi : 0,33500 m  
 Jumlah : 1 buah

#### 4.5.6.17 Daerator

Kode : TU-06  
 Fungsi : Menghilangkan gas O<sub>2</sub> dan CO<sub>2</sub> yang dapat menimbulkan korosi pada boiler  
 Jenis : Tangki horizontal dengan tutup *torispherical head*  
 Kapasitas : 0,84069 m<sup>3</sup>  
 Dimensi : Diameter : 1,02311 m  
 Tinggi : 1,02311 m  
 Tebal tangki : 0,1875 in  
 Tebal head : 0,1875 in  
 Jumlah : 1 buah

#### 4.5.6.18 Tangki N<sub>2</sub>H<sub>4</sub>

Kode : TU-07  
 Fungsi : Menampung dan melarutkan N<sub>2</sub>H<sub>4</sub> untuk mencegah kerak dalam alat proses  
 Jenis : Tangki silinder tegak  
 Kapasitas : 41,08838 m<sup>3</sup>  
 Dimensi : Diameter : 3,74067 m

Tinggi : 3,74067 m  
 Jumlah : 1 buah

#### 4.5.6.19 Tangki Boiler

Kode : BLU  
 Fungsi : Menguapkan lewat jenuh keluar pompa dan memanaskannya sehingga terbentuk *saturated steam*  
 kondisi : Suhu : 200 °C  
 Tekanan : 1 atm  
 Jenis : *fire tube boiler*  
 Kebutuhan steam : 2790,200815 kg/jam  
 Jumlah 1

#### 4.5.6.20 Tangki Bahan Bakar Generator

Kode : TU-08  
 Fungsi : Menyimpan bahan bakar yang digunakan untuk menggerakkan generator  
 Jenis : Tangki silinder tegak  
 Volume : 3,8655 m<sup>3</sup>  
 Dimensi : Diameter : 1,8081 m  
 Tinggi : 1,8081 m  
 Jumlah 1

#### 4.5.6.21 Pompa

Jenis : pompa sentrifugal

Tabel 4.15 Kebutuhan Listrik dan Lainnya

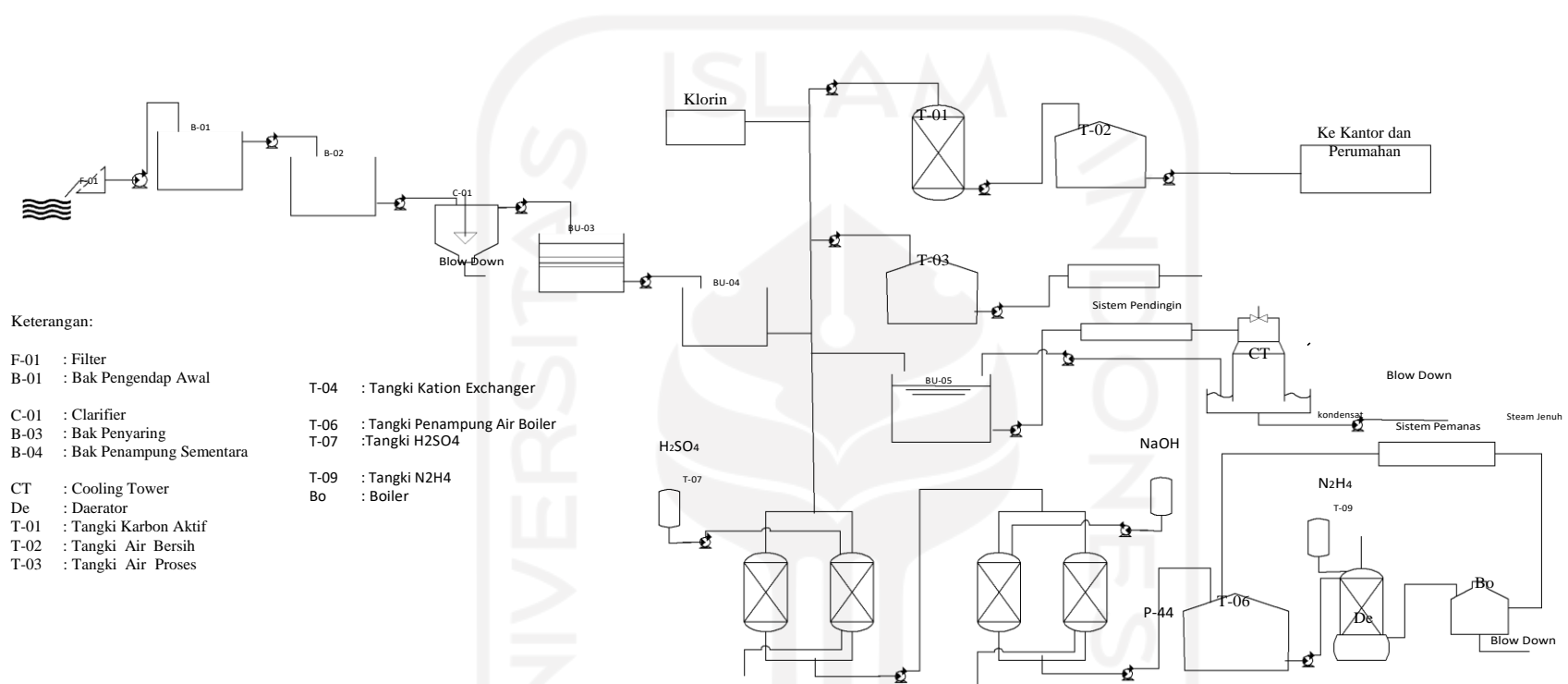
Kode	PU-01 A/B	PU-02 A/B	PU-03 A/B	PU-04 A/B	PU-05 A/B
Fungsi	Mengalirkan air sungai ke bak pengendapan awal	Mengalirkan air keluaran bak sedimentasi ke bak penggumpal	Mengalirkan air keluaran bak penggumpal menuju <i>clarifier</i>	Mengalirkan air keluaran <i>clarifier</i> ke <i>sand filter</i>	Mengalirkan keluaran <i>sand filter</i> ke bak penampungan sementara
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	1097,69702	1097,69702	1097,69702	1097,69702	1097,69702
Ukuran pipa	Sch: 30 IPS: 14 in	Sch: 30 IPS: 14 in	Sch: 30 IPS: 14 in	Sch: 30 IPS: 14 in	Sch: 30 IPS: 14 in
Daya pompa (Hp)	6	6	6	6	6
Motor penggerak (Hp)	7	7	7	7	7
Jumlah	2	2	2	2	2

Lanjutan Tabel 4.15 Kebutuhan Listrik dan Lainnya					
Kode	PU-06 A/B	PU-07 A/B	PU-08 A/B	PU-09 A/B	PU-10 A/B
Fungsi	Mengalirkan air bak penampung sementara ke tangki air proses	Mengalirkan air dari bak penampung sementara menuju tangki klorin	Mengalirkan air dari bak air pendingin ke bak cooling tower	Mengalirkan air dari cooling tower menuju unit peralatan	Mengalirkan air dari bak air bersih ke tangki klorinasi
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	10,71782	49,4787	1002,21309	1002,21309	1002,21309
Ukuran pipa	Sch: 40 IPS: 2 in	Sch: 40 IPS: 4 in	Sch: 30 IPS: 14 in	Sch: 30 IPS: 14 in	Sch: 30 IPS: 14 in
Daya pompa (Hp)	1,5	1	4	4	4
Motor penggerak (Hp)	2	1	5	5	5
Jumlah	2	2	2	2	2

Lanjutan Tabel 4.15 Kebutuhan Listrik dan Lainnya					
Kode	PU-11 A/B	PU-12 A/B	PU-13 A/B	PU-14 A/B	PU-15 A/B
Fungsi	Mengalirkan air dari tangki klorinasi menuju tangki air bersih	Mengalirkan air dari tangki air bersih ke area kebutuhan	Mengalirkan air dari tangki air bersih ke tangki service water	Mengalirkan air dari tangki service water ke area yang membutuhkan air service water	Mengalirkan air dari tangki air bersih ke tangki kation exchanger
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	1002,21309	49,47874	1097,69702	1097,69702	35,28105
Ukuran pipa	Sch: 30 IPS: 14 in	Sch: 40 IPS: 4 in	Sch: 30 IPS: 14 in	Sch: 30 IPS: 14 in	Sch: 40 IPS: 3 in
Daya pompa (Hp)	4	1	6	6	1
Motor penggerak (Hp)	5	0,5	7	7	0.5
Jumlah	2	2	2	2	2

Lanjutan Tabel 4.15 Kebutuhan Listrik dan Lainnya

Kode	PU-16 A/B	PU-17 A/B	PU-18 A/B	PU-19 A/B	PU-20 A/B	PU-21 A/B
Fungsi	Mengalirkan asam sulfat ke tangki kation exchanger	Mengalirkan air dari kation exchanger ke anion exchanger	Mengalirkan NaoH ke tangki anion exchanger	Mengalirkan air dari tangki anion exchanger ke tangki deaerator	Mengalirkan N <sub>2</sub> H <sub>4</sub> ke tangki deaerator	Mengalirkan deaeratke tangki deaerator exchanger
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	0,86148	35,28105	90,33376	35,28105	0,03006	35,28105
Ukuran pipa	Sch: 40 IPS: 0,75 in	Sch: 40 IPS: 3 in	Sch: 40 IPS: 6	Sch: 40 IPS: 3 in	Sch: 40 IPS: 0,25 in	Sch: 40 IPS: 3 in
Daya pompa (Hp)	3	1	1	1	1	1
Motor penggerak (Hp)	3	0,5	1,5	0,5	1,5	0,5
jumlah	2	2	2	2	2	2



- Keterangan:
- F-01 : Filter
  - B-01 : Bak Pengendap Awal
  - C-01 : Clarifier
  - B-03 : Bak Penyaring
  - B-04 : Bak Penampung Sementara
  - CT : Cooling Tower
  - De : Daerator
  - T-01 : Tangki Karbon Aktif
  - T-02 : Tangki Air Bersih
  - T-03 : Tangki Air Proses
  - T-04 : Tangki Kation Exchanger
  - T-06 : Tangki Penampung Air Boiler
  - T-07 : Tangki H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>
  - T-09 : Tangki N<sub>2</sub>H<sub>4</sub>
  - Bo : Boiler

Gambar 4. 6 Unit Pengolahan Air

#### 4.5.7 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari aktivitas pabrik mononitrotoluena antara lain:

- a. Limbah yang mengandung bahan-bahan kimia
- b. Limbah sanitasi
- c. *Back wash* filter air berminyak dari pompa dan kondensor
- d. Limbah hasil regenerasi resin
- e. *Blow down* air pendingin
- f. Air sisa proses

Limbah sanitasi berasal dari toilet yang berada di area pabrik dan kantor. Limbah tersebut dikumpulkan dan diolah di unit stabilisasi dengan lumpur aktif, aerasi dan injeksi klorin. Klorin dapat digunakan untuk disinfektan yang dapat membunuh *mikroorganisme* yang menyebabkan penyakit.

Air berminyak yang berasal dari buangan pelumas pada pompa dan kompresor dipisahkan berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Minyak yang berada dibagian atas dialirkan ke bagian penampungan terakhir kemudian dibuang.

Limbah hasil regenerasi resin yang mengandung NaOH dan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, dinetralkan dalam kolam penetralan. Penetralan dilakukan dengan larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> apabila pH air buangan lebih dari 7, sedangkan air yang memiliki pH kurang dari 7 maka penetralan dilakukan dengan NaOH. Hal tersebut juga dilakukan pada air sisa operasi hasil atas vaporizer.

### 4.6. Organisasi Perusahaan

#### 4.6.1. Bentuk Perusahaan

Perencanaan pabrik Mononitrotoluena yang akan didirikan adalah sebagai berikut:

Bentuk perusahaan	: Persero Terbatas (PT)
Lapangan usaha	: Industri Mononitrotoluena



Status perusahaan	: Swasta
Kapasitas	: 20.000 ton/tahun
Lokasi perusahaan	: Cilacap, Jawa Tengah

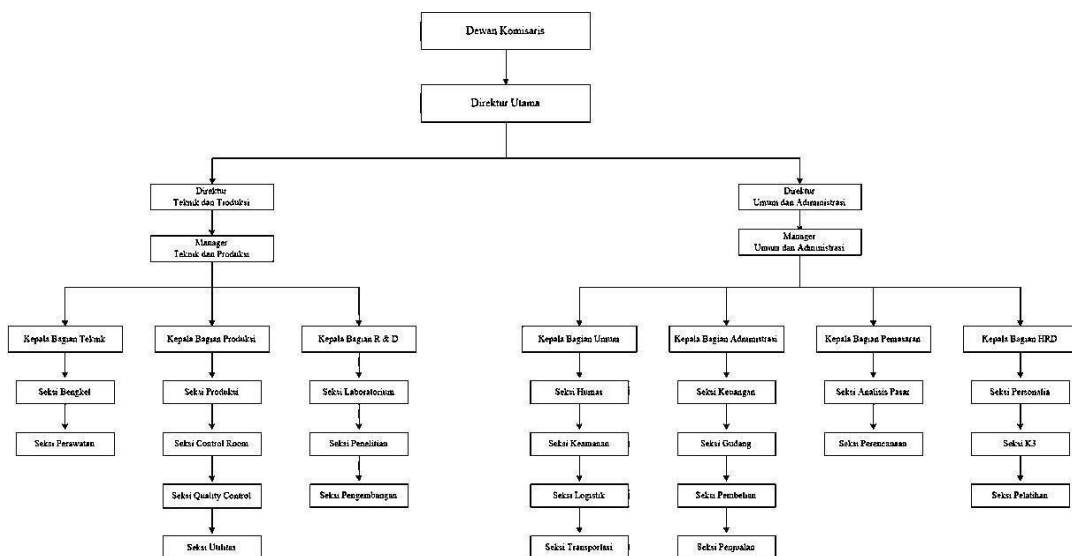
Bentuk perusahaan Perseroan terbatas (PT) berbentuk badan hukum. Modal badan hukum ini terdiri atas saham-saham dan harus didirikan dengan memakai *akte autentik*. *Akte autentik* ini berisi informasi nama-nama perusahaan, tujuan-tujuan perusahaan, jumlah modal dan lokasi kantor pusat.

Perusahaan ini didirikan dari perkumpulan pemegang saham tetapi memiliki badan hukum yang terpisah. Direksi dan komisaris dipilih oleh rapat umum pemilik saham. Komisaris bertugas untuk mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu akuntan pabrik jika perusahaan mengalami beberapa hal yang kurang beres. Kekuasaan tertinggi adalah rapat umum para pemilik saham yang biasanya diadakan setahun sekali.. Modal perusahaan diperoleh dari penjualan saham-saham, dan apabila perusahaan rugi maka pemilik hanya kehilangan modalnya saja dan tidak menyinggung harta kekayaan pribadi untuk melunasi hutang-hutangnya.

#### **4.6.2. Struktur Organisasi perusahaan**

Struktur organisasi merupakan salah satu unsur yang sangat diperlukan dalam mendirikan suatu perusahaan. Struktur organisasi ini dirancang untuk menjalankan segala aktifitas secara efisien sehingga produktifitasnya dapat efektif. Berikut beberapa manfaat adanya struktur organisasi dalam perusahaan:

- a. Menjalankan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab dan wewenang.
- b. Sebagai bahan orientasi untuk penjabat.
- c. Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- d. Penyusunan program manajemen pengembangan.
- e. Mengatur kembali jika dalam prosesnya adanya kendala sehingga tidak berjalan lancar.



Gambar 4. 7 Struktur Organisasi Perusahaan

### 4.6.3. Tugas dan Wewenang

#### 4.6.3.1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk mendirikan dan menjalankan perusahaan tersebut. Pemegang kekuasaan tertinggi dalam Perseroan Terbatas (PT) adalah pemegang saham. Pemegang saham dapat mengangkat dan memberhentikan Dewan komisaris dan Direktur, mengesahkan hasil-hasil usaha dan neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

#### 4.6.3.2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris adalah dewan pelaksana yang diangkat oleh pemegang saham sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemegang saham. Dewan komisaris bertugas mengawasi direktur utama dan membantu direktur utama dalam menangani hal-hal penting. Dewan komisaris juga bertugas menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target keuntungan, alokasi sumber dana dan pengarahannya pemasaran.

#### 4.6.3.3. Direktur Utama

Direktur Utama bertugas untuk merencanakan, mengendalikan dan mengkoordinasi pelaksanaan kegiatan direksi dalam pengelolaan perusahaan agar misi perusahaan dapat dijalankan dengan baik dan tujuan perusahaan dapat dicapai. Direktur utama memiliki beberapa tanggung jawab dan wewenang yaitu sebagai berikut:

- a. Memberikan laporan pertanggung jawaban kepada rapat umum pemegang saham di masa akhir jabatannya
- b. Bertanggung jawab penuh terhadap perusahaan dalam mencapai visi dan misi
- c. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham
- d. Mengawasi dan mengurus kekayaan perusahaan
- e. Mengambil keputusan dan strategi dalam perusahaan

#### 4.6.3.4. Direktur Teknik dan produksi

Direktur Teknik dan Produksi bertugas untuk merencanakan, merumuskan pengembangan, penerapan teknologi dan mengendalikan kebijakan umum dalam penyusunan strategi produksi.

Direktur Teknik dan Produksi mengawasi kegiatan operasional divisi yang ada dibawah tanggung jawabnya dan menilai hasil kerja setiap unit untuk ditindak lanjuti jika mengalami masalah-masalah dalam menjalankannya.

#### 4.6.3.5. Direktur Umum dan Administrasi

Direktur Umum dan Administrasi bertugas untuk menganggulangi berbagai resiko finansial yang dihadapi perusahaan. Direktur Utama dan Administrasi juga bertanggung jawab menkoordinasi aktifitas divisi yang ada dibawahnya menghindari masalah sehingga mencapai hasil bisnis yang optimal.

#### 4.6.3.6. Kepala Bagian

Kepala bagian bertugas mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian ini

bertanggung jawab terhadap direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari beberapa yaitu:

a. Kepala Bagian Teknik

Kepala Bagian Teknik bertanggung jawab dalam peralatan proses, utilitas dan mengkoordinasi kepala seksi yang ada dibawahnya

b. Kepala Bagian Produksi

Kepala Bagian Produksi bertanggung jawab terhadap Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran Produksi

c. Kepala Bagian R & D

Kepala Bagian R&D bertugas mengkoordinasi kepala seksi yang ada dibawahnya dan mengkoordinasi kegiatan yang berhubungan dengan penelitian dan pengembangan.

d. Kepala Bagian Umum

Kepala bagian umum bertanggung jawab terhadap Direktur Umum dan Administrasi dalam bidang humas, keamanan,, logistik dan transportasi

e. Kepala Bagian Administrasi

Kepala Bagian Administrasi bertanggung jawab terhadap bidang keuangan, gudang, pembelian dan penjualan

f. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala bidang Pemasaran bertanggung jawab terhadap bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi

g. Kepala Bagian HRD

Kepala Bagian HRD bertanggung jawab terhadap personalia, K3 dan pelatihan tenaga kerja.

4.6.3.7. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing. Kepala seksi bertanggung jawab kepada kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

a. Kepala Seksi Proses

Kepala Seksi Proses bertanggung jawab terhadap Kepala Bagian Produksi dalam bidang mutu dan kencaran proses produksi. Kepala Seksi Proses membawahi seksi proses yang bertugas menjalankan proses produksi, menyediakan bahan baku dan menjaga kemurnia bahan baku.

b. Kepala Seksi Pengendalian

Kepala Seksi Pengendalian bertanggung jawab terhadap kelancaran proses produksi yang berkaitan dengan keselamatan aktivitas produksi. Kepala Seksi Pengendalian membawahi Seksi Pengendalian yang bertanggung jawab terhadap perencanaan, pengawasan keselamatan proses, instalasi perawatan, karyawan, dan lingkungan.

c. Kepala Seksi Utilitas

Kepala Seksi Utilitas bertanggung jawab terhadap oenyediaan air, steam, bahan baku dan udara tekan untuk proses produksi maupun instrumentasi.

d. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel bertanggung jawab terhadap perawatan, perbaikan dan mengganti alar-alat yang sudah tidak bisa digunakan serta fasilitas pendukungnya. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel membawahi Seksi pemeliharaan dan Seksi Bengkel.

e. Kepala Seksi Laboratorium

Kepala Seksi Laboratorium bertanggung jawab terhadap pengawasan dan analisa produksi. Kepala Seksi Laboratorium membawahi Seksi Laboratorium yang bertugas menganalisa bahan baku dan produk, mutu produksi dan mengawasi pembuangan limbah.

f. Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan

Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan Mengkoordinasi kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses. Kepala Seksi Penelitian dan

Pengembangan membawahi Seksi penelitian dan Seksi Pemeliharaan. Seksi Penelitian bertugas melakukan riset untuk menaikkan mutu produk. Sedangkan Seksi Pengembangan bertugas mengadakan pemilihan pemasaran produk ke suatu tempat dan perencanaan dan pengembangan produksi.

g. Kepala Seksi Humas

Kepala Seksi Humas menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah dan masyarakat. Kepala Seksi Humas membawahi Seksi Humas.

h. Kepala Seksi Keamanan

Kepala Seksi Keamanan bertugas mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan. Kepala Seksi Keamanan membawahi Seksi Keamanan yang bertugas menjaga fasilitas perusahaan, menjaga rahasia yang berhubungan dengan intern perusahaan dan mengawasi keluar masuk dilingkungan pabrik.

i. Kepala Seksi Keuangan

Kepala Seksi Keuangan bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan. Kepala Seksi Keuangan membawahi Seksi Keuangan yang bertugas menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan menghitung gaji dan insentif karyawan.

j. Kepala Seksi Penjualan dan Pembelian

Kepala Seksi Penjualan dan Pembelian bertanggung jawab terhadap pemasaran hasil produksi dan penyediaan bahan baku dan peralatan. Kepala Seksi Penjualan dan Pembelian membawahi Seksi Penjualan dan Seksi Pembelian. Seksi Penjualan bertugas merencanakan strategi penjualan dan mengatur distribusi hasil dari gudang. Sedangkan Seksi Pembelian bertugas membeli barang dan peralatan yang dibutuhkan, mengetahui harga pasar bahan baku dan mengatur keluar masuk bahan dari gudang.

k. Kepala Seksi Personalia

Kepala Seksi Personalia bertugas mengkoordinasikan kekuatan yang berhubungan dengan kepegawaian. Kepala Seksi Personalia membawahi Seksi Personalia yang bertugas mengelola sumber daya manusia dan memenejemen, membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja sebaik mungkin.

1. Kepala Seksi K3

Kepala Seksi K3 (Kesehatan dan Keselamatan Kerja) mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan. Kepala Seksi K3 membawahi Seksi K3.

#### 4.6.4. Sistem Kepegawaian

Sistem kepegawaian pada pabrik Mononitrotoluena dengan membagi 3 golongan yaitu karyawan tetap, karyawan harian, dan karyawan borongan. Pemberian gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab, keahlian, pengalaman kerja, dan sebagainya.

1. Karyawan tetap

Karyawan tetap yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan.

2. Karyawan Harian

Karyawan Harian yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa SK Direksi dan mendapat upah tiap akhir minggu.

3. Karyawan Borongan

Karyawan borongan yaitu karyawan yang dipekerjakan saat diperlukan saja. Karyawan ini biasanya mendapat gaji borongan untuk suatu pekerjaan.

4.6.4.1. Perincian jumlah karyawan dan Gaji

Rincian karyawan dan gaji pada masing-masing bagian ditunjukkan pada tabel dibawah ini:

Tabel 4. 15 Jumlah dan Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total gaji	Total gaji/tahun
1	Direktur Utama	1	Rp 45.000.000	Rp 45.000.000	Rp 540.000.000
2	Direktur Teknik dan produksi	1	Rp 35.000.000	Rp 35.000.000	Rp 420.000.000
3	Direktur Umum dan Administrasi	1	Rp 35.000.000	Rp 35.000.000	Rp 420.000.000
4	Ka. Bagian Teknik	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
5	Ka. Bagian Proses	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
6	Ka. Bagian Utilitas	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
7	Ka. Bagian Pemasaran dan Keuangan	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
8	Ka. Bag Umum dan Administrasi	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
9	Ka. Bag Litbang	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
10	Ka. Bag Humas dan Keamanan	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
11	Ka. Bag K3	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
12	Ka. Bag Pemeliharaan, Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 25.000.000	Rp 25.000.000	Rp 300.000.000
13	Ka. Sek. UPL	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
14	Ka. Sek. Proses dan Utilitas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
15	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
16	Ka. Sek. Pemeliharaan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
17	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
18	Ka. Sek. Laboratorium	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
19	Ka. Sek. Keuangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
20	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
21	Ka. Sek. Personalia	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
22	Ka. Sek. Humas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
23	Ka. Sek Keamanan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000



Lanjutan Tabel 4.16 Jumlah dan Karyawan					
24	Ka. Sek.K3	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
25	Karyawan Personalia	6	Rp 7.000.000	Rp 42.000.000	Rp 504.000.000
26	Karyawan Humas	6	Rp 7.000.000	Rp 42.000.000	Rp 504.000.000
27	Karyawan Litbang	5	Rp 7.000.000	Rp 35.000.000	Rp 420.000.000
28	Karyawan Pembelian	5	Rp 7.000.000	Rp 35.000.000	Rp 420.000.000
29	Karyawan Pemasaran	5	Rp 7.000.000	Rp 35.000.000	Rp 420.000.000
30	Karyawan Administrasi	6	Rp 7.000.000	Rp 42.000.000	Rp 504.000.000
31	Karyawan Proses	7	Rp 7.000.000	Rp 49.000.000	Rp 588.000.000
32	Karyawan Laboratorium	5	Rp 7.000.000	Rp 35.000.000	Rp 420.000.000
33	Karyawan Pemeliharaan	7	Rp 7.000.000	Rp 49.000.000	Rp 588.000.000
34	Karyawan Utilitas	5	Rp 7.000.000	Rp 35.000.000	Rp 420.000.000
35	Karyawan K3	6	Rp 7.000.000	Rp 42.000.000	Rp 504.000.000
36	Operator ( Proses dan utilitas)	51	Rp 7.000.000	Rp 357.000.000	Rp 4.284.000.000
37	Karyawan Keamanan	7	Rp 4.000.000	Rp 28.000.000	Rp 336.000.000
38	Sekretaris	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
39	Dokter	2	Rp 8.000.000	Rp 16.000.000	Rp 192.000.000
40	Perawat	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000	Rp 180.000.000
41	Paramedis (apoteker dan Asisten apoteker)	3	Rp 5.500.000	Rp 16.000.000	Rp 198.000.000
42	Supir	4	Rp 4.500.000	Rp 16.000.000	Rp 192.000.000
43	Cleaning Service	10	Rp 4.000.000	Rp 40.000.000	Rp 480.000.000
total		170	Rp 639.500.00	Rp 464.500.000	Rp 17.574.000.000

Gaji karyawan dibayarkan pada tanggal 1 tiap bulannya. Bila tanggal tersebut hari libur maka pembayaran gaji akan dilakukan sehari sebelumnya.

#### 4.6.4.2. Pengaturan Jam Kerja

Pengaturan jam kerja karyawan pada pabrik mononitrotoluena dibedakan menjadi 2 yaitu shift dan non shift dengan direncanakan beroperasi 24 jam selama 330 hari per tahun.

##### 1) Karyawan Non Shift

Karyawan non shift bekerja selama 6 hari setiap minggu dan libur pada hari minggu serta hari libur nasional. Pengaturan karyawan non shift sebagai berikut:

Senin-Kamis : Pukul 08.00 – 16.00 WIB

Pukul 12.00 – 13.00 WIB (istirahat)

Jumat : Pukul 08.00 – 16.00 WIB

Pukul 12.00 – 13.30 WIB (istirahat)

Sabtu : Pukul 08.00 – 12.00 WIB

##### 2) Karyawan Shift

Karyawan shift adalah karyawan bekerja selama 4 hari mendapatkan libur 1 hari dan masuk secara bergantian waktunya. Kelompok kerja ini dibagi menjadi 3 shift perhari yang masing-masing bekerja selama 8 jam. Sehingga dibentuk 4 kelompok dimana 3 kelompok bekerja sedangkan 1 kelompok istirahat. Aturan jam kerja karyawan shift:

Shift I : Pukul 08.00 – 16.00 WIB

Shift II : Pukul 16.00 – 00.00 WIB

Shift III : Pukul 00.00 – 08.00 WIB

Tabel 4. 16 Shift Kerja

Hari/ Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
1	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P
2	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
3	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S
4	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M

Hari/ Regu	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
1	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M
2	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P
3	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L
4	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S

Keterangan: P=pagi, S=siang, M=malam, L=Libur.

#### 4.6.4.3. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Sebagai sarana kesejahteraan, seluruh karyawan selain menerima gaji setiap bulan, juga diberikam jaminan sosial berupa fasilitas-fasilitas dan tunjangan yang dapat memberikan kesejahteraan kepada karyawan. Tunjangan berupa:

- Tunjangan hari raya keagamaan
- Tunjangan jabatan
- Tunjangan istri dan anak
- Tunjangan rumah sakit dan kematian
- Jamsostek
- Uang makan
- Hak cuti dan ijin
- Pakaian kerja dan sepatu

#### 4.7. Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi dalam perancangan pabrik digunakan untuk mendapatkan perkiraan mendapatkan keuntungan sehingga layak dilakukan investasi modal dalam produksi suatu pabrik. Evaluasi ekonomi harus mempertimbangkan beberapa hal meliputi kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Dalam evaluasi ekonomi, ada beberapa factor yang dapat ditinjau, antara lain:

1. *Return On Investment (ROI)*
2. *Pay Out Time (POT)*
3. *Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)*
4. *Break Even Point (BEP)*
5. *Shut Down Point (SDP)*

Sebelum dilakukan analisa terhadap lima factor tersebut, dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut:

1. Penentuan Modal Industri (*Fixed Capital Investment*)
  - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
  - b. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)
  - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)
3. Pendapatan Modal
4. Penentuan Titik Impas
5. Untuk mengetahui titik impas, maka perlu melakukan perkiraan terhadap:
  - a. Biaya Tetap per Tahun (*Fixed Cost Annual*)
  - b. Biaya Variabel per Tahun (*Variable Cost Annual*)
  - c. Biaya mengambang (*Reglated Cost Annual*)

#### 4.7.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan setiap tahunnya mengalami perubahan tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun sebelumnya berdasarkan indeks harga.

Tabel 4. 17 Index Harga

(Xi)	Indeks (Yi)
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8

Pabrik direncanakan akan didirikan pada tahun 2026. Maka persamaan yang diperoleh adalah:  $y=3e-17e^{0.022x}$

Dengan menggunakan persamaan di atas dapat dicari harga indeks pada tahun 2026 adalah:

Tabel 4. 18 Indeks Harga Tahun 2026

Tahun	Indeks
2021	611,959
2022	625,572
2023	639,487
2024	653,711
2025	668,252
2026	683,117

Jadi harga index pada tahun 2026 adalah sebesar 683,117

Harga-harga alat lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat ditentukan dengan web [www.matches.com](http://www.matches.com). maka harga pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

Dengan:

Ex: harga pembelian pada tahun 2014

Ey: harga pembelian pada tahun referensi

Nx: Index harga pada tahun 2014

Ny: Index harga pada tahun referensi

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi. Maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan:

(—)

Dimana: Ea= harga alat a

Eb= harga alat b

Ca= Kapasitas alat a

Cb= Kapasitas alat b

Tabel 4. 19 Harga Peralatan

NO	NAMA ALAT	KODE	JML	VARIABEL PENENTU	US \$
1	Tangki Toluena	T-01	1	Volume (gallon)	\$ 101.000.00
2	Tangki Asam Nitrat	T-02	1	Volume (gallon)	\$ 89.000.00
3	Tangki Asam Sulfat	T-03	1	Volume (gallon)	\$ 162.000.00
4	Tangki Mononitrotoluena	T-04	1	Volume (gallon)	\$ 132.100.00
5	Mixer	M-01	1	Volume (gallon)	\$ 60.500.00
6	Reaktor	R-01	2	Volume (gallon)	\$ 128.600.00
7	Decanter	D-01	1	Volume (gallon)	\$ 56.900.00
8	Vaporizer	V-01	1	Luas (ft2)	\$ 85.600.00
9	Menara Destilasi	MD-01	1	Volume (gallon)	\$ 64.800.00
10	Condensor	CD-01	1	Luas (ft2)	\$ 1.500.00
11	Reboiler	RB-01	1	Luas (ft2)	\$ 1.200.00
12	Heater	HE-01	1	Luas (ft2)	\$ 1.800.00
13	Heater	HE-02	1	Luas (ft2)	\$ 2.100.00
14	Heater	HE-03	1	Luas (ft2)	\$ 13.200.00
15	Heater	HE-04	1	Luas (ft2)	\$ 2.900.00
16	Heater	HE-05	1	Luas (ft2)	\$ 1.100.00
17	Cooler	CL-01	1	Luas (ft2)	\$ 15.700.00
18	Cooler	CL-02	1	Luas (ft2)	\$ 2.100.00
19	Cooler	CL-03	1	Luas (ft2)	\$ 2.100.00
20	Pompa	P-01	2	Vol (gpm)	\$ 3.400.00
21	Pompa	P-02	2	Vol (gpm)	\$ 3.400.00
22	Pompa	P-03	2	Vol (gpm)	\$ 4.900.00
23	Pompa	P-04	2	Vol (gpm)	\$ 4.900.00
24	Pompa	P-05	2	Vol (gpm)	\$ 5.400.00
25	Pompa	P-06	2	Vol (gpm)	\$ 5.400.00
26	Pompa	P-07	2	Vol (gpm)	\$ 3.100.00
27	Pompa	P-08	2	Vol (gpm)	\$ 3.400.00
28	Pompa	P-09	2	Vol (gpm)	\$ 1.100.00
29	Pompa	P-10	2	Vol (gpm)	\$ 3.400.00

#### 4.7.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi Mononitrotoluena: 20.000 ton/tahun

Satu tahun operasi : 330 hari

Umur pabrik : 10 tahun

Pabrik didirikan pada tahun 2026

Kurs mata uang : 1 US\$= Rp.14.501,9 (27 juli 2021)

Harga bahan baku (Toluena) : Rp. 2.780,23

Harga bahan baku (Asam Nitrat) : Rp. 1.979,97

Harga katalis (Asam Sulfat) : Rp. 1,388.77

Harga Produk (Mononitrotoluena) : \$ 1

### 4.7.3 Perhitungan Biaya

#### 4.7.3.1 Capital Investment

*Capital investment* adalah banyaknya pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital investment* meliputi:

a. *Fixed Capital Investment (FCI)*

*Fixed Capital Investment* adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik

b. *Working Capital Investment (WCI)*

*Working Capital Investment* adalah biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan suatu pabrik selama waktu tertentu.

#### 4.7.3.2 Manufacturing Cost

*Manufacturing Cost* merupakan jumlah *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

a. *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

*Direct Manufacturing Cost (DMC)* adalah pengeluaran yang langsung berkaitan dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

*Indirect Manufacturing Cost (IMC)* adalah pengeluaran-pengeluaran secara tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

*Fixed Manufacturing Cost (FMC)* adalah pengeluaran yang tetap yang tidak bergantung waktu dan tingkat produksi.



### 4.7.3.3 General Expenses

*General Expenses* adalah pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost* meliputi administrasi, sales dan riset.

### 4.7.4 pendapatan modal

untuk mendapatkan titik impas maka diperlukan perkiraan terhadap:

a. biaya tetap (*Fixed Cost*)

*Fixed Cost* adalah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun tidak terpengaruh produksi atau tidak produksi

b. biaya variable (*Variabel Cost*)

*Variabel Cost* adalah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun yang dipengaruhi oleh kapasitas produksi

c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

*Regulated Cost* adalah biaya yang harus dikeluarkan setiap tahun yang besarnya proposional dengan kapasitas produksi.

### 4.7.5 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan digunakan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak dan untuk mengetahui pabrik tersebut berpotensi untuk didirikan atau tidak. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan yaitu:

1. *Percent Return On Investment (ROI)*

*Percent Return On Investment* adalah perkiraan keuntungan yang didapatkan setiap tahun berdasarkan kecepatan pengembalian modal yang diinvestasikan. Jumlah uang yang diperoleh atau hilang tersebut dapat disebut                      bunga                      atau                      laba/rugi.

---

2. *Pay Out Time (POT)*

*Pay Out Time* adalah jumlah tahun yang dibutuhkan untuk mengembalikan *Fixed Capital Investment* dengan keuntungan pertahun sebelum dikurangi depresiasi.

---

3. *Break Even Point (BEP)*

*Break Even Point* adalah titik impas produksi dimana kondisi pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian. Kapasitas pabrik pada sales sama dengan total cost.

---

Dimana:

Fa: *Annual Fixed Expense*

Ra: *Annual Regulated Expense*

Va: *Annual Variable Expense*

Sa: *Annual Sales Value*

d. *Shut Down Point (SDP)*

*Shut Down Point* adalah tingkat produksi dimana biaya untuk menjalankan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar fixed cost. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun, maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

---

e. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

*Discounted Cash Flow Rate* adalah perbandingan besarnya persentase keuntungan yang diperoleh terhadap *Capital Investment* dibandingkan dengan tingkat bunga yang berlaku di bank.

*Rate of Return* diitung dnegan persamaan:

[

]

Nilai R harus sama dengan S

Dimana:

Fc : *Fixed Capital*

WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Value* (nilai tanah)

CF : *Annual Cash Flow (Profit after taxes + depresi + finance)*

i : *Discounted Cash Flow Rate*

n : Umur pabrik (tahun)

#### 4.7.6 Perhitungan Ekonomi

##### 1) Penentuan *Total Capital Investment* (TCI)

Asumsi-asumsi dan ketentuan yang digunakan dalam perhitungan yaitu:

- a. Pengoperasian pabrik dimulai tahun 2026
- b. Proses yang dijalankan adalah proses kontinyu
- c. Kapasitas produksi adalah 20.000 ton/tahun
- d. Jumlah hari kerja adalah 330 hari/tahun
- e. *Shut down* pabrik dilaksanakan selama 35 hari dalam satu tahun untuk perbaikan alat-alat pabrik.
- f. Umur alat pabrik diperkirakan sekitar 10 tahun
- g. Nilai rongsokan (*Salvage value*) adalah nol
- h. Situasi pasar, biaya dan lain-lain diperkirakan stabil selama beroperasi
- i. Upah tenaga kerja asing sebesar
- j. Upah tenaga Indonesia sebesar
- k. Harga bahan baku Toluena Rp. 12.213,76
- l. Harga bahan baku Asam nitrat Rp. 8.876,51
- m. Harga produk Mononitrotoluena Rp. 9.095,11

##### 2) Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

Tabel 4. 20 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Purchased Equipment Cost (PEC)</i>	Rp 36.963.495.825	\$ 2.549.031
2	<i>Delivered Equipment Cost (DEC)</i>	Rp 9.240.873.956	\$ 637.258
3	Biaya pemasangan ( <i>Instalation Cost</i> )	Rp 5.819.758.525	\$ 410,335
4	Biaya Pemipaan ( <i>Piping Cost</i> )	Rp 8.584.415.678	\$ 591.988
5	Biaya Instrumentasi ( <i>Instrumentation Cost</i> )	Rp 9.200.071.620	\$ 634.444
6	Biaya Isolasi ( <i>Insulation Cost</i> )	Rp 1.382.932.060	\$ 95.368
7	Biaya Listrik ( <i>Electrical Cost</i> )	Rp 3.696.349.582	\$ 254.903
8	Biaya Bangunan ( <i>Building Cost</i> )	Rp 48.92.000.000	\$ 3.378.526
9	Tanah dan Perluasan Tanah ( <i>Land and Yard Improvement</i> )	Rp 60.780.000.000	\$ 4.191.435
<b><i>Physical Plant Cost (PPC)</i></b>		<b>Rp 184.659.897.246</b>	<b>\$ 12.734.287</b>

Tabel 4. 21 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>	Rp 184.659.897.246	\$ 12.734.287
2	<i>Engineering and Construction</i>	Rp 36.931.979.449	\$ 2.546.857
<b><i>Direct Plant Cost (DPC)</i></b>		<b>Rp 221.591.876.694</b>	<b>\$ 25.468.574</b>

Tabel 4. 22 *Data Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	Rp 221.591.876.694	\$ 25.468.574
2	<i>Contractor's fee</i>	Rp 8.863.675.067	\$ 1.018.742
3	<i>Contingency (Biaya tak terduga)</i>	Rp 22.159.187.669	\$ 2.546.857
<b><i>Data Fixed Capital Investment (FCI)</i></b>		<b>Rp 252.614.739.432</b>	<b>\$ 29.034.174</b>

3) *Manufacturing Cost (MC)*Tabel 4. 23 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 108.854.843.109	\$ 7.506.712
2	Tenaga Kerja	Rp 17.600.392.665	\$ 1.213.736
3	Supervisor	Rp 1.760.039.266	\$ 121.374
4	Maintenance	Rp 5.052.294.788	\$ 348.410

5	Plant Supplies	Rp 757.844.218	\$ 52.262
6	Royalties and Patents	Rp 2.900.200.000	\$ 20.000.000
7	Utilitas	Rp 2.917.268.806	\$ 201.177
<b>Direct Manufacturing Cost (DMC)</b>		<b>Rp 139.842.871.854</b>	<b>\$ 29.443.671</b>

Tabel 4. 24 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Payroll Overhead	Rp 2.640.058.899	\$ 182.060
2	Laboratory	Rp 1.760.039.266	\$ 121.373
3	Plant Overhead	Rp 8.800.196.332	\$ 606.868
4	Packaging and shipping	Rp 14.501.000.000	\$ 1.000.000
<b>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</b>		<b>Rp 27.701.294.498</b>	<b>\$ 1.909.301</b>

Tabel 4. 25 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Depreciation	Rp 20.209.179.154	\$ 1,393.640
2	Property Taxes	Rp 2.526.147.394	\$ 174.205
3	Insurance	Rp 2.526.147.394	\$ 174.205
<b>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</b>		<b>Rp 25.261.473.943</b>	<b>\$ 1.742.050</b>

Tabel 4. 26 *Manufacturing Cost (MC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Direct Manufacturing Cost (DMC)	Rp 139.842.871.853	\$ 29.443.670
2	Indirect Manufacturing Cost (IMC)	Rp 27.701.294.498	\$ 1.910.302
3	Fixed Manufacturing Cost (FMC)	Rp 25.261.473.943	\$ 1.742.050
<b>Manufacturing Cost (MC)</b>		<b>Rp 192.805.640.295</b>	<b>\$ 33.096.023</b>

4) *Working Capital (WC)*Tabel 4. 27 *Working Capital (WC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw Material Inventory	Rp 2.309.041.893	\$ 159.233
2	Inprocess Inventory	Rp 292.129.758	\$ 20.145
3	Product Inventory	Rp 4.089.816.612	\$ 282.036
4	Extended Credit	Rp 6.151.939.393	\$ 424.242
5	Available Cash	Rp 17.527.785.481	\$ 1.208.729
<b><i>Working Capital (WC)</i></b>		<b>Rp 30.370.713.138</b>	<b>\$ 2.094.387</b>

5) *General Expense (GE)*Tabel 4. 28 *General Expense (GE)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Administration	Rp 5.784.169.208	\$ 398.880
2	Sales Expense	Rp 9.640.282.014	\$ 664.801
3	Research	Rp 6.748.197.410	\$ 465.360
4	Finance	Rp 5.659.709.051	\$ 390.297
<b><i>General Expense (GE)</i></b>		<b>Rp 27.832.357.685</b>	<b>\$ 1.919.340</b>

Tabel 4. 29 *Total Production Cost (TPC)*

No	Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp 192.805.640.295	\$ 33.096.023
2	<i>General Expense (GE)</i>	Rp 27.832.357.685	\$ 1.919.340
<b><i>Total Production Cost (TPC)</i></b>		<b>Rp 219.842.964.044</b>	<b>\$ 34.960.469</b>

#### 4.7.7 Analisa Keberuntungan

Hasil jual produk mononitrotoluena	: 20.000.000 kg/tahun
Annual Sales (Sa)	: Rp. 290.020.000.000
Total Cost	: Rp 219.841.964.044
Keuntungan sebelum pajak	: Rp 70.178.035.959
Pajak pendapatan	: Rp 17.544.508.988
Keuntungan setelah pajak	: Rp 52.633.536.966

#### 4.7.8 Hasil Kelayakan Ekonomi

##### 4.7.8.1 Percent Return On Investment (ROI)

$$\text{ROI sebelum pajak} = \frac{\text{Keuntungan sebelum pajak}}{\text{Total Cost}} = 28\%$$

$$\text{ROI sesudah pajak} = \frac{\text{Keuntungan setelah pajak}}{\text{Total Cost}} = 21\%$$

##### 4.7.8.2 Pay Out Time (POT)

$$\text{POT sebelum pajak} = \frac{\text{Total Cost}}{\text{Keuntungan sebelum pajak}} = 2.75 \text{ tahun}$$

$$\text{POT sesudah pajak} = \frac{\text{Total Cost}}{\text{Keuntungan setelah pajak}} = 3.4175 \text{ tahun}$$

##### 4.7.8.3 Break Even Point (BEP)

###### a. Fixed Cost (Fa)

$$\begin{aligned} \text{Fa} &= \text{Depresiasi} + \text{Property taxes} \\ &= \$ 1.536.461 \end{aligned}$$

###### b. Regulated Cost (Ra)

$$\begin{aligned} \text{Gaji karyawan} &= \text{Rp. } 17.600.392.665 \\ &= \$ 1.213.736 \end{aligned}$$

Payroll overhead = Rp 2.640.058.899  
= \$ 182.060

Supervisor = Rp1.760.039.266  
= \$ 121.373

Laboratorium = Rp. 1.757.639.266,50  
= \$ 121.208,14

Plant Overhead = Rp. 8.800.196.332,50  
= \$ 606.868

General Expanse = Rp. 27.658.286.314  
= \$ 1.907.336

Maintenance = Rp. 4.951.162.664  
= \$ 341.435

Plant supplies = Rp. 742.674.399  
= \$ 51.215

c. *Variable Cost (Va)*

*Raw material* = Rp. 108.854.832.109  
= \$ 7.506.712

Packaging and shipping = Rp. 14.501.000.000  
= \$1.000.000

Utilitas = Rp. 2.917.268.807  
= \$ 201.177

Royalty and patent = Rp. 2.900.200.000  
= \$ 1.000.000

Sales (Sa)

Sa = Rp. 290.020.000.000  
= \$ 20.000.000

---

Maka nilai BEP = 41%



#### 4.7.8.4 Shut Down Point (SDP)

$$\text{SDP} = 19\%$$

#### 4.7.8.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Umur pabrik = 10 tahun

*Fixed Capital Investment* = Rp. 247.558.133.203

*Working Capital* = Rp. 30.300.035.574

*Salvage Value (SV)* = Rp. 19.804.650.656

*Cash Flow* = *annual profit* + *depresiasi* + *finance*  
= Rp. 95.539.849.987

*Discounted cash flow rate* dihitung secara trial & error

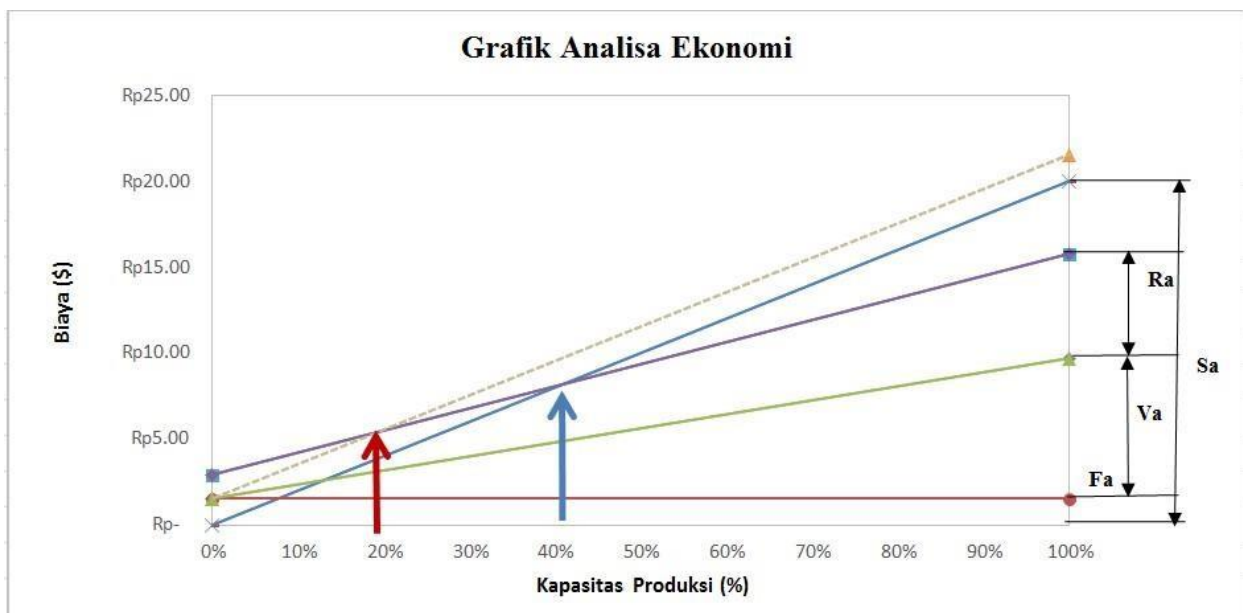
$$\Sigma$$

Dengan trial dan error diperoleh nilai  $i = 28,8\%$

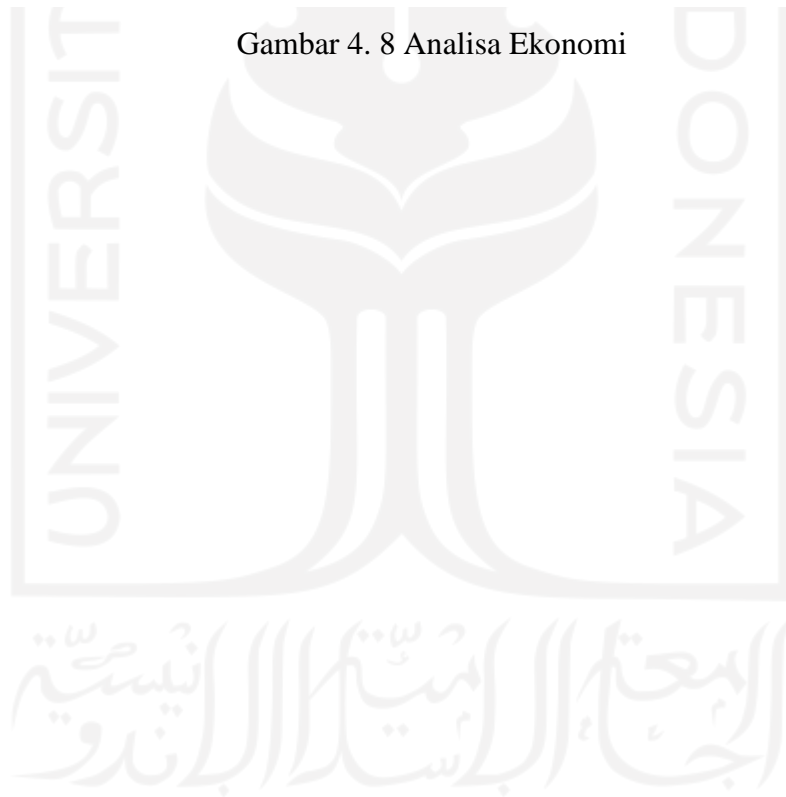
Tabel 4. 30 Kelayakan Ekonomi

Kriteria	Terhitung	Persyaratan
ROI sebelum pajak	28%	ROI sebelum taxes
ROI sesudah pajak	21%	Minimal rendah 11%, sedangkan tinggi 44%
POT sebelum pajak	2,751 tahun	POT sebelum taxes
POT setelah pajak	3,418 tahun	Maksimal, rendah 2 tahun, tinggi 5 tahun
BEP	42%	Berksiar 40%-60%
SDP	19%	
DCF	28,8%	>1.5 x bunga bank= 5,25% Bunga BI= 3,5%

Dari perhitungan diatas maka dapat dibuat grafik hubungan antara kapasitas produksi dengan biaya yang dijabarkan dibawah ini:



Gambar 4. 8 Analisa Ekonomi



## BAB V. PENUTUP

### 5.1. Kesimpulan

1. Prarancangan pabrik Mononitrotoluena dari toluena dan asam campuran dengan kapasitas 20.000 ton/tahun akan didirikan diwilayah Cilacap, Jawa Tengah dengan luas bangunan 15.310 m<sup>2</sup>, yang akan didirikan diatas luas tanah sebesar 20.260 m<sup>2</sup> dengan jumlah pekerja 170 orang.
2. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi, pabrik Mononitrotoluena ini membutuhkan *Fixed Capital Investment* Rp. 247.558.133.203 dan *Working Capital Investment* sebesar Rp. 30.300.035.574 dan Analisis ekonomi pabrik Mononitrotoluena ini menunjukkan nilai ROI sebelum pajak sebesar 28%, sedangkan ROI sesudah pajak sebesar 21%. Nilai POT sebelum pajak sebesar 2,751 tahun, sedangkan nilai POT sesudah pajak sebesar 3,418 tahun. Nilai *Break Even Point* (BEP) sebesar 41% dan *Shut Dwon Point* (SDP) sebesar 19%.
3. Ditinjau dari Teknik yang meliputi pengadaan alat produksi, penerapan teknologi, bahan baku, proses produksi, hasil produksi, tenaga kerja dan ekonomi, pabrik Mononitrotoluena dengan kapasitas produksi 20.000 ton/tahun menarik untuk dikaji lebih lanjut.

### 5.2. Saran

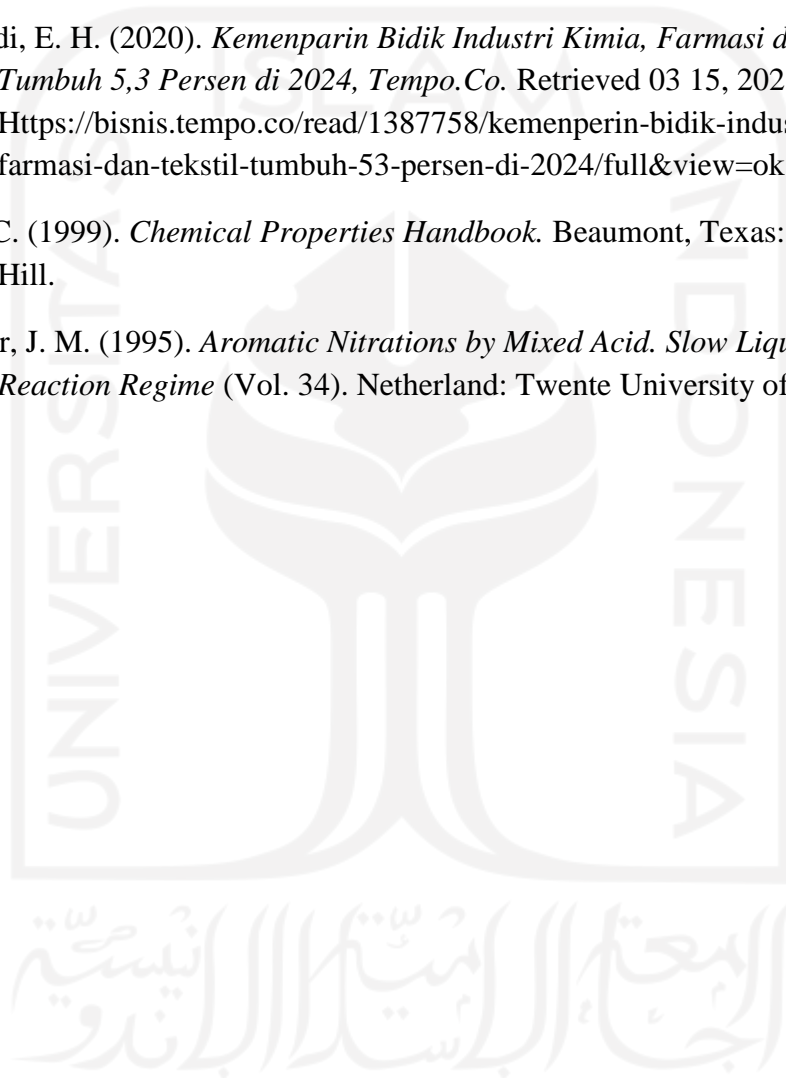
Dalam perancangan pabrik kimia perlu memahami dasar-dasar Teknik kimia agar dapat memudahkan selama perancangan. Selain itu, diperlukan ketelitian pada saat pencarian data-data supaya data yang diperoleh sesuai dan lengkap, sehingga dapat memudahkan suatu perancangan pabrik kimia.

## DAFTAR PUSTAKA

- HSDW*. (2004). Retrieved 03 15, 2021, from <https://www.ncbi.nlm.nih.gov/books/NBK373187/>
- Bps*. (2020). Retrieved 12 21, 2020, from [www.Bps.go.id](http://www.Bps.go.id) Buletin Statistik Perdagangan Luar Negeri
- kemendag*. (2021). Retrieved 2 25, 2021, from [www.kemendag.go.id](http://www.kemendag.go.id)
- A Sharp, K. (2014). *Water: Structure and Properties*.
- Aries Robert.S., R. D. (1955). *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Brown, G. G. (1950). *Unit Operations*. New Delhi: CBS Publishers & Distributors.
- Brownell, E. H. (1959). *Equipment Design*. London: John Wiley & Sons, Inc.
- Coulson, R. a. (2005). *Chemical Engineering Design*. Amsterdam: Elsevier Butterworth Heinemann.
- EPA, U. (1988). USEPA Office of Drinking Water Health Advisories. *Review of Environmental Contamination and Toxicology*, 189-203.
- Evans, F. L. (1980). *Equipment Design Handbook* (Second Edition ed.). Texas: Gulf Publishing Company.
- Fogler, H. S. (2006). *Element of Chemical Reaction Engineering*. London: Prentice Hall Professional Technical Reference.
- Fogler, H. S. (2016). *Elements Of Chemical Reaction Engineering* (Fifth ed.). United States of America: Pearson Education, Inc.
- Geankoplis, C. J. (1978). *Transport Processes and Unit Operations*. New Jersey: Prantince-Hall International, Inc.
- Geankoplis, C. J. (1993). *Transport Processes and Unit Operations*. United Sates: Prentice-Hall International, Inc.
- Kern, D. (1965). *Process Heat Transfer*. London: McGraw-Hill International Book Company.
- Kotler, P. K. (2009). *Marketing Management. Pearson education, Thirteenth.*

- Levenspiel, O. (1999). *Chemical reaction Engineering* (third edition ed.). New York: John Wiley & Sons Inc.
- Levenspiel, O. (1999). *Chemical Reaction Engineering*. New York: John Wiley & Sons.
- Oguntunde, P. O. (2015). A Comparative Study of the Use of Statistical Process Control in Monitoring Health Care Delivery. *International Journal of Innovation and Scientific Research*, 154-158.
- O'Neil, M. H. (2006). The Merck Index: An Encyclopedia of Chemicals, Drugs, and Biologicals. 14.
- Othmer, K. (1996). *Encyclopedia of Chemical Technology (Nickel And Nickel Alloys To Paint)* (4nd edition ed., Vol. 17). New York: John Wiley & Sons Inc.
- Othmer, K. (1996). *Encyclopedia of Chemical Technology (Thioglycolic Acid To Vinyl Polimers)* (4nd ed., Vol. 24). New York: John Wiley & Sons.
- P.R. Cox., A. S. (1972). Two Phase Nitration Of Toluene -1 England, *Chemical Engineering Science*. 27.
- Perry, R. H., & Green, D. W. (2008). *Chemical Engineers' Handbook* (Eight Edition ed.). United States of America: McGraw-Hill Companies, Inc.
- Raimondi, N. D. (2016). Saefty enhancement by transposition of the nitration of toluene from semi-batch reactor to continuous intensified heat exchanger reactor. *Chemical Engineering Research and Design, Elsevier*, 183-193.
- Salgueiro, L. A. (2018). Rawa Materials: The Importance of Quality and Safety.
- Sari, N. K. (2018). Analisis Pengendalian Kualitas Proses Produksi Pie Susu Pada Perusahaan Pie Susu Barong di Kota Denpasar Bali. *Jurnal Manajemen*, 07.
- Seader, J. D., Henley, E. J., & Roper, D. K. (2011). *Separation Process Principle*. United States of America: John Wiley & Sons, Inc.
- Smith, J. M., Van Ness, H. C., Abbot, M. M., & Swihart, M. T. (2018). *Chemical Engineering Thermodynamics* (Eight Edition ed.). United States of America: McGraw-Hill Education.
- Sreedhar, I. (2013). Scientific advances in sulfuric acid free toluene nitration. *science*.

- Timmerhaus, M. s. (1991). *Plant Design And Economics For Chemical Engineers*. New York: McGraw-Hill, Inc.
- Treybal, R. E. (1981). *Mass-Transfer Operation*. Singapore: McGraw-Hill Book Co.
- Ulrich, G. D. (1984). *A Guide To Chemical Engineering Process Design And Economics*. Canada: John Wiley & Sons, Inc.
- Wahyudi, E. H. (2020). *Kemenparin Bidik Industri Kimia, Farmasi dan Tekstil Tumbuh 5,3 Persen di 2024*, *Tempo.Co*. Retrieved 03 15, 2021, from <https://bisnis.tempo.co/read/1387758/kemenperin-bidik-industri-kimia-farmasi-dan-tekstil-tumbuh-53-persen-di-2024/full&view=ok>
- Yaws, C. (1999). *Chemical Properties Handbook*. Beaumont, Texas: McGraw-Hill.
- Zalvidar, J. M. (1995). *Aromatic Nitrations by Mixed Acid. Slow Liquid-Liquid Reaction Regime* (Vol. 34). Netherland: Twente University of Technology.



## LAMPIRAN

### Lampiran 1. Perhitungan Reaktor

Fungsi : Mereaksikan Toluena dengan Asam Nitrat menjaadi  
Mononitrotolena dengan katalis Asam Sulfat

Tipe : Reaktor Alir Berpengaduk (RATB)

Sifat Reaksi : Eksotermis

Kondisi Operator : Tekanan (P) : 1 atm  
Suhu (T) : 50°C

Perbandingan mol : Toluena: Asam Nitrat= 1.06: 1

#### A. Data-data

##### 1. Neraca massa:

Komponen	Mr	Input		Output	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	92.141	1840.48002	19.97460	143.55744	1.55802
HNO <sub>3</sub>	63.013	1334.17933	21.17308	173.69504	2.75650
H <sub>2</sub> O	18	1484.41936	82.46774	1815.91790	100.88433
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	97.079	5850.15963	60.26184	5850.15963	60.26184
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub>	137.138	8.49348	0.06193	2534.10714	18.47852
<b>Total</b>		<b>10517.73181</b>	<b>183.93921</b>	<b>10517.43715</b>	<b>183.93921</b>

##### 2. Neraca panas

NERACA PANAS REAKTOR TOTAL			
KOMPONEN	Panas Masuk(kJ/jam)	Panas Generasi(kJ/jam)	Panas Keluar(kJ/jam)
HNO <sub>3</sub>	3.546049	2505.496878	0.461655
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1.223589		1.223589
Toluen	1.305537		0.101832
Mononitrotoluena	0.001557		0.485733
H <sub>2</sub> O	5.927853		7.251653
air pendingin	71.757424		2579.734425
<b>Total</b>	<b>83.762008</b>	<b>2505.496878</b>	<b>2589.258886</b>
	2589.258886		2589.258886

## 3. Densitas Campuran

Komponen	Massa, kg/jam	$\rho$ (g/mL)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	Fv (m <sup>3</sup> /jam)	$\rho$ camp (kg/m <sup>3</sup> )
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	1840.480	0.865	865	2.128	151.365
HNO <sub>3</sub>	1334.179	1.509	1509	0.884	191.417
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1484.419	1.833	1833	0.810	258.700
H <sub>2</sub> O	5850.160	1.027	1027	5.696	571.237
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub>	8.493	1.152	1152	0.007	0.930
<b>Total</b>	<b>10517.732</b>			<b>9.525</b>	<b>1173.650</b>

## B. Menentukan optimasi reaktor

## 1. Seri

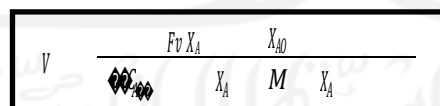


(Fogler, hal 70)

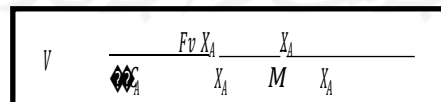
Diketahui:

fv: 9.525 m<sup>3</sup>/jam  
M: 1.060  
Cao: 2.097 kmol/m<sup>3</sup>  
k: 19.435 m<sup>3</sup>/kmol.jam

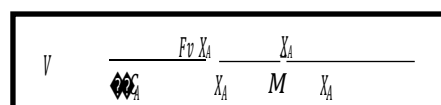
## a. 1 buah reaktor



## b. 2 buah reaktor



## c. 3 buah reaktor





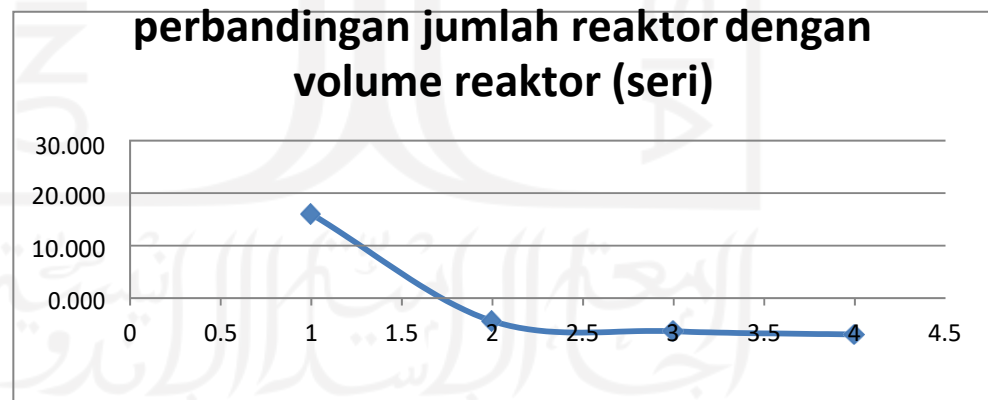
d. 4 buah reaktor

$$V = \frac{FvX_A}{X_A} \frac{X_A}{M X_A}$$

Didapatkan hasil:

n	x1	x2	x3	x4	V(m3)
1	0.922				20.019965
2	0.782	0.922			3.030
3	0.688	0.858	0.922		1.387
4	0.620	0.805	0.882	0.922	0.866

n	V(m3)	V shell (V*1.2) (m3)	V shell (gallon)	Harga (\$)	total harga (\$)
1	20.020	24.024	6346.457	350000	350000
2	3.030	3.635	960.380	128600	257200
3	1.387	1.664	439.571	85000	255000
4	0.866	1.039	274.405	66200	264800



2. Pararel

$$V = \sum \left( \frac{X}{r_A} \right)$$

Diketahui:

$$\begin{aligned} F_{A0} &: 19.975 \text{ kmol/jam} \\ & \text{kmol/m}^3. \\ -r_A &: 0.919910755 \text{ jam} \\ X &: 0.922 \end{aligned}$$

a. 1 reaktor

$$V = F_{A0} \left( \frac{X}{-r_A} \right)$$

b. 2 reaktor

$$V = F_{A0} \left( \frac{X}{(-r_A)} \right)$$

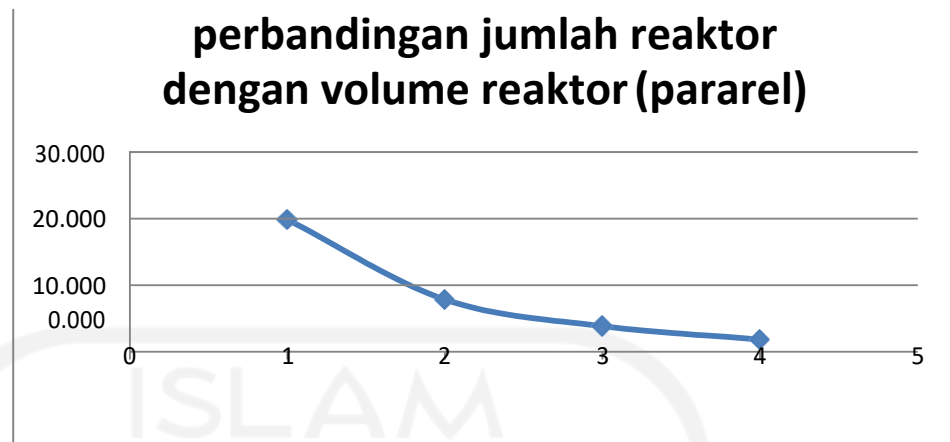
c. 3 reaktor

$$V = F_{A0} \left( \frac{X}{(-r_A)} \right)$$

d. 4 reaktor

$$V = F_{A0} \left( \frac{X}{(-r_A)} \right)$$

n	V(m3)	V shell (V*1.2) (m3)	V shell (gallon)	Harga (\$)	total harga (\$)
1	20.020	24.024	6346.457	350000	350000
2	10.010	12.012	3173.229	242400	484800
3	6.673	8.008	2115.486	195500	586500
4	5.005	6.006	1586.614	167900	671600



Bedasarkan dari grafik optimasi reaktor seri dan pararel maka diambil 2 reaktor seri dengan mempertimbangkan bahwa Perbedaan volume yang paling signifikan yaitu antara 1 reaktor dengan 2 reaktor diantara optimasi reaktor seri dan pararel

### C. Dimensi reaktor

Volume shell:

$$V = \frac{\pi D^2 (H)}{4} \quad (\text{Brownell, 1959 hal 41})$$

Untuk vessek kecil-medium,  $D=H$  maka:

$$V = \frac{\pi D^3}{4} \quad D = \sqrt[3]{\frac{4 V \text{ shell}}{\pi}}$$

Sehingga:

D : 1.677 m

: 65.624 in

D stadart adalah: 66 in

H : 1.677 m

: 65.624 in

H standart adalah 66 in

#### D. Menghitung tebal dinding reaktor

Bedasarkan buku Brownell didapatkan data sebagai berikut:

Alloable stress(f):	18750	psia
Sambungan yang dipilih:	double welded butt joint	
Effisiensi sambungan (E):	80%	
Corrosion allowance (C):	0.125	
Jari-jari reaktor:	33.000	in

$$ts = \frac{p \times r}{(f \times E - 0,6P)} + C$$

ket:

Ts: tebal shell, in

P : tekanan, psia

R : jari-jari, in

E : efisiensi pengelasan

C : faktor pengelasan

F : faktor tegangan yang diijinkan, psia

#### Mencari tekanan

$$P_{tot} = P_{hidrostatik} + P_{operasi}$$

$$P_{hidrostatik} = \frac{\rho gh}{gc}$$

Dimana  $g/gc=1$

Maka:

P hidrostatik : 1956.293 kg/m<sup>2</sup>  
                   : 2.778 psi  
 P tot : 17.468psi  
 Pdesign : 20.962 psi  
 maka, Ts : 0.171 in  
 Ts standar : 0.1875 in (tabel 5.7 Brownell hal 89)

### E. Perancangan Dimensi Head

$$th = \frac{Wprc}{2fE - 0.2p}$$

$$W = \frac{1}{4}(3 + \sqrt{rc/irc})$$

(Brownell, 1959) hal 258

dimana:

rc: jari-jari dish (in)

irc= jari-jari sudut dalam (in)

dari tabel 5.7 brownell & young untuk :

$$OD = (2 \times r) + (2 \times \text{tebal shell})$$

OD: 66.375 in

diambil Od standart: 66 in (brownell, 1959) hal 89

diperoleh:

icr :4in

rc :66 in

sehingga:

W : 1.765504801 in

Th : 0.081 in

th standart: 0.188 in

diambil Sf standart yaitu: 2 in (tabel brownel 5.8 halaman 88)

ID:	OD-2ts	= 66.000	in
a:	ID/2	= 33.000	in
AB:	a-icr	=29.000	in
BC:	r-icr	=62.000	in
AC:	$((BC^2)-(AB^2))^{(1/2)}$	=54.800	in
b:	rc-AC	=11.200	in
AO:	Sf+b+th	=13.388	in
tinggi reaktor:	2tinggi head+ tinggi shell	=92.776	in
		=2.357	m
volume dish:	$0.00049Ds^3$	=140.873	in <sup>3</sup>
Volume Sf:		=6838.920	in <sup>3</sup>
Volume Head:	2x (Vsf + Vdish)	=13959.586	in <sup>3</sup>
Volume shell:		=221847.829	in <sup>3</sup>
volume reaktor:	Vshell + V head	=235807.416	in <sup>3</sup>
Volume bottom:	0,5 V head	=6979.793	in <sup>3</sup>
Volume cairan:	Vshell - Vbottom	=214868.037	in <sup>3</sup>
		=3.521	m <sup>3</sup>

tinggi cairan dapat dihitung dengan cara:

$$h_{cairan} = \frac{4V}{\pi D^2}$$

h cairan: 1.596052677 m

### F. Menghitung power pengaduk

Tabel perhitungan viskositas				
komponen	massa	x	$\mu$	$\mu$ campuran (cPs)
C6H5CH3	1840.480	0.175	0.548	0.096
HNO3	1334.179	0.127	0.806	0.102
H2O	1484.419	0.141	0.100	0.014
H2SO4	5850.160	0.556	23.541	13.094
C6H4CH3NO2	8.493	0.001	2.541	0.002
total	10517.732	1.000	27.536	13.308

Bedasarkan fig 10.57 hal 472 Culson, densitas campuran=0.01 Ns/m<sup>2</sup> dapat digunakan pengaduk turbine data pengaduk diperoleh dari brown, 1978 halaman 507.

$$\frac{D_i}{D_M} = \frac{1}{3}$$

$$\frac{W}{D_M} = \frac{1}{5}$$

$$\frac{L}{D_M} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{D_i}{B} = \frac{4}{1}$$

$$\frac{E}{D_M} = \frac{1}{3}$$

diket:

DM: diameter shell

DI:diameter pengaduk

W:tinggi pengaduk

L: lebar pengaduk

B:lebar baffle

E:jarak pengaduk ke dasar tan

diketahui DM (d shell)=1.676 m

$$D_i = 0.559 \text{ m}$$

$$W = 0.335 \text{ m}$$

$$L = 0.140 \text{ m}$$

$$B = 0.140 \text{ m} \quad E =$$

0.559 m Kecepatan putar

pengaduk:

$$N = \frac{600}{\pi \cdot d} \sqrt{\frac{WELH}{2 \cdot d}}$$

rase, 1977

WELH =  $h_{\text{cairan}} \times S_g$

dimana:

N = kecepatan putar pengaduk, rpm

d = diameter pengaduk, ft

h cairan = tinggi cairan dalam tagki, m

S<sub>g</sub> = specific gravity

WELH = water equivalent liquid height, ft

$$S_g = \frac{\rho_{\text{cairan}}}{\rho_{\text{air}}}$$

maka, S<sub>g</sub> = 1.142794084

WELH = 1.823959557 m

$$\text{jumlah pengaduk} = \frac{WELH}{DM}$$

jumlah pengaduk = 1.088

= 2 buah

N = 244.110 rpm

4.069 rps

### G. Menghitung daya motor



$$Re = \frac{N\rho D_i^2}{\mu_{campuran}}$$

(brown, 1978) hal 508

gc: 32.2 ft.lbm/s<sup>2</sup>.lbf $\rho$ : 1173.650 kg/m<sup>3</sup>Di: 0.559 m  $\mu$ :

13.308 cP N:

4.069 rps Re:

112041.532

dari fig.477 brown hal 507 dengan no 1 pada Re 112041 didapatkan Np: 0.9

$$Re = \frac{N\rho D_i^2}{\mu_{campuran}}$$

dimana:

P= daya pengaduk, lb.ft/s

NP= power number

N= kec pengaduk rps

 $\rho$ = densitas campuran, lbm/ft<sup>3</sup>

d= diameter pengaduk, ft

gc= gravitasi, ft.lbm/s<sup>2</sup>.lbf

maka daya pengaduk adalah:

P = 5.193601 Hp

= 6 Hp

$$\text{daya motor} = \frac{P}{n}$$

diketahui:

P= daya pengaduk

n= efisiensi motor penggerak

n= 0.89 berdasarkan pig 14-38 peters hal 521

maka:

daya motor= 5.835506616Hp

= 6 Hp

## H. Perancangan jaket pendingin

### *Menghitung selubung reaktor*

$$L = (\pi \times D_o \times H) + \left(\frac{1}{2} \times \pi \times D_o^2\right)$$

L= 13.23664583 m<sup>2</sup>

### *menentukan suhu LMTD*

hot fluid (light organic)

T<sub>in</sub>= 50 C 323.15 K 122 F

T<sub>out</sub>= 50 C 323.15 K 122 F

cold fluid (water)

T<sub>in</sub>= 30 C 303.15 K 86 F

T<sub>out</sub>= 40 C 313.15 K 104 F

fluida panas (F)		Fluida dingin (F)	Δt
122	Lower Temp	104	18
122	Higher Temp	86	36

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \left( \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1} \right)}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 25.96851074 \text{ F}$$

$$T_{avg} = 95 \text{ F}$$

Sifat-sifat air pada suhu 95F berdasarkan buku Perry adalah:

$$\rho = 62.0729 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 1.936 \text{ lb/ft.jam}$$

$$C_p = 1.048 \text{ kkal/kg}$$

$$k = 0.356 \text{ btu/jam.ft}^2.\text{F}$$

### *Viskositas*

$$\log \mu = A + B/T + CT + DT^2$$

$$T: 323,15 \text{ K}$$

Komponen	A	B	C	D	$\mu$ (cp)	$\mu$ (lb/jam.ft)
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	-5.1649	8.11E+02	1.05E-02	-1.05E-05	4.23E-01	1.02E+00
HNO <sub>3</sub>	-3.5221	7.29E+02	3.98E-03	-2.24E-06	6.15E-01	1.48E+00
H <sub>2</sub> O	10.2158	1.79E+03	1.77E-02	-1.26E-05	5.52E-01	1.33E+00
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	16.3303	1.23E+03	6.87E-02	8.04E-05	1.17E-34	2.82E-34
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub>	20.0665	3.27E+03	3.68E-02	-2.40E-05	2.82E-01	6.80E-01
total						4.513386611

### **Reaktor 1**

$$Q_{pendinginan} = 1869.117593 \text{ kj/jam}$$

$$= 1771.923478 \text{ btu/jam}$$

kebutuhan air pendingin(wt): 44.7132932 kg/jam

98.5928115 lb/jam

**Menghitung luas transfer panas:**

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

untuk fluida panas heavy organic dan fluida dingin air,  $U_d$  sekitar 7-75

Btu/ft<sup>2</sup>.F.jam (kern, 1983)

$U_d = 10$  btu/ft<sup>2</sup>.F.Jam

$A = 6.823354239$  ft<sup>2</sup> = 0.633910352 m<sup>2</sup>

A tersedia: 13.23664583 m<sup>2</sup>

luas selimut kurang dari luas tersedia, maka luas selimut dapat mencukupi sehingga digunakan jaket pendingin

**Perancangan jaket pendingin :**

m kebutuhan air pendingin = 44.71573189 kg/jam

$V = 0.044715732$  m<sup>3</sup>/jam untuk air

$$D_1 = D_0 + (2 \times \text{jarak})$$

$D_0 =$  diameter luar tangki = 66 in

asumsi jarak jaket = 5 in

maka,

$D_1 =$  diameter dalam jaket pendingin = 76 in

$$H_j = H_s + H_h$$

$H_s =$  Tinggi shell = 66.000 in

Hh = Tinggi head = 13.388 in

Hj = Tinggi jaket = 79.388 in

Bahan: Stainless steel SA 167 Type 304

1 m = 3.28084 ft

1 kg/m<sup>3</sup> = 0.062428 lb/ft<sup>3</sup>

$$P_{hidrostatik} = \frac{H_j - 1}{144} \times \rho_{air}$$

Hj = 2.016 m 6.615668857

$\rho_{air}$  = 1000 kg/m<sup>3</sup> 62.428

Phidrostatik = 2.435 psia

$$P_{desain} = P_{reaktor} + P_{hidrostatik}$$

P desain reaktor = 20.962 psia

P desain jaket = 23.396 psia

$$t_j = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0.6 \times P} + C$$

f = allowable stress = 12850 psia

E = joint efficiency = 0.8

C = corrosion allowance = 0.125 in

r<sub>i</sub> = jari-jari jaket = 38 in

t<sub>j</sub> = tebal jaket = 0.2116 in

dipilih tebal standard = 0.25 in

$$D_2 = D_1 + (2 \times t_j)$$

D<sub>2</sub> = Diameter luar jaket = 76.5 in

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

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

A = Luas yang dilalui air pendingin = 59.85625 in<sup>2</sup>  
0.038616858 m<sup>2</sup>

v = Kecepatan air pendingin = 1.157932932 m/jam

### Reaktor 2

Q pendinginan = 546.6946152 kJ/jam

518.2664952 btu/jam

kebutuhan air pendingin(wt): 13.07881855 kg/jam

28.83879489 lb/jam

### Menghitung luas transfer panas:

$$A = \frac{Q}{U_d \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

untuk fluida panas heavy organic dan fluida dingin air, Ud sekitar 7-75

Btu/ft<sup>2</sup>.F.jam (kern, 1983)

Ud = 10 btu/ft<sup>2</sup>.F.Jam

A = 1.995749778 ft<sup>2</sup>

0.185411221 m<sup>2</sup>

A tersedia: 13.23664583 m<sup>2</sup>

luas selimut kurang dari luas tersedia, maka luas selimut dapat mencukupi sehingga digunakan jaket pendingin

**Perancangan jaket pendingin :**

m kebutuhan air pendingin = 13.07881855 kg/jam

$V = 0.013078819 \text{ m}^3/\text{jam}$  untuk air

$$D_1 = D_0 + (2 \times \text{jarak})$$

$D_0 =$  diameter luar tangki = 66 in

asumsi jarak jaket = 5 in

maka,

$D_1 =$  diameter dalam jaket pendingin = 76 in

$$H_j = H_s + H_h$$

$H_s =$  Tinggi shell = 66.000 in

$H_h =$  Tinggi head = 13.388 in

$H_j =$  Tinggi jaket = 79.388 in

Bahan: Stainless steel SA 167 Type 304

1 m = 3.28084 ft

1 kg/m<sup>3</sup> = 0.062428 lb/ft<sup>3</sup>

$$P_{hidrostatik} = \frac{H_j - 1}{144} \times \rho_{air}$$

$H_j = 2.016 \text{ m} \cdot 6.615668857$

$\rho_{air} = 1000 \text{ kg/m}^3 \cdot 62.428$

$P_{hidrostatik} = 2.435 \text{ psia}$

$$P_{desain} = P_{reaktor} + P_{hidrostatik}$$

$P_{desain \text{ reaktor}} = 20.962 \text{ psia}$

$P_{desain \text{ jaket}} = 23.396 \text{ psia}$

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

f = allowable stress = 12850 psia

E = joint efficiency = 0.8

C = corrosion allowance = 0.125 in

r<sub>i</sub> = jari-jari jaket = 38 in

t<sub>j</sub> = tebal jaket = 0.2116 in

dipilih tebal standard = 0.25 in

$$D_2 = D_1 + (2 \times t_j)$$

D<sub>2</sub> = Diameter luar jaket = 76.5 in

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

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

A = Luas yang dilalui air pendingin = 59.85625 in<sup>2</sup>

0.038616858 m<sup>2</sup>

v = Kecepatan air pendingin = 1.157932932 m/jam

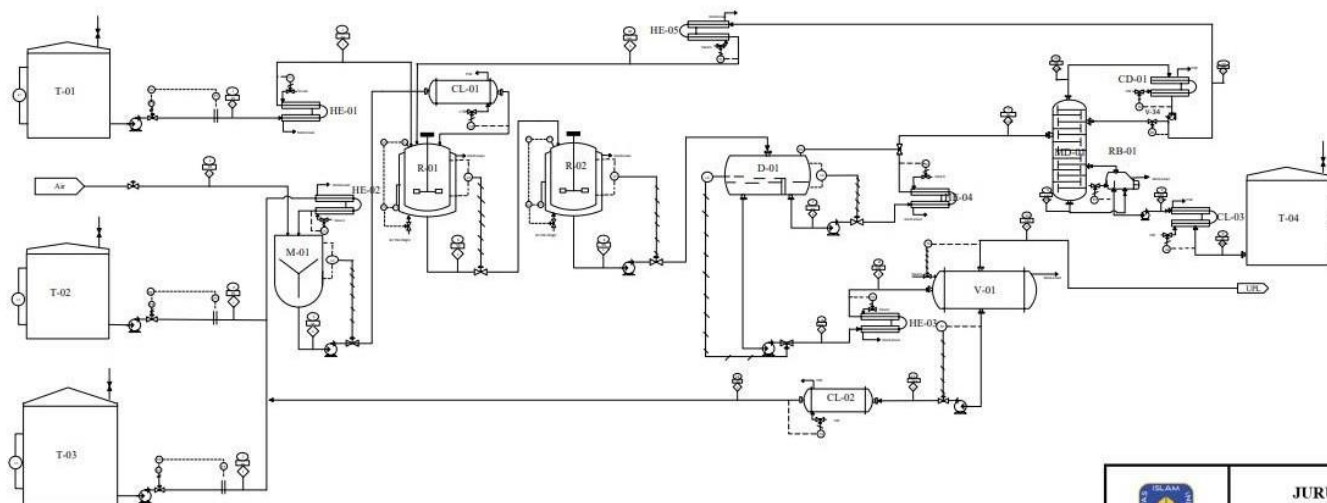
<b>KESIMPULAN</b>			
Fungsi =		0	
Jenis =	Reaktor alir tangki		
Fase =	berpengaduk (RATB)		
Kondisi Operasi =	Cair		
Tekanan =	Eksotermis	1 atm	
Suhu =		50 °C	
Bahan =	Stainless steel SA 167 type		
Spesifikasi	304		
Diameter =		66 in	



Tinggi =	66	in	
Tebal shell =	0.1875	in	
Tebal head =	0.1875	in	
Spesifikasi pengaduk			
Jenis pengaduk =	Six blade turbin agitator		
Jumlah baffle =	2.000	buah	
Daya pengaduk =	5.193601	Hp	
Efisiensi Motor (80%) =	5.835506616	Hp	
Spesifikasi jaket pendingin			
<b>Reaktor 1</b>			
	Diameter dalam =	76.00	in
	Diameter luar =	76.50	in
	Tebal jaket =	0.25	in
	Tinggi jaket =	79.388	in
	P desain jaket =	23.396	psia
<b>Reaktor 2</b>			
	Luas yang dilalui air pendingin =	0.038616858	m <sup>2</sup>
	Kecepatan air pendingin =	1.157932932	m/jam
	Diameter dalam =	76.00	in
	Diameter luar =	76.50	in
	Tebal jaket =	0.25	in
	Tinggi jaket =	79.388	in
	P desain jaket =	23.396	psia
	Luas yang dilalui air pendingin =	0.038616858	m <sup>2</sup>
	Kecepatan air pendingin =	0.338681579	m/jam
harga:	\$ 128,600.00		

## Lampiran 2 Process Engineering Flow Diagram

### PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRARANCANGAN PABRIK MONONITROTOLUENA DENGAN ASAM CAMPURAN KAPASITAS PRODUKSI 20.000 TON/TAHUN



Simbol	Keterangan
CL	Cooler
CD	Condensor
D	Decanter
FC	Flow Control
FFC	Ratio Control
FT	Transmitter
FY	Transducer
HE	Heater
LC	Level Control
LI	Level Indicator
M	Mixer
MD	Menara Destilasi
PC	Pressure Control
R	Reaktor
RB	Reboiler
T	Tangki
TC	Temperature Control
UPL	Unit Pengolahan Limbah
V	Vaporizer
○	Nomor arus
□	Suhu, C
○	Tekanan, atm
○	Control valve
---	Electrical Signal
---	Udara Instrument

Komponen	Neraca Massa											
	No. Arus											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
HNO <sub>3</sub>	-	1299,71510	-	-	1334,46146	173,73177	-	1,17441	-	-	138,98542	34,74635
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	-	4681,11737	-	3831,39671	3831,39671	-	173,73177	-	-	4681,11737	1170,27934
H <sub>2</sub> O	18,59464	463,20886	22,05756	617,61182	1466,13862	1816,30189	-	1816,30189	-	-	1433,04152	365,26038
C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH <sub>3</sub>	1701,06917	-	-	-	0,23488	143,58780	142,38328	3831,39671	2,84823	139,56516	0,93953	0,23488
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> CH <sub>3</sub> NO <sub>2</sub>	-	-	-	-	0,21796	2533,94041	2533,01759	1,08978	2535,25233	7,59810	0,87182	0,21796
Total	1719,66381	1762,92396	4703,17494	617,61182	8652,44963	10518,95859	2675,40087	7843,69457	2528,10076	147,16325	6274,95566	1568,73891



JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
YOGYAKARTA  
2021

Dikerjakan oleh:



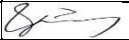







1. Diyas Aledya Yahya (17521063)
2. Intan Permatasari (17521072)

Dosen Pembimbing:

1. Agus Taufiq, Ir., M.Sc.
2. Lucky Wahyu Nuzulia Setyaningsih, S.T., M.Eng.

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Intan Permatasari  
No. MHS : 17521072
2. Nama Mahasiswa : Diyas Aledya Yahya  
No. MHS : 17521063
- Judul Prarancangan \*) : PRARANCANGAN PABRIK  
MONONITROTOLUENE DARI TOLUENE DAN ASAM-ASAM  
CAMPURAN DENGAN KAPASITAS 20000 TON/TAHUN
- Mulai Masa Bimbingan : 9 November 2020  
Batas Akhir Bimbingan : 8 Mei 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	3 Februari 2021	Kapasitas Produksi	
2	21 Februari 2021	Kapasitas Produksi	
3	18 Maret 2021	Neraca Massa	
4	1 April 2021	Neraca Massa	
5	1 Juni 2021	Neraca Massa	
6	23 Juni 2021	Perancangan alat besar	
7	13 Juli 2021	Perancangan alat besar dan alat kecil	
8	30 Juli 2021	Perancangan alat kecil	
9	2 Agustus 2021	Utilitas dan pengecekan naskah	
10	3 Agustus 2021	Pengecekan naskah	

**Disetujui Draft Penulisan:**

**Yogyakarta, 3 Agustus 2021**

**Pembimbing,**



**Agus Taufiq, Ir., M.Sc.**

**\*) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Intan Permatasari  
No. MHS : 17521072
2. Nama Mahasiswa : Diyas Aledya Yahya  
No. MHS : 17521063
- Judul Prarancangan \*) : PRARANCANGAN PABRIK  
MONONITROTOLUENE DARI TOLUENE DAN ASAM-ASAM  
CAMPURAN DENGAN KAPASITAS 20000 TON/TAHUN
- Mulai Masa Bimbingan : 9 November 2020  
Batas Akhir Bimbingan : 8 Mei 2021

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	3 Februari 2021	Kapasitas Produksi	✓
2	21 Februari 2021	Kapasitas Produksi	✓
3	18 Maret 2021	Neraca Massa	✓
4	1 April 2021	Neraca Massa	✓
5	1 Juni 2021	Neraca Massa	✓
6	23 Juni 2021	Perancangan alat besar	✓
7	13 Juli 2021	Perancangan alat besar dan alat kecil	✓
8	30 Juli 2021	Perancangan alat kecil	✓
9	2 Agustus 2021	Utilitas dan Pengecekan Naskah	✓
10	3 Agustus 2021	Pengecekan Naskah	✓

**Disetujui Draft Penulisan:**

**Yogyakarta, 03 Agustus 2021**

**Pembimbing,**



**Lucky Wahyu Nuzulia Setyaningsih, S.T., M.Eng.**

**\*) Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

