

**PRA RANCANGAN PABRIK MONONITROTOLUENA  
DARI TOLUENA DAN ASAM CAMPURAN  
KAPASITAS 17.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat**

**Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia**



**Oleh:**

**Nama : Ayu Rahma Lestari**

**Nama : Tika Mayang Sari**

**NIM : 19521178**

**NIM : 19521180**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA**

## LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

**PRA RANCANGAN PABRIK MONONITROTOLUENEA  
DARI TOLUENA DAN ASAM CAMPURAN  
KAPASITAS 17.000 TON/TAHUN**

**Saya yang bertandatangan di bawah ini :**

**Nama : Ayu Rahma Lestari**

**Nama : Tika Mayang Sari**

**NIM : 19521178**

**NIM : 19521180**

**Yogyakarta, 7 Oktober 2023**

Menyatakan bahwa naskah pra rancangan pabrik ini sudah ditulis sesuai kaidah ilmiah. Apabila dikemudian hari terbukti ada plagiasi atau pelanggaran lainnya, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

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



**Ayu Rahma Lestari**

**NIM. 19521178**



**Tika Mayang Sari**

**NIM. 19521180**

**LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING**

**PRA RANCANGAN PABRIK MONONITROTOLUENEA  
DARI TOLUENA DAN ASAM CAMPURAN  
KAPASITAS 17.000 TON/TAHUN**

**TUGAS AKHIR**

Oleh

Nama : Ayu Rahma Lestari  
NIM : 19521178

Nama : Tika Mayang Sari  
NIM : 19521180

**Yogyakarta, 7 Oktober 2023**

**Pembimbing**



**Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.**

## LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

### LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK MONONITROTOLUENA  
DARI TOLUENA DAN ASAM CAMPURAN  
KAPASITAS 17.000 TON/TAHUN

Oleh:

Ayu Rahma Lestari

Tika Mayang Sari

19521178

19521180

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat  
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia  
Yogyakarta,

Tim Penguji,

Ketua Penguji

Venalitya Alethea Sari Augustia,  
S.T.,M.Eng

Anggota I

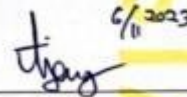
Ajeng Yulianti Dwi Lestari,S.T.,M.T

Anggota II

Lilis Kistriyani,S.T.,M.Eng



16/11/23



6/11/2023



16/11/2023

Mengetahui,

Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



  
Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

## KATA PENGANTAR



*Assalamu'alaikum Wr.Wb*

Alhamdulillah, puji syukur kehadiran Tuhan yang Maha Esa, yang telah melimpahkan rahmat dan Karunia-Nya, sehingga penyusun dapat menyelesaikan laporan tugas akhir yang berjudul ***“Pra Rancangan Pabrik Mononitrotoluena Dari Toluena Dan Asam Campuran Kapasitas 17.000 Ton/Tahun”*** guna memenuhi persyaratan untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik pada program studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Adapun dalam penyusunan laporan tugas akhir, kami dibantu oleh berbagai pihak yang turut andil dalam proses penyusunan laporan penelitian ini. Oleh karena itu, pada kesempatan ini kami menyampaikan ucapan terima kasih kepada :

1. Allah SWT, atas rahmat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat mengerjakan dan menyelesaikan proposal ini.
2. Kedua Orang Tua kami yang telah memberikan banyak do'a, motivasi serta dukungan dalam pelaksanaan penyusunan proposal ini.
3. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi, Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Prodi Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Ibu Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
6. Teman-teman yang telah memberikan bantuan dan motivasi.
7. Serta semua pihak yang telah membantu baik secara langsung maupun tidak langsung yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu.

Kami menyadari bahwa laporan tugas akhir ini masih memiliki banyak kekurangan. Oleh karena itu, kritik dan saran yang bersifat membangun sangat diharapkan untuk memperbaiki penulisan laporan tugas akhir ini. Akhir kata, semoga laporan ini dapat bermanfaat tidak hanya bagi penulis, namun juga bagi para pembaca.

*Wassalamu'alaikum Wr.Wb.*

Yogyakarta, 7 Oktober 2023

Penyusun

## LEMBAR PERSEMBAHAN 1

Bismillahirrahmanirrahim,

Alhamdulillahirobbil'alamin

Puji syukur saya panjatkan selalu kepada Allah SWT atas rahmatnya, karunianya dan Hidayah-Nya kepada saya sehingga saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini sampai selesai dengan sebaik mungkin dan juga telah diberi banyak sekali kesempatan untuk menuntut ilmu dan menyelesaikan studi S1 Teknik Kimia di Universitas Islam Indonesia ini. Tak lupa juga saya panjatkan sholawat serta salam kepada Nabi Agung Muhammad Shalallahu Alaihi Wassalam yang menjadi contoh suri teladan untuk kita semua.

Untuk Ayah saya tersayang, terhebat, dan terkuat, bapak Junaidi. Saya ucapkan beribu-ribu terima kasih atas semua Do'a, Dukunganmu, nasihatmu, yang tiada henti untuk selalu mendoakan serta memberi dukungan setiap waktu untuk putri mu tercinta ini untuk terus belajar dan semangat dan tegar untuk meniti masa depan. Untuk Ibu saya yang sangat-sangat saya sayangi, Ibu Lilis Rahma Wati. Wanita tersabar dan terkuat sepanjang masa dalam hidup saya, saya ucapkan beribu-ribu kata Terimakasih atas semua doa-doamu serta dukunganmu hingga sampai dimana saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan tepat waktu itu semua atas berkat do'a mu ibu. Terima kasih juga untuk adik - adik saya Dimas Ramadhan Kulbi dan Bilqi Rahmansyah Kulbi yang ikut mendukung serta mendo'akan saya selalu tiada hentinya, dan selalu menghibur serta menemani saya dimanapun dan kapanpun itu. Juga segenap keluarga besar saya yang tidak bisa saya sebutkan satu persatu saya sangat mengucapkan Terima Kasih banyak untuk kalian semua sudah ikut mendo'akan dalam proses ini.

Kepada ibu Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng. selaku dosen pembimbing saya. Terima kasih telah yakin bahwa saya dan partner saya mampu menyelesaikan tugas akhir ini dengan baik. Saya ucapkan banyak Terima Kasih juga untuk waktu, kesempatan, serta bimbingan dan arahnya selalu diberikan kepada kami dalam proses menyelesaikan tugas akhir ini dengan semaksimal mungkin.

Kepada partner saya Tika Mayang Sari, Terima kasih banyak sampai selesainya pengerjaan tugas akhir ini sudah banyak berjuang dan tetap berjuang demi berjalannya tugas akhir ini, telah berusaha semaksimal mungkin, terima kasih juga telah meluangkan waktu, tenaga, serta pikiran dalam proses menyelesaikan Tugas akhir ini. Semoga ilmu yang kita dapatkan menjadi berkah dan berguna untuk kedepannya nanti, dan tercapainya seluruh cita-cita kita.

Kepada teman sekaligus sahabat saya Muhammad Ar Rafi Bati Pasya, Ananda Chica, Mahasiswa Santuy (Sri, Muti, Nadia, Inggis, dan Mayang) serta (Nopal, farel, ilham, Rafi, Coki, Herman, dan Aqib) Terima kasih semuanya telah memberikan dukungan, semangat, hiburan, dan do'a. Semoga kita semua sukses Bersama di masa depan dan tercapainya cita-cita kita. Terima kasih juga kepada abang saya Aldo Setiawan, yang kerap membantu dan mendukung saya dari awal mula masuk Universitas Islam Indonesia dan lika liku perjalanan perkuliahan.

Terima kasih untuk teman-teman "REACTOR 19" (Teknik Kimia Angkatan 2019) dan semua pihak yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu yang selalu memberikan semangat, doa, dan dukungan terbaik bagi kelancaran proses perkuliahan kita semua. Semoga kelak kita menjadi orang yang sukses dan bermanfaat bagi sesama.

Taklupa juga berterima kasih kepada saya sendiri yang tentunya menjadi perannya dalam penyelesaian tugas akhir ini, terima kasih telah mau berjuang sampai titik ini pantang menyerah, selalu kuat, dan yakin bahwa tugas akhir ini akan selesai pada tepat waktu. terima kasih telah memberikan waktu, tenaga, perasaan, serta pikiran dalam proses menyelesaikan tugas akhir ini.

Ayu Rama Lestari

Teknik Kimia UII 2019



## LEMBAR PERSEMBAHAN 2

Tugas akhir ini saya sembahkan kepada:

Puji syukur saya panjatkan atas kehadiran Allah Subhanahu Wa Ta'ala yang telah melimpahkan rahmat dan hidayah-Nya sehingga saya bisa sampai dan menyelesaikan Tugas Akhir ini. Tak lupa shalawat serta salam saya haturkan kepada Nabi Agung Muhammad Shalallahu Alaihi Wassalam yang senantiasa menjadi sosok dan suri tauladan kita semua, yang selalu kita nantikan syafa'at beliau di Yaumul Akhir kelak.

Kepada kedua orang tua saya, mamak Titin Fauziah, bapak Gunari Irawan Syaril. Terimakasih untuk mamak dan bapak yang selalu berdoa dan mendukung anak-anak nya, selalu berjuang agar dapat memberikan yang terbaik untuk anak-anak nya, dan terimakasih sudah menjadi *support system* terbaik untuk saya. Untuk kakak saya yang luar biasa Titin Lestari, Ibrahim Muktar, dan Helen Juliansyah, serta adik saya Tika Mardiana atas segala do'a, dukungan, dan nasihat. Tak lupa pula kepada keponakan-keponakan saya Farid Al Atallah, Fajar Faiz Fauzan, dan Muhammad Zayn yang selalu menjadi penyemangat dalam menajali hari. Juga keluarga terdekat yang selalu memberi nasihat, dan motivasi. Semoga seluruh keluarag saya senantiasa diberikan kesehatan dan selalu diberkahi Allah SWT.

Kepada Ibu Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T.,M.Eng. selaku dosen pembimbing yang sudah yakin bahwa saya dan partner saya dapat menyelesaikan TA dengan baik. Serta seluruh pengajar dari Prodi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia, Terimakasih atas waktu, ilmu, bimbingan, dan arahnya selama ini sehingga dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan baik dan benar.

Kepada patner saya Ayu Rahma Lestari yang telah membersamai sya pada tugas akhir ini. Tentunya dalam setiap perjuangan yang kami hadapi ada kendala, salah paham dan lika-liku salam mengerjakan tugas akhir ini. Namun, alhamdulillah dapat teratasi dengan baik. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses kedepannya dan dipertemukan diwaktu dan tempat yang terbaik. Semoga segala cita-cita dan harapan akan dijabah oleh Allah SWT.

Kepada sahabat yang sudah saya jadikan keluarga (Anisa, Yolanda, Yuni, Zilda). Terimakasih telah membimbing, memberi motivasi, serta menemani, dikala suka maupun duka. Khususnya kepada saya Afiansyah Putra yang selalu mendampingi, membantu serta mensupport sehingga dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan baik. Kepada seluruh

sahabat dan teman saya yang selalu mendampingi. Mahasiswa santuy (Sri, Ayu, Inggis, Meuthia, Nadia), serta Noval, Rafi, Syauqi, Farrel, Ilham, Herman, Aqib. Terimakasih telah memberikan dukungan moral, semangat, serta menghibur dikala senang maupun susah.

Kepada seluruh teman-teman "REACTOR 19" (Teknik Kimia UII 2019) mohon maaf saya tidak dapat menyebutkan satu persatu. Terimakasih telah meluangkan waktu untuk bersama-sama berproses, mensupport, membantu, serta menghibur dikala pengerjaan Tugas Akhir. Semoga apa yang menjadi mimpi kita bisa terwujud dikemudian hari. Aamiin.

Tika Mayang Sari

Teknik Kimia UII 2019

## DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL .....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING .....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iv
KATA PENGANTAR.....	v
LEMBAR PERSEMBAHAN 1.....	vii
LEMBAR PERSEMBAHAN 2.....	ix
DAFTAR GAMBAR.....	xv
DAFTAR TABEL.....	xvi
ABSTRAK .....	xvii
<i>ABSTRACT</i> .....	xviii
BAB I PENDAHULUAN .....	1
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Kapasitas Perancangan .....	2
1.3 Tinjauan Pustaka.....	6
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika.....	8
1.4.1 Tinjauan Termodinamika.....	8
1.4.2 Tinjauan Kinetika .....	10
1.5 Pemilihan Reaktor .....	12
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	13
2.1 Spesifikasi Produk .....	13
2.1.1 Mononitrotoluena.....	13
2.2 Spesifikasi Bahan Baku .....	14
2.2.1 Toluena .....	14
2.2.2 Asam Nitrat .....	15
2.3 Spesifikasi Katalis .....	16
2.3.1 Asam Sulfat.....	16
2.4 Pengendalian Kualitas .....	17
2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku .....	18
2.4.2 Pengendalian Kualitas Proses .....	18
2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk .....	18
BAB III PERANCANGAN PROSES .....	19
3.1 Diagram Alir Proses dan Material .....	19
3.1.1 Diagram Alir Kualitatif .....	19
3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif .....	20

3.2	Uraian Proses .....	21
3.2	Spesifikasi Alat .....	23
3.2.1	Tangki Penyimpanan Toluena .....	23
3.2.2	Tangki penyimpanan Asam Nitrat .....	24
3.2.3	Tangki Penyimpanan Asam Sulfat.....	25
3.2.4	Tangki produk Mononitrotoluena.....	26
3.2.5	Mixer .....	27
3.2.6	Reaktor .....	28
3.2.7	Decanter .....	29
3.2.8	Menara Distilasi .....	30
3.2.9	Condensor .....	32
3.2.10	Reboiler .....	33
3.2.11	Heater .....	35
3.2.12	Cooler.....	39
3.2.13	Pompa.....	45
3.3	Neraca Massa Proses .....	47
3.3.1	Neraca Massa Reaktor.....	47
3.3.2	Neraca Massa Decanter .....	47
3.3.3	Neraca Mass Menara Distilasi.....	48
3.3.4	Neraca Massa Mixer.....	48
3.4	Neraca Panas .....	48
3.4.1	Neraca Panas Mixer.....	48
3.4.2	Neraca Panas Reaktor.....	49
3.4.3	Neraca Panas Decanter.....	49
3.4.4	Neraca Panas Menara Distilasi.....	50
<b>BAB IV .....</b>		<b>51</b>
<b>PERANCANGAN PABRIK .....</b>		<b>51</b>
4.1	Lokasi Pabrik.....	51
4.1.1	Faktor Prime penentuan Lokasi Pabrik.....	51
4.1.2	Faktor Sekunder penentuan Lokasi Pabrik .....	53
4.2	Layout Pabrik .....	53
4.3	Tata Letak Mesin/Alat Proses.....	57
4.4	Pelayanan Teknik.....	60
<b>BAB V UTILITAS .....</b>		<b>62</b>
5.1	Unit Penyediaan Air.....	62
5.2	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air xii.....	62

5.2.1	Unit Penyediaan Steam .....	66
5.2.2	Unit penyediaan Bahan Bakar .....	66
5.3	Unit Pembangkit Listrik .....	67
5.4	Unit Penyediaan Udara Tekanan .....	69
5.5	Unit Penyediaan Limbah .....	69
5.6	Spesifikasi Alat-Alat Utilitas .....	70
5.6.1	Perancangan Pengolahan Air.....	70
5.6.2	Pengolahan Air Sanitasi.....	74
5.6.3	Pengolahan Air Dingin .....	76
5.6.4	Pengolahan Air Steam .....	77
5.6.5	Pengolahan Air Service .....	80
5.6.6	Pompa Utilitas .....	80
5.7	Organisasi Perusahaan .....	86
5.7.1	Bentuk Perusahaan.....	86
5.7.2	Struktur Organisasi Perusahaan.....	87
5.7.3	Tugas Dan Wewenang.....	88
5.7.4	Sistem pegawai.....	92
BAB IV EVALUASI EKONOMI .....		98
6.1	Evaluasi ekonomi .....	98
6.2	Penaksiran Harga Peralatan .....	99
6.3	Perhitungan Basis .....	102
6.4	Perhitungan Biaya.....	103
6.4.1	<i>Total Capital Investment</i> .....	103
6.4.2	<i>Manufacturing Cost (MC)</i> .....	104
6.4.3	<i>General Expense (GE)</i> .....	106
6.5	Analisa keuntungan .....	107
6.6	Analisa Risiko Pabrik .....	107
6.7	Analisa Kelayakan.....	109
6.7.1	<i>Return of Investment (ROI)</i> .....	109
6.7.2	<i>Break Event Point (BEP)</i> .....	109
6.6.3	<i>Shut Down Point (SDP)</i> .....	111
6.7.3	<i>Pay Out Time (POT)</i> .....	112
6.7.4	<i>Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)</i> .....	112
BAB VII PENUTUP .....		114
7.1	Kesimpulan.....	114

7.2	Saran.....	115
	DAFTAR PUSTAKA.....	116
	LAMPIRAN.....	118
	LAMPIRAN A PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM ( <i>PEFD</i> ) .....	130
	LAMPIRAN B KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN.....	131

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 1. 1</b> Impor Mononitrotoluena di Indonesia 2014-2021 .....	2
<b>Gambar 3. 1</b> Diagram Alir Kualitatif .....	15
<b>Gambar 4. 1</b> Lokasi pabrik .....	38
<b>Gambar 5. 1</b> Tata Letak Utilitas Pabrik Mononitrotoluena .....	67
<b>Gambar 6. 1</b> Grafik Evaluasi Ekonomi .....	90

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 1. 1</b> Data Impor MNT Tahun 2014-2021 .....	2
<b>Tabel 3. 1</b> Daftar Pompa .....	33
<b>Tabel 4. 1</b> Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik.....	42
<b>Tabel 5. 1</b> Kebutuhan Air .....	48
<b>Tabel 5. 2</b> Kebutuhan Listrik Alat Utilitas .....	51
<b>Tabel 5. 3</b> Kebutuhan Alat Utilitas .....	52
<b>Tabel 5. 4</b> Kebutuhan Listrik untuk Keperluan Lainnya.....	53
<b>Tabel 5. 5</b> Spesifikasi Pompa Utilitas .....	62
<b>Tabel 5. 6</b> Lanjutan spesifikasi Pompa Utilitas.....	63
<b>Tabel 5. 7</b> Lanjutan spesifikasi Pompa Utilitas.....	64
<b>Tabel 5. 8</b> Lanjutan spesifikasi Pompa Utilitas.....	65
<b>Tabel 5. 9</b> Lanjutan spesifikasi Pompa Utilitas.....	66
<b>Tabel 5. 10</b> Jumlah dan Gaji Karyawan .....	73
<b>Tabel 5. 11</b> Jadwal pembagian shift .....	75
<b>Tabel 5. 12</b> Lanjutan jadwal pembagian shift .....	75
<b>Tabel 6. 1</b> Index harga.....	78
<b>Tabel 6. 2</b> Index harga tahun 2030.....	79
<b>Tabel 6. 3</b> Harga Peralatan .....	80
<b>Tabel 6. 4</b> Physical Plant Cost (PPC).....	82
<b>Tabel 6. 5</b> Direct Plant Cost (DPC).....	82
<b>Tabel 6. 6</b> Fixed Capital Investment (FCI) .....	82
<b>Tabel 6. 7</b> Working Capital (WC) .....	83
<b>Tabel 6. 8</b> <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i> .....	83
<b>Tabel 6. 9</b> Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	84
<b>Tabel 6. 10</b> Fixed Manufacturing Cost (FMC) .....	84
<b>Tabel 6. 11</b> Manufacturing Cost (MC).....	84
<b>Tabel 6. 12</b> General Expense (GE) .....	85
<b>Tabel 6. 13</b> Total Production Cost (TPC).....	85
<b>Tabel 6. 14</b> Fixed Cost (Fa) .....	87
<b>Tabel 6. 15</b> Regulated Cost (Ra).....	87
<b>Tabel 6. 16</b> Variabel Cost (Va) .....	88
<b>Tabel 6. 17</b> Annual Sales Value (Sa).....	88
<b>Tabel 6. 18</b> Kelayakan Ekonomi.....	89



## ABSTRAK

Mononitrotoluena merupakan salah satu bahan yang sering digunakan sebagai bahan baku pembuatan pewarna, busa *polyurethane*, asam *nitrobenzoid*, bahan peledak. Oleh karena penggunaan mononitrotoluena masih impor dari luar negeri dan belum ada pabrik mononitrotoluena yang berdiri sebelumnya di Indonesia. Pabrik mononitrotoluena dengan kapasitas 17.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di wilayah Cilacap, Jawa Tengah dengan luas tanah 12.930 m<sup>2</sup>. Pabrik beroperasi secara kontinyu selama 330 hari secara efektif dalam satu tahun dengan jumlah tenaga kerja 144 orang. Pembuatan mononitrotoluena dilakukan menggunakan proses nitrasi. Pada proses nitrasi mula-mula terjadi pencampuran antara asam nitrat, asam sulfat dan air di dalam mixer (M-01). Dengan komposisi 8%:65%:27%, dari komposisi tersebut maka digunakan 1.083 kg/jam asam nitrat, 12.871,512 kg/jam asam sulfat, dan 5.346,628 kg/jam air. Proses reaksi terjadi pada reaktor alir berpengaduk (R-01) dengan perbandingan mol toluena dan asam nitrat 1,05:1 yang beroperasi secara eksotermis pada suhu 50°C dan tekanan 1 atm. Untuk mempertahankan kondisi operasi digunakan jaket sebagai media pendingin. Hasil reaksi reaktor dialirkan menuju decanter (D-01), dimana pada decanter terjadi pemisahan antara fasa organik dan anorganik. Hasil atas decanter fasa organik diumpukan menuju menara distilasi untuk memurnikan produk mononitrotoluena dengan kemurnian 96%, kemudian diperoleh produk mononitrotoluena sebanyak 2.147,294 kg/jam dan ditampung dalam tangki penyimpanan (T-04). Hasil bawah decanter yang merupakan fasa anorganik dialirkan menuju kembali menuju mixer (M-01) dengan kompoenen air, asam nitrat, asam sulfat, toluena dan sedikit mononitrotoluena. Untuk mendukung proses perancangan pabrik maka dibutuhkan unit utilitas, antara lain air, steam, listrik, udara tekanan, bahan bakar. Kebutuhan air total yang diperlukan pada prarancangan pabrik mononitrotoluena sebesar 79.610,065 liter/jam yang diolah dari sungai serayu, dengan

kebutuhan steam sebesar 2.398,791 kg/jam, kebutuhan listrik 1.141,826 KW yang diperoleh dari PLN, digunakan beberapa generator 1.427,283 KW pada saat terjadi pemadaman listrik. Kebutuhan udara tekanan sebagai pengeporasi alat kontrol 41,120 m<sup>3</sup>/jam. Berdasarkan Perhitungan evaluasi ekonomi diperoleh modal tetap yang diperlukan sebesar Rp. 165.188.701.290,29-, serta modal kerja sebesar 167.553.627.885,65-, Percent Return of Investment (ROI) sebelum pajak 50% dan setelah pajak 40%. POT sebelum pajak 1,7 tahun dan sesudah pajak 2,0 tahun. BEP 55,25%, SDP 42,92%, dan DCFR 29,1%. Maka berdasarkan perimbangan teknis dan ekonomi maka pabrik mononitrotoluena layak dikaji lebih lanjut.

Kata kunci: Mononitrotoluena, Nitration, RATB, Toluene

## **ABSTRACT**

*Mononitrotoluene is one of the materials that is often used as a raw material for making dyes, polyurethane foam, nitrobenzoid acid, explosives. Because the use of mononitrotoluene is still imported from abroad and there is no previously established mononitrotoluene factory in Indonesia. A mononitrotoluene plant with a capacity of 17.000 tons/year is planned to be established in the Cilacap region, Central Java with a land area of 12.930 m<sup>2</sup>. The plant operates continuously for 330 effective days a year with a total workforce of 144 people. The manufacture of mononitrotoluene is carried out using a nitration process. In the nitration process, there is first mixing between nitric acid, sulfuric acid and water in the mixer (M-01). With a composition of 8%:65%:27%, from this composition, 1.083 kg/hour of nitric acid, 12.871,512 kg/hour of sulfuric acid, and 5.346,628 kg/hour of water are used. The reaction process occurs in a stirred flow reactor (R-01) with a mole ratio of toluene and nitric acid of 1.05:1 that operates exothermically at 50°C and 1 atm pressure. To maintain operating conditions, a jacket is used as a cooling medium. The results of the reactor reaction are flowed to the decanter (D-01), where the decanter separates the organic and inorganic phases. The top result of the organic phase decanter is fed to the distillation tower to purify the mononitrotoluene product with a purity of 96%, then the mononitrotoluene product is obtained as much as 2.147,294 kg/hour and accommodated in a storage tank (T-04). The bottom of the decanter which is an inorganic phase is flowed back to the mixer (M-01) with water, nitric acid, sulfuric acid, toluene and a little mononitrotoluene. To support the plant design process, utility units are needed, including water, steam, electricity, pressure air, fuel. The total water requirement required in the mononitrotoluene plant design is 79.610,065 liters/hour which is processed from the Serayu river, with steam requirements of 2.398,791 kg/hour, electricity requirements of 1.141,826 KW obtained from PLN, several generators are used 1.427,283 KW*

*in the event of a power outage. The need for pressure air as the restoration of the control device is 41,120 m<sup>3</sup>/hour. Based on the economic evaluation calculation, the required fixed capital is Rp. 165.188.701.290,29-, as well as working capital of 167.553.627.885,65-, Percent Return of Investment (ROI) before tax 50% and after tax 40 %. POT before tax 1,7 years and after tax 2,0 years. BEP 55,25%, SDP 42,92%, and DCFR 29,1%. So based on the technical and economic balance, the mononitrotoluene plant is worthy of further study.*

*Keywords: CSTR, Mononitrotoluene, Nitration, Toluene*

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Mononitrotoluena (MNT) adalah sebuah produk dari senyawa aromatik dengan prospeknya yang sangat baik dan sebagai bahan intermediet dalam pembuatan trinitrotoluena (TNT). Mononitrotoluena (MNT) menghasilkan manfaat berbagai produk sintetik menengah berupa, pewarna, asam nitrobenzoid, *polyurethane*, bahan peledak, produksi busa, bahan kimia pertanian, dan berbagai aplikasi di industri lainnya. Pada perkembangan perindustrian di Indonesia yang mengalami peningkatan industri non migas, dan juga salah satu negara yang industrinya sangat berkembang baik. Dengan pertumbuhan sektor perindustrian kimia, tekstil, dan farmasi yang menargetkan 0,40 persen di tahun 2020 (Kemenperin, 2020). Tetapi Indonesia belum mampu untuk menghasilkan produk MNT dengan bahan sintetik menengah produksi keatas dan Indonesia juga masih melakukan impor bahan kimia yang salah satunya mononitrotoluena.

Melihat adanya peluang untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri akibat tidak adanya pabrik mononitrotoluena serta peluang ekspor, maka didirikanlah pabrik mononitrotoluena. Hal yang harusnya menjadi pusat perhatian di berbagai pihak pemerintah atau badan perindustrian yang dapat segera mengembangkan industri yang tidak hanya pada bidang migas saja, akan tetapi pada industri lainnya seperti pembuatan MNT. Pengembangan industri dalam pembuatan MNT di Indonesia perlu dipertimbangan dan dukungan ketersediaan bahan baku pada pembuatan MNT yang berupa toluena, asam sulfat dan asam nitrat di Indonesia. Adanya pendirian pabrik mononitrotoluena ini dapat mengurangi populasi jumlah pengangguran yang ada di Indonesia dan menciptakan lapangan kerja baru serta 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. Prediksi kapasitas pabrik salah satunya diambil berdasarkan data statistik yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik (BPS) mengenai impor mononitrotoluena di Indonesia. Hal yang perlu dipertimbangkan dalam Penentuan kapasitas suatu pabrik, adalah sebagai berikut:

### 1. Supply

#### a. Impor

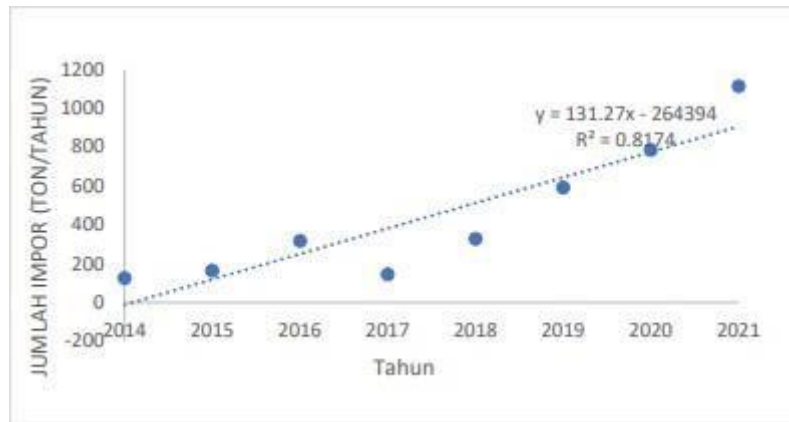
**Tabel 1. 1** Data Impor MNT Tahun 2014-2021 (sumber:bps.go.id)

TAHUN	JUMLAH IMPOR (TON/TAHUN)
2014	126,000
2015	165,000
2016	318,005
2017	145,000
2018	328,000
2019	593,120
2020	785,483
2021	1.114,011

Data dibuat berdasarkan data import mononitrotoluena yang diambil dari BPS. Penentuan kapasitas produksi berdasarkan data impor dari tahun 2014-2021 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 1. 1** Impor Mononitrotoluena di Indonesia 2014-2021

Berdasarkan grafik diatas, diperoleh persamaan  $y = 131,27x - 264394$ , dengan nilai  $R^2 = 0.8174$ . Dimana  $y$  adalah kebutuhan MNT dan  $x$  adalah tahun, jadi perkiraan kebutuhan mononitrotoluena pada tahun 2030 adalah:

$$\begin{aligned}y &= 131,27x - 264.394 \\ &= 131,27 (2030) - 264.394 \\ &= 2.084,100 \text{ ton/tahun.}\end{aligned}$$

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 2030 yang telah diketahui, maka dapat ditentukan nilai *supply* dari mononitrotoluena di Indonesia, adalah:

$$\begin{aligned}\text{Supply} &= \text{Impor} \\ &= 2.084,100 \text{ ton/tahun}\end{aligned}$$

## 2. Demand

Demand dapat di defenisikan sebagai jumlah keseluruhan dari barang dan jasa yang ingin dibeli atau diminta oleh konsumen, atau individu dalam waktu tertentu.

a. Konsumsi

Data konsumsi mononitrotoluena berdasarkan konsumsi MNT pada pabrik yang memproduksi bahan peledak dan pewarna. Data konsumsi ditunjukkan dalam table berikut.

**Tabel 1. 2** Data Konsumsi Mononitrotoluena (sumber:kemenprin.go.id)

Nama Pabrik	Kapasitas (ton/tahun)
PT. Dahana	7.500
PT. Multi Nitrotama Kimia	21.500
PT. Kartika Sinar Mulia	700
PT. Clariant Indonesia	1.800

Data konsumsi mononitrotoluena diasumsikan sampai 2030 kapasitas tetap. Berdasarkan jumlah keseluruhan konsumsi mononitrotoluena di pabrik, maka konsumsi tahun 2030 sebesar 31.500 ton/tahun.

b. Ekspor

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

Berdasarkan data konsumsi dan ekspor di Indonesia pada tahun 2030, maka dapat ditentukan nilai *demand* dari MNT di Indonesia adalah:

$$Demand = Konsumsi$$

$$= 31.500 \text{ ton/tahun}$$

Berdasarkan proyeksi *supply* dan *demand* pada tahun 2030, maka peluang mononitrotoluena dapat ditentukan kapasitas Perancangan pabrik sebagai berikut:

$$Peluang = demand - supply$$



$$= (31.500 - 2.084,100) \text{ ton/tahun}$$

$$= 29.415,900 \text{ ton/tahun}$$

### 3. Kapasitas MNT di Luar Negeri

**Tabel 1. 3** Data Produksi Mononitrotoluena di Luar Negeri

(sumber: European Union Risk)

Negara	Kapasitas (ton/tahun)
USA	26.000
Germany	17.000
India	34.400
Italy	49.200

Dengan kapasitas pabrik mononitrotoluena di Luar Negeri yang sudah berdiri, dan melihat belum adanya pabrik mononitrotoluena yang berdiri di Indonesia, maka peluang kapasitas pabrik yang di ambil yaitu 17.000 ton/tahun dengan mempertimbangkan kapasitas minimum pabrik mononitrotoluena di Luar Negeri.

### 4. Kapasitas Bahan Baku

- Bahan baku toluena yang diperoleh dari PT Pertamina (persero) yang berlokasi di Cilacap, Jawa Tengah. Dengan produksi toluene sebanyak 348.000 barrel/hari
- Asam nitrat yang diperoleh dari PT. Multi Nitrotama Kimia, Cikampek. Dengan produksi asam nitrat sebanyak 150 Ton/Hari
- Katalis yang digunakan ialah asam sulfat yang diperoleh dari PT. Indonesia Acid Industri. Dengan Produksi asam aulfat sebanyak 6.770 Ton/Hari

Pada pra rancangan pabrik mononitrotoluena ini dibutuhkan toluena sebanyak 1.595,694 kg/ jam, asam nitrat 1.035,160 kg/jam, dan asam sulfat 12.871,512 kg/jam. Maka berdasarkan kebutuhan yang diperlukan dan produksi pabrik yang ada pabrik mononitrotoluena dengan kapasitas 17.000 ton/tahun memiliki peluang untuk

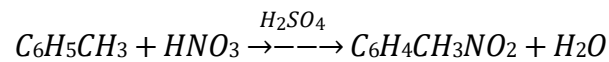
didirikan.

### 1.3 Tinjauan Pustaka

Mononitrotoluena dapat dibuat dengan beberapa proses sebagai berikut:

1. Nitration toluena dengan asam campuran proses kontinyu

Toluena masuk ke reaktor melalui puncak reaktor pada kondisi 30°C dan tekanan 1 atm. Reaksi Pembuatan MNT termasuk dalam reaksi nitration yaitu masuknya gugus ( $NO_2$ ) ke dalam molekul yang direaksikan menggantikan atom H. Reaksi nitration berlangsung pada reaktor alir tangki berpengaduk (RATB). Reaksi yang terjadi:



Pada dasarnya proses kontinyu tidak jauh berbeda dengan proses batch, perbedaannya adalah:

- a. Volume reaktor yang digunakan lebih kecil
  - b. Konsentrasi  $HNO_3$  untuk nitration lebih rendah. Pada proses *batch* konsentrasi  $HNO_3$  28-32% sedangkan pada proses kontinyu konsentrasi  $HNO_3$  1-8%.
  - c. Kecepatan reaksi lebih tinggi. Hal ini karena ukuran reaktor lebih kecil.
2. Nitration toluena dengan asam campuran proses *batch*, toluena dimasukkan ke dalam nitrator dan didinginkan sekitar 25°C. Asam nitrat (52-56 wt%  $H_2SO_4$ , 28 – 32 wt%  $HNO_3$ , dan 12 – 20 wt%  $H_2O$ ) 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 dinaikkan perlahan menjadi sekitar (25 – 40)°C. Setelah reaksi selesai, campuran reaksi dimasukkan ke dalam pemisah dimana asam bekas dikeluarkan dari dasar dan dipusatkan kembali. Produk crude 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. Nitration toluene with nitric acid continuous process. In this process, nitration is used only nitric acid so that a lot of nitric acid is required to produce mononitrotoluene in the same amount so that a larger size of equipment is required. Because of this, it is less economical in terms of equipment.

**Tabel 1. 4** Macam-macam Proses Pembuatan Mononitrotoluena

Parameter	Nitrasi Toluena dengan Asam Campuran Proses Kontinyu	Nitrasi Toluena Dengan Asam Campuran Proses <i>Batch</i>	Nitrasi 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% $H_2SO_4$ , 28 – 32 wt% $HNO_3$ , dan 12 – 20 wt% $H_2O$	Asam nitrat 100%
Segi ekonomi	Menguntungkan	Kurang Menguntungkan	Kurang Menguntungkan

Table 1.4...lanjutan			
Korosifitas	Tinggi	Tinggi	Rendah

(Kirk Othmer, 1996)

Berdasarkan table 1.4 maka jenis proses yang dipilih untuk Perancangan yaitu proses nitrasi toluena dengan Asam Campuran Proses Kontinyu, dengan pertimbangan:

1. Yield yang dihasilkan sebesar 98%
2. Ukuran alat lebih kecil, sehingga reaksi lebih cepat karena proses pengadukan lebih efisien.
3. Kecepatan reaksi lebih tinggi dibandingkan dengan proses batch dan proses yang menggunakan asam nitrat saja.
4.  $H_2SO_4$  merupakan basa kuat yang dapat digunakan sebagai media asam, sehingga  $HNO_3$  lebih mudah melepaskan ion nitrit
5.  $H_2SO_4$  merupakan *dehydrator* yang baik, sehingga kecepatan reaksi tidak dipengaruhi oleh air yang terbentuk.

## 1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

### 1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Dari tinjauan termodinamika reaksi pada pembuatan mononitrotoluena (MNT) dapat ditentukan dengan cara menetapkan konstanta keseimbangan reaksi. Dengan persamaan reaksi suhu 298°C

**Tabel 1. 5** Sifat Termodinamika Bahan Baku Produk

Komponen	$\Delta H^\circ_f 298$ ( kJ/mol)	$\Delta G^\circ_f 298$ ( kJ/mol)
$HNO_3$	-135,1	-74,7
$C_6H_5CH_3$	50	122,01
$C_6H_4CH_3NO_2$	20,8	143
$H_2O$	-241,8	-228,6

- Entalpi keseluruhan  $\Delta H_r^\circ$

$$\Delta H_r^\circ(298) = \Delta H_r^\circ \text{ produk} - \Delta H_r^\circ \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_r^\circ(298) = [\Delta H_f^\circ(C_6H_4CH_3NO_2) + \Delta H_f^\circ(H_2O)] - [\Delta H_f^\circ(HNO_3) + \Delta H_f^\circ(C_6H_5CH_3)]$$

$$\Delta H_r^\circ(298) = [(20,8) + (-241,8)] - [(-135,1) + (50)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta H_r^\circ(298) = -135,9 \text{ kJ/mol}$$

Kemudian menghitung nilai *Gibbs* ( $\Delta G_f^\circ$ ) keseluruhan pada reaksi yang sama pada suhu 298 K. Perhitungan nilai *Gibbs* keseluruhan komponen dapat ditinjau berdasarkan table 1.5 sebagai berikut :

- Energi *Gibbs* Keseluruhan :

$$\Delta G_f^\circ(298) = \Delta G_f^\circ \text{ (produk)} - \Delta G_f^\circ \text{ (reaktan)}$$

$$\Delta G_f^\circ(298) = [\Delta G_f^\circ(C_6H_4CH_3NO_2) + \Delta G_f^\circ(H_2O)] - [\Delta G_f^\circ(HNO_3) + \Delta G_f^\circ(C_6H_5CH_3)]$$

$$\Delta G_f^\circ(298) = [(143) + (-228,6)] - [(-74,7) + (122,01)] \text{ (kJ/mol)}$$

$$\Delta G_f^\circ(298) = -132,810 \text{ kJ/mol}$$

Konstanta kesetimbangan ( $K_1$ ) pada suhu 298 K dapat dihitung dengan persamaan (1.5) maka didapatkan :

$$K_1 = e^{\frac{1}{T}} \times 1.326,68$$

$$K_1 = e^{\frac{1}{298}} \times 1.326,68$$

$$K_1 = 8,314$$

Pada suhu 50 °C (323K), besarnya konstanta kesetimbangan ( $K_2$ ) dapat dihitung dengan persamaan :

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = \left[ -\frac{\Delta H}{R} \right] \left[ \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right] \dots \dots \dots (1)$$

Dengan menghitung menggunakan persamaan (1.5) maka didapatkan :

$$\ln \frac{K_{323}}{K_{298}} = \left[ -\frac{190,11}{8,314} \right] \left[ \frac{1}{323} - \frac{1}{298} \right]$$

$$\ln k_{323} = -0,0059$$

$$k_{323} = 1,00$$

$$K_2 = 1,00$$

### 1.4.2 Tinjauan Kinetika

Ditinjau dari segi kinetika, kenaikan temperature dapat mempengaruhi kecepatan suatu reaksi, hal ini di tunjukan oleh hubungan persamaan Arhenius :

$$k = A e^{-E/R} \dots \dots \dots (2)$$

Dimana :

k : konstanta kecepata reaksi

A : Factor tumbukan tingkat pencampuran zat-zat yang bereaksi

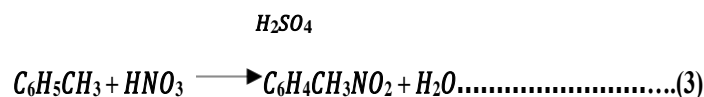
E : Energi aktivasi

R : tetapan gas umum

T : Suhu mutlak

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

Reaksi :



sehingga :

$$-r_A = C_A C_B \dots \dots \dots (4)$$

dengan harga k yang besar akan diperoleh harga r yang besar pula, sehingga reaksi berjalan dengan cepat, begitu dengan sebaliknya. Data konstanta untuk nitirasi monotoluena pada kisaran 15-50°C adalah berikut:

Konstanta kecepatan reaksi mengikuti persamaan:

$$\ln k = A - \frac{E}{R}$$

Dimana:

$$A = 27,58 \frac{\text{kmol}}{\text{jam m}^3}$$

$$E = 14.000 \frac{\text{kcal}}{\text{kmol}}$$

$$R = 1,987 \frac{\text{kcal}}{\text{kmol K}}$$

$$T = 323 \text{ K}$$

Maka:

$$\ln k = A - \frac{E}{R}$$

$$\ln k = 27,58 \frac{\text{kmol}}{\text{jam m}^3} - \frac{14.000 \frac{\text{kcal}}{\text{kmol}}}{1,987 \frac{\text{kcal}}{\text{kmol K}} (323 \text{ K})}$$

$$k = 319,381 \frac{\text{kmol}}{\text{jam m}^3} \quad (\text{Hougen, 1947 Hal 1056})$$

## 1.5 Pemilihan Reaktor

Pembuatan MNT dilakukan melalui proses nitration toluena menggunakan katalis  $H_2SO_4$

memiliki spesifikasi sebagai berikut:

Fase reaktan	= Cair
Fase katalis	= Cair
Jenis reaksi menurut fasa	= Homogen
Sifat reaksi	= Eksotermis
Suhu reaksi	= 50°C
Tekanan	= 1 atm

Dari data di atas, reaktor yang paling sesuai untuk proses ini adalah RATB (Reaktor Alir Tangki Berpengaduk), dimana reaksi terjadi pada satu fasa dan nantinya dapat ditambahkan alat pendingin seperti jaket atau coil karena sifat reaksinya eksotermis.



## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Produk

##### 2.1.1 Mononitrotoluena

###### a. Sifat Fisika

Rumus Kimia	: $C_7H_7NO_2$
Fasa	: Cair
Berat molekul	: 137,138 g/mol
Titik didih	: 289,20 °C

Titik leleh : -9,55 °C (Yaws, 1999)

Densitas pada 20°C : 1,16 g/cm<sup>3</sup>

Kelarutan dalam air 20°C : 437 mg/l

(Summary, 2008)

Specific gravity : 1.160

(Scientific, 2009)

Temperatur kritis : 734,00 K

Tekanan kritis : 38,0 bar

Kadar : 96 %

Impuritis  $H_2O$  : 0,2 %

(Donald Mackay, 2006)

###### b. Sifat Kimia

Hasil produk utama mononitrotoluena dari oksida organik elektrolitik berupa m-nitrobenzaldehyde. mononitrotoluena menggunakan penitrasian yang lambat dari pada benzene sehingga dapat di reduksi menjadi beberapa senyawa.

## 2.2 Spesifikasi Bahan Baku

### 2.2.1 Toluena

#### a. Sifat Fisik

Rumus Kimia :  $C_7H_8$

Fasa : Cair

Warna : Tidak berwarna

Berat molekul : 92,1/mol

Titik didih : 111°C

Titik leleh : -95°C

Kadar : 99%

(data pabrik PT. Pertamina Persero IV Cilacap)

Densitas pada 20°C : 0,8669 g/ml

(EPA, 1983)

Temperature kritis : 593,90 K Tekanan kritis : 43,34 bar

(yaws, 1999)

#### b. Sifat Kimia

Toluena merupakan senyawa *aromatic solvents* dan menjadi perantara sintesis reaktivitas antar benzena dan xilena. toluena berperilaku sebagai basa, tidak hanya dalam reaksi substitusi aromatik juga dalam reformasi kompleks transfer muatan ( $\pi$ ) dan dalam pembentukan kompleks dengan super asam. (Othmer 1996).

## 2.2.2 Asam Nitrat

### a. Sifat Fisis

Rumus Kimia	: $HNO_3$
Fasa	: Cair
Warna	: Tidak berwarna
Berat molekul	: 17,03 gr/mol
Titik didih	: $-33,45\text{ }^{\circ}C$
Titik leleh	: $-77,7\text{ }^{\circ}C$
Temperature kritis	: 520,00 K Tekanan kritis : 68,90 bar
Densitas pada $-77,7^{\circ}C$	: 0,731 gr/ml

(data pabrik PT. Multi Nitrotama Kimia)

Specific gravity : 1,40

(msds, 2006)

Kelarutan air  $20^{\circ}C$  : larut

Kadar : 58%

Impuritis  $H_2O$  : 42%

(data pabrik PT. Multi Nitrotama Kimia)

## 2.3 Spesifikasi Katalis

### 2.3.1 Asam Sulfat

#### a. Sifat Fisis

Rumus Kimia :  $H_2SO_4$

Fasa : Cair

Warna : Tidak berwarna

Berat molekul : 98,079 g/mol

Titik leleh : 283,46 K

(yaws, 1999)

Titik didih : 290 - 338°C

(Scientific, 2006)

Densitas pada 20°C : 1,84 g/cm<sup>3</sup>

Kelarutan air : 20°C

Viskositas pada 20°C : 24 mPa.s

(msds, 2006)

Temperature kritis : 926,00 K

Tekanan kritis : 64,00 bar

(Yaws, 1999)

Kadar : 98,0%

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

(dara pabrik PT. Indonesia Acid Industry)

## **b. Sifat Kimia**

Asam sulfat sangat reaktif dan korosif yang bersifat larut dalam air dan etil alkohol. Reaktivitas yang kuat dapat membuat bahan organik (kertas tipis, atau bahan mudah terbakar lainnya) jika dicampur bersama.

## **2.4 Pengendalian Kualitas**

Pengendalian kualitas atau pengendalian mutu pada pabrik mononitrotoluena dapat didefinisikan sebagai suatu teknik dan aktivitas/tindakan yang banyak digunakan di Industri manufaktur untuk meningkatkan kualitas produk dan produktivitas pekerja. Kualitas merupakan faktor penting dalam menentukan kepuasan konsumen, sehingga dengan kualitas yang baik dapat memenuhi kebutuhan konsumen. 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 biasanya dipasangkan pada bagian atas tangki. Fungsi alat tersebut apabila kondisi yang ditetapkan belum selesai maka akan timbul suara atau nyala lampu sebagai tanda atau isyarat.

- *Flow Rate*

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

- *Temperature Control*

*Temperature control* merupakan alat yang biasanya dipasangkan pada setiap alat proses.

Alat tersebut berfungsi apabila kondisi yang ditetapkan belum selesai maka

makan mengeluarkan bunyi suara atau lampu menyala sebagai tanda atau isyarat.

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**

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

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

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 merupakan pendekatan terhadap kualitas proses yang dilaksanakan dalam produksi.

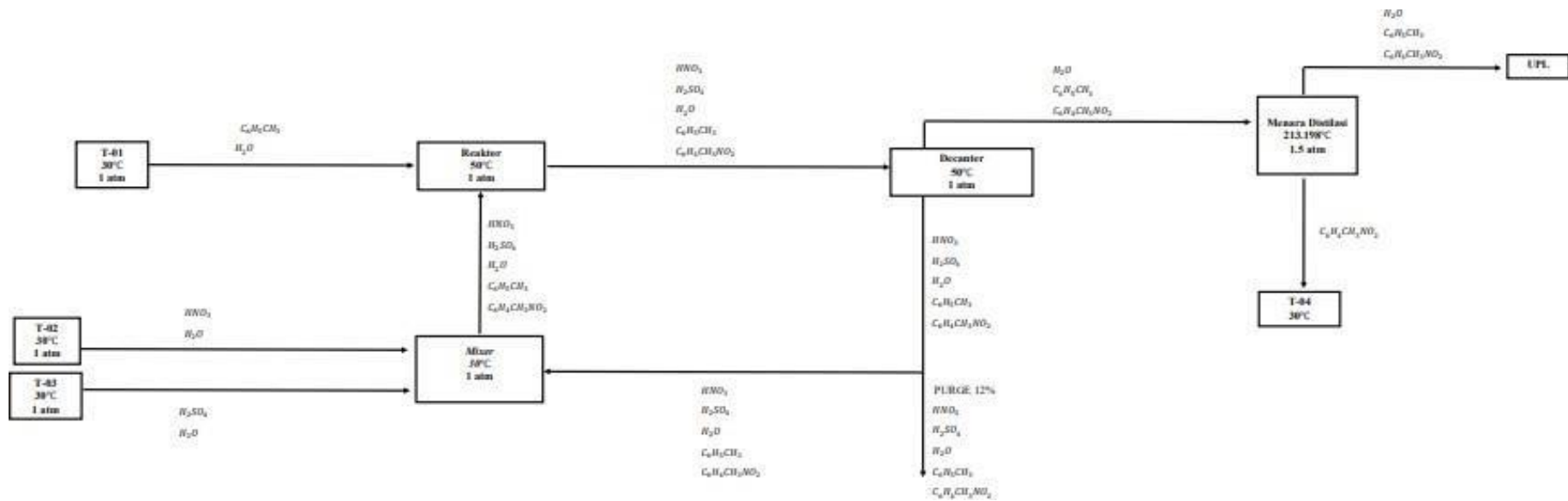
#### **2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk**

Pengendalian Kualitas produk ditentukan oleh manfaat produk, performance, daya tahan, sesuai dengan spesifikasi, estetika produk dan kesan produk (Kotler, 2009). Pengendalian kualitas produk merupakan salah satu faktor yang dapat mempengaruhi kepuasan konsumen

## BAB III PERANCANGAN PROSES

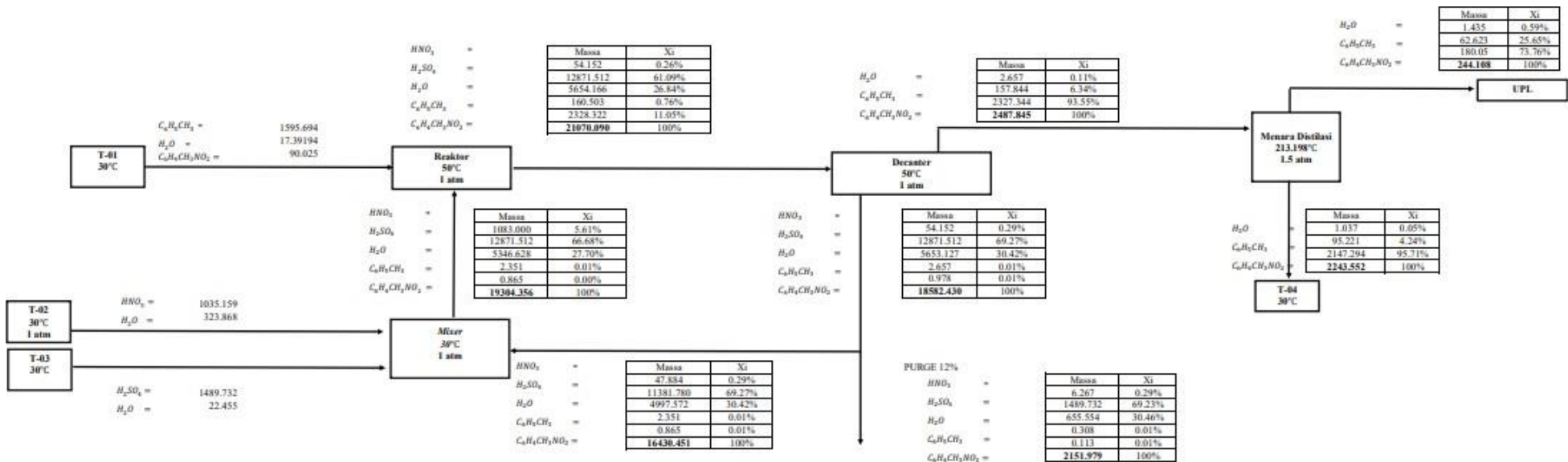
### 3.1 Diagram Alir Proses dan Material

#### 3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



1.1 Gambar 3. 1 Diagram Alir Kualitatif

### 3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif



## 3.2 Uraian Proses

### 1. Proses Persiapan Bahan Baku

Bahan baku toluena dengan suhu 30°C yang berasal dari tanki penyimpanan di alirkan menuju HE agar terjadi penaikan suhu menjadi 50°C, kemudian menuju reaktor CSTR. Pada mixer terjadi proses pencampuran antara asam-asam dari fresh feed, pencampuran terjadi pada mixer dioperasikan dengan suhu 30°C. Hasil dari mixer kemudian di alirkan melalui HE agar terjadi penaikan suhu.

### 2. Proses reaksi nitration

Bahan baku yang keluar dari mixer kemudian dialirkan menuju reaktor CSTR dengan perbandingan komposisi masuk pada asam sulfat, asam nitrat, air pada reaksi nitration 0,65 : 0,8 : 0,27 dengan fase cair. Bahan baku toluena dan asam nitrat terjadi reaksi nitration dengan rasio mol 1,05:1. Pada reaktor terjadi reaksi nitration dengan kondisi operasi suhu 50°C dan tekanan 1 atm dalam kondisi isothermal, reaksi terjadi bersifat eksotermis karena pembuangan panas dari reaktor ke lingkungan agar suhu tidak melebihi 50°C. Produk yang keluar dari reaktor berupa mononitrotoluena, dengan produk sampingnya berupa air dan asam reaktan (toluena dan asam-asam campuran)

### 3. Proses Pemurnian

Pemurnian dilakukan untuk pemisahan mononitrotoluena dari produk samping dan reaktan (toluena dan asam-asam campuran). Pada proses pemurnian dilakukan tiga tahapan, yaitu:

#### a) Pemisahan fasa organik dan fasa anorganik

Produk hasil yang keluar dari reactor dengan suhu 50°C dialirkan menuju decanter untuk pemisahan fasa organik dan anorganik yang memiliki perbedaan

kelarutan dan massa jenis yang besar. Fasa anorganik adalah fasa berat yang akan dialirkan kebawah menuju mixer. Sedangkan fasa organik adalah fasa ringan yang keluar dari atas dialirkan menuju menara distilasi.

b) Pemurnian

Fasa organik keluar dari decanter suhu 50°C di alirkan melalui HE untuk menaikkan suhu 213,198°C. Tekanan yang masuk distilasi diatur pada pressure controller dengan tekanan 1,5 atm lalu di umpankan ke menara distilasi. Hasil dibawah menara distilasi 96% mononitrotoluena lalu diturunkan suhu dan disimpan pada tangki penyimpanan.

## 3.2 Spesifikasi Alat

### 3.2.1 Tangki Penyimpanan Toluena

- Kode : T-01
- Fungsi : Menyimpan bahan baku toluena untuk proses produksi
- Kondisi
  - Suhu : 30°C
  - Tekanan : 1 atm
- Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type*
- Tipe : Tangki silinder vertikal dengan flat bottom and Conical head
- Waktu penyimpanan : 14 hari
- Jumlah : 1
- Volume : 784,68 m<sup>3</sup>
- Dimensi tangki
  - Diameter : 50,00 ft
  - Tinggi : 18,00 ft
  - Tebal shell : 0,19 in
  - Tinggi puncak : 10,50 in
- Harga : \$ 179,350

### 3.2.2 Tangki penyimpanan Asam Nitrat

- Kode : T-01
- Fungsi : Menyimpan bahan baku asam nitrat untuk proses produksi
- Kondisi
  - Suhu : 30°C
  - Tekanan : 1 atm
- Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type*
- Tipe : Tangki silinder vertikal dengan flat bottom and spherical head
- Waktu penyimpanan : 14 hari
- Jumlah : 1
- Volume : 954,29 m<sup>3</sup>
- Dimensi tangki
  - Diameter : 100,00 ft
  - Tinggi : 36,00 ft
  - Tebal shell : 0,19 in
  - Tinggi puncak : 19,90 in
- Harga : \$ 203,716

### 3.2.3 Tangki Penyimpanan Asam Sulfat

- Kode : T-03
- Fungsi : menyimpan bahan baku asam sulfat untuk proses produksi
- Kondisi
  - Suhu : 30°C
  - Tekanan : 1 atm
- Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type*
- Tipe : Tangki silinder vertikal dengan flat bottom and Conical head
- Waktu penyimpanan : 14 hari
- Jumlah : 1
- Volume : 1.413,38 m<sup>3</sup>
- Dimensi tangki
  - Diameter : 60,00 ft
  - Tinggi : 24,00 ft
  - Tebal shell : 0,19 in
  - Tinggi puncak : 12,07 in
- Harga : \$ 262,992

### 3.2.4 Tangki produk Mononitrotoluena

- Kode : T-04
- Fungsi : Menyimpan produk mononitrotoluena
- Kondisi
  - Suhu : 30°C
  - Tekanan : 1 atm
- Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type*
- Tipe : Tangki silinder vertikal dengan flat bottom and Conical head
- Waktu penyimpanan : 14 hari
- Jumlah : 1
- Volume : 794,30 m<sup>3</sup>
- Dimensi tangki
  - Diameter : 50,00 ft
  - Tinggi : 18,00 ft
  - Tebal shell : 0,19 in
  - Tebal puncak : 10,50 in
- Harga : \$ 180,756

### 3.2.5 Mixer

- Kode : M-01
- Fungsi : Untuk Mencampurkan Asam Nitrat dan Asam Sulfat
- Kondisi
  - Suhu : 30°C
  - Tekanan : 1 atm
- Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304*
- Tipe : tangki pencampur berpengaduk
- Waktu penyimpanan : 10 menit
- Jumlah : 1 alat
- Volume : 2,2200 m<sup>3</sup>
- Dimensi mixer
  - Diameter : 1,3810 m
  - Tinggi : 2,0715 m
  - Tebal shell : 0,1875 in
  - Tebal head : 0,1875 in
  - Jumlah pengaduk : 2 buah
  - Power motor : 200 hp
- Harga : \$ 33,152

### 3.2.6 Reaktor

- Kode : R-01
- Fungsi : Mereaksikan asam campuran dengan toluena  
untuk menghasilkan mononitrotoluena dan air
- Kondisi
  - Suhu : 50°C
  - Tekanan : 1 atm
- Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304*
- Tipe : Reaktor Air Alir Berpengaduk (RATB)
- Waktu penyimpanan : 0,48 menit
- Jumlah : 1 alat
- Volume : 6,553 m<sup>3</sup>
- Dimensi tangki
  - Diameter : 2,208 m
  - Tinggi : 3,828 m
  - Tebal shell : 0,375 in
  - Tebal head : 0,180 in
  - Jenis head : *Torispherical and Dished head*
  - Spesifikasi jaket pendingin R-01



- Diameter dalam : 88 in
- Diameter luar : 88,75 in
- Tebal jaket : 0,375 in
- Luas : 42,0237 m<sup>2</sup>
- Jumlah baffle : 4 buah
- Jumlah blade : 6 buah
- Lebar baffle : 0,11 m
- Jenis pengaduk : *Turbine dengan 6 flat blade*
- Jumlah pengaduk : 1
- Tinggi pengaduk : 2,64 m
- Diameter pengaduk : 0,68 m
- Lebar pengaduk : 0,17 m
- Kecepatan pengaduk : 68,00 rpm
- Power pengaduk : 200,00 hp
- Harga : \$ 259,360

### 3.2.7 Decanter

- Kode : D-01
- Fungsi : Memisahkan bahan dan produk menuju MD-01 dan Recycle
- Kondisi

- Suhu : 50 °C
- Tekanan : 1 atm
- Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type*
- Tipe : Horizontal silinder
- Jumlah : 1 alat
- Dimensi decanter
  - Diameter : 1,1322 m
  - Tinggi : 2,6761 m
  - Tebal shell : 0,1252 in
  - Tebal head : 0,1398 in
  - Waktu tinggal : 10 menit
- Harga : \$ 128,391

### **3.2.8 Menara Distilasi**

- Kode : MD-01
- Fungsi : Memisahkan mononitrotoluena sebagai keluaran bottom dan toluena serta air sebagai keluaran atas
- Kondisi
  - Puncak menara
    - Suhu : 150,2654 °C
    - Tekanan: 1,5 atm

- Umpan
  - Suhu : 213,198 °C
  - Tekanan: 1,5 atm
- Dasar Menara
  - Suhu : 198,599 °C
  - tekanan : 1,5 atm
- Bahan : *Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304*
- Tipe : *Plate tower (sieve tray)*
- Dimensi Tangki
  - Diameter : 0,2718 m
  - Tinggi : 3,2045 m
  - Tebal shell : 0,1875 in
  - Tebal head : 0,1875 in
  - Jumlah plate : 3
- Harga : \$ 87,391

### 3.2.9 Condensor

- Kode : CD-01
- Fungsi : Menurunkan temperatur suhu keluaran dari MD  
atas 213.198C menjadi 150.265C
- Kondisi
  - Fluida dingin
    - Tin : 30°C
    - Tout : 45°C
  - Fluida panas
    - Tin : 270°C
    - Tout : 270°C
- Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*
- Jumlah hairpin : 3 buah
- Spesifikasi hot fluid
  - IPS : 0,1016 m
  - *Flow area* : 0,002 m<sup>2</sup>
  - OD : 0,1143 m
  - ID : 0,102 m

- *Surface area* : 4,026 (ft<sup>2</sup>/ft)
- Spesifikasi could fluid
  - IPS : 0,0762 m
  - *Flow area* : 0,0051 m<sup>2</sup>
  - OD : 0,0889 m
  - ID : 0,0779 m
  - *Surface area* : 3,0680 (ft<sup>2</sup>/ft)
- Luas transfer panas : 24 ft<sup>2</sup>
- Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 101 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 12 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Factor kotor total (Rd) : 0,0718 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Harga : \$ 2,226

### 3.2.10 Reboiler

- Kode : RB-01
- Fungsi : Menguapkan cairan yang keluar dari MD sebagai hasil bawah
- Kondisi
  - Fluida dingin
    - Tin : 246,514 °C
    - Tout : 198,598 °C

- Fluida panas
  - 
  - Tin : 270 °C
  - Tout : 270 °C
- Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*
- Jumlah hairpin : 1 buah
- Spesifikasi hot fluid
  - IPS : 0,1016 m
  - *Flow area* : 0,002 m<sup>2</sup>
  - OD : 0,1143 m
  - ID : 0,102 m
  - *Surface area* : 4,026 ft<sup>2</sup>/ft
- Spesifikasi could fluid
  - IPS : 0,0762 m
  - *Flow area* : 0,0051 m<sup>2</sup>
  - OD : 0,0889 m
  - ID : 0,0779 m
  - *Surface area* : 3,0680 ft<sup>2</sup>/ft
- Luas transfer panas : 25 ft<sup>2</sup>
- Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 106 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

- Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 38 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Factor kotor total (Rd) : 0,0171 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Harga : \$ 2,460

### 3.2.11 Heater

- **Heater-01**
  - Kode : HE-01
  - Fungsi : Menaikkan temperatur keluaran T-01 30 C menjadi 50 C
  - Kondisi
    - - Fluida dingin
        - Tin : 30°C
        - Tout : 50°C
      - Fluida panas
        - Tin : 270°C
        - Tout : 270°C
    - Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*
    - Jumlah hairpin : 1 buah
    - Spesifikasi hot fluid
      - IPS : 0,1016 m
      - *Flow area* : 0,0020 m<sup>2</sup>
      - OD : 0,1143 m

- ID : 0,1022 m
- *Surface area* : 4,0260 (ft<sup>2</sup>/ft)
- Spesifikasi could fluid
  - IPS : 0,0762 m
  - *Flow area* : 0,0051 m<sup>2</sup>
  - OD : 0,0889 m
  - ID : 0,0779 m
  - *Surface area* : 3,0680 (ft<sup>2</sup>/ft)
- Luas transfer panas (A) : 6,113 ft<sup>2</sup>
- Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 30,4291 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 22,4152 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Factor kotor total (Rd) : 0,0117 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Harga : \$ 1,523

- **Heater-02**

- Kode : HE-02
- Fungsi : Menaikkan temperatur suhu keluaran M-01 30°C menjadi 55°C

- Kondisi

- Fluida dingin
  - Tin : 30°C



- Tout : 50°C
  - Fluida panas
    - Tin : 100°C
    - Tout : 270°C
- Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*
- Jumlah hairpin : 3 buah
- Spesifikasi hot fluid
  - IPS : 0,1016 m
  - *Flow area* : 0,0020 m<sup>2</sup>
  - OD : 0,1143 m
  - ID : 0,1022 m
  - *Surface area* : 4,0260 (ft<sup>2</sup>/ft)
- Spesifikasi could fluid
  - IPS : 0,762 m
  - *Flow area* : 0,0051 m<sup>2</sup>
  - OD : 0,0889 m
  - ID : 0,0779 m
  - *Surface area* : 3,0686 (ft<sup>2</sup>/ft)
- Luas transfer panas : 16,362 ft<sup>2</sup>
- Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 212,13 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

- Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 148,94 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Factor kotor total (Rd) : 0,0020 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Harga : \$ 2,109

- **Heater-03**

- Kode : HE-03
- Fungsi : Menaikkan temperatur suhu keluaran D-01 50°C menjadi 193°C

- Kondisi

- Fluida dingin

- Tin : 50°C
    - Tout : 213,198°C

- Fluida panas

- Tin : 270°C
    - Tout : 270°C

- Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*
- Jumlah hairpin : 26 buah
- Spesifikasi hot fluid
  - IPS : 0,1016 m
  - *Flow area* : 0,0020 m<sup>2</sup>
  - OD : 0,1143 m

- ID : 0,1022 m
- *Surface area* : 4,0260 (ft<sup>2</sup>/ft)
- Spesifikasi could fluid
  - IPS : 0,0762 m
  - *Flow area* : 0,0051 m<sup>2</sup>
  - OD : 0,0889 m
  - ID : 0,0779 m
  - *Surface area* : 3,0680 (ft<sup>2</sup>/ft)
- Luas transfer panas : 161,549 ft<sup>2</sup>
- Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 164,2856 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 123,6559 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Factor kotor total (Rd) : 0,0020 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Harga : \$ 4,920

### 3.2.12 Cooler

- **Cooler-01**

- Kode : CL-01
- Fungsi : Menurunkan temperatur keluaran D-01 50°C menjadi 30°C
- Kondisi
  - Fluida dingin

- Tin : 100°C
  - Tout : 270°C
- Fluida panas
  - Tin : 20 °C
  - Tout : 30 °C
- Tipe : *Double Pipe Exchanger*
- Jumlah hairpin : 1 buah
- Spesifikasi hot fluid
  - IPS : 0,1016 m
  - *Flow area* : 0,0020 m<sup>2</sup>
  - OD : 0,1143 m
  - ID : 0,1022 m
  - *Surface area* : 4,0260 (ft<sup>2</sup>/ft)
- Spesifikasi could fluid
  - IPS : 0,07262 m
  - *Flow area* : 0,0051 m<sup>2</sup>
  - OD : 0,0889 m
  - ID : 0,0779 m
  - *Surface area* : 3,0680 (ft<sup>2</sup>/ft)
- Luas transfer panas : 7,497 ft<sup>2</sup>

- Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 2679,1956 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 421,3638 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Factor kotor total (Rd) : 0,0020 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Harga : \$ 1,640

- **Cooler-02**

- Kode : CL-02
- Fungsi : Menurunkan temperatur keluaran Reboiler  
198.598°C menjadi 100°C
- Kondisi
  - Fluida dingin
    - Tin : 270°C
    - Tout : 270°C
  - Fluida panas
    - Tin : 25°C
    - Tout : 40°C
- Tipe : *Double Pipe Exchanger*
- Jumlah hairpin : 2 buah
- Spesifikasi hot fluid
  - IPS : 0,1016 m
  - *Flow area* : 0,0020 m<sup>2</sup>

- OD : 0,1143 m
- ID : 0,1022 m
- *Surface area* : 4,0260 (ft<sup>2</sup>/ft)
- Spesifikasi could fluid
  - IPS : 0,0762 m
  - *Flow area* : 0,0020 m<sup>2</sup>
  - OD : 0,0889 m
  - ID : 0,0779 m
  - Surface area : 3,0680 (ft<sup>2</sup>/ft)
- Luas transfer panas : 11,454 ft<sup>2</sup>
- Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 179,4684 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 66,0326 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Factor kotor total (Rd) : 0,0096 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Harga : \$ 1,757

- **Cooler-03**

- Kode : CL-03
- Fungsi : Menurunkan temperatur keluaran Reboiler  
100°C menjadi 30°C
- Kondisi

- Fluida dingin
  - Tin : 270°C
  - Tout : 270°C
- Fluida panas
  - Tin : 25°C
  - Tout : 40°C
- Tipe : *Double Pipe Exchanger*
- Jumlah hairpin : 1 buah
- Spesifikasi hot fluid
  - IPS : 0,1016 m
  - *Flow area* : 0,0020 m<sup>2</sup>
  - OD : 0,1143 m
  - ID : 0,1022 m
  - *Surface area* : 4,0260 (ft<sup>2</sup>/ft)
- Spesifikasi could fluid
  - IPS : 0,0762 m
  - *Flow area* : 0,0020 m<sup>2</sup>
  - OD : 0,0889 m
  - ID : 0,0779 m
  - *Surface area* : 3,0680 (ft<sup>2</sup>/ft)

- Luas transfer panas : 6,406 ft<sup>2</sup>
- Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 223,8965 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 77,3232 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Factor kotor total (Rd) : 0,0085 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Harga : \$ 1,757

- **Cooler-04**

- Kode : CL-04
- Fungsi : Menurunkan temperatur keluaran

Kondensor 150,3°C menjadi 30°C

- Kondisi
  - Fluida dingin
    - Tin : 270 °C
    - Tout : 270°C
  - Fluida panas
    - Tin : 25°C
    - Tout : 40°C
- Tipe : *Double Pipe Exchanger*
- Jumlah hairpin : 2 buah
- Spesifikasi hot fluid
  - IPS : 0,1016 m



- *Flow area* : 0,0020 m<sup>2</sup>
- OD : 0,1143 m
- ID : 0,1022 m
- *Surface area* : 4,0260 (ft<sup>2</sup>/ft)
- Spesifikasi could fluid
  - IPS : 0,0762 m
  - *Flow area* : 0,0020 m<sup>2</sup>
  - OD : 0,0889 m
  - ID : 0,0779 m
  - Surface area : 3,0680 (ft<sup>2</sup>/ft)
- Luas transfer panas : 10,828 ft<sup>2</sup>
- Koefisien transfer panas bersih (Uc) : 223,8956 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Koefisien transfer panas kotor (Ud) : 77,3232 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Factor kotor total (Rd) : 0,0085 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F
- Harga : \$ 1,757

### 3.2.13 Pompa

- Bahan : *Commercial Steel*
- Tipe : *Sentrifugal Pump*

**Tabel 3. 1** Daftar Pompa

Kode	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05	P-06	P-07	P-08	P-09	P-10	P-11
Fungsi	Memompa bahan baku Toluena dari tangki ke Reaktor	Memompa bahan baku Asam nitrat dari tangki ke mixer	Memompa bahan baku Asam sulfat dari tangki ke mixer	Memompa keluaran Mixer ke Reaktor	Memompa keluaran Reaktor ke Decanter	Memompa keluaran Decanter ke MD	Memompa keluaran Decanter ke Cooler	Memompa keluaran Decanter ke Cooler	Memompa keluaran Decanter ke Mixer	Memompa keluaran MD ke Tangki Produk	Memompa keluaran MD ke Tangki Produk
Jumlah	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
Kapasitas (m <sup>3</sup> /jam)	2,3359	1,1842	1,2964	0,0008	16,6673	8,6337	13,9936	1,5947	12,1836	0,2038	2,8033
Tenaga pompa (Hp)	0,043	0,033	0,056	63,170	0,451	0,016	0,348	0,055	0,286	0,028	0,404
Tenaga motor (Hp)	0,08	0,05	0,08	125,00	0,50	0,05	7,50	0,08	0,08	0,05	0,08
Ukuran pipa (in)	1,38	1,049	1,049	4,026	4,026	2,067	3,068	1,38	4,026	0,622	1,61
Harga (\$)	7146	6092	6092	14409	14409	9254	12066	7146	14409	4452	7849

### 3.3 Neraca Massa Proses

#### 3.3.1 Neraca Massa Reaktor

Tabel 3. 2 Neraca massa reaktor

Struktur	BM	Input		Output	
		Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam
$C_6H_5CH_3$	92	1.660,668	18,051	160,503	1,745
$HNO_3$	63	1.083	17,190	54,152	0,860
$H_2SO_4$	98	12.871,512	131,342	12.871,512	131,342
$H_2O$	18	5.364,020	298,001	5.654,166	314,120
$C_6H_4CH_3NO_2$	137	90,890	0,663	2.328,322	16,995
<b>Total</b>		<b>21.070,090</b>	<b>465,248</b>	<b>21.070,090</b>	<b>465,248</b>

#### 3.3.2 Neraca Massa Decanter

Tabel 3. 3 Neraca massa decanter

Struktur	BM	Input		Output	
		Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam
$C_6H_5CH_3$	92	160,503	1,745	160,503	1,745
$HNO_3$	63	54,152	0,860	54,152	0,860
$H_2SO_4$	98	12.871,512	131,342	12.871,512	131,342
$H_2O$	18	5.654,166	314,120	5.654,166	314,120
$C_6H_4CH_3NO_2$	137	2.328,322	16,995	2.328,322	16,995
<b>Total</b>		<b>21.070,090</b>	<b>465,248</b>	<b>21.070,090</b>	<b>465,248</b>

### 3.3.3 Neraca Massa Menara Distilasi

Tabel 3. 4 Neraca massa menara distilasi

Struktur	BM	Input		Otput	
		Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam
$C_6H_5CH_3$	92	157,844	1,716	157,844	1,716
$C_6H_4CH_3NO_2$	137	2.327,344	16,988	2.327,344	16,988
$H_2O$	18	2,472	0,137	2,472	0,137
<b>Total</b>		<b>2.487,660</b>	<b>18,841</b>	<b>2.487,660</b>	<b>18,841</b>

### 3.3.4 Neraca Massa Mixer

Tabel 3. 5 Neraca massa mixer

Struktur	BM	Input		Otput	
		Kg/jam	Kmol/jam	Kg/jam	Kmol/jam
$C_6H_5CH_3$	92	2,351	0,026	2,351	0,026
$HNO_3$	63	1.083	17,190	1.083	17,190
$H_2SO_4$	98	12.871,512	131,342	12.871,512	131,342
$H_2O$	18	5.346,628	297,035	5.346,628	297,035
$C_6H_4CH_3NO_2$	137	0.865	0,006	0.865	0,006
<b>Total</b>		<b>19.304,356</b>	<b>445,599</b>	<b>19.304,356</b>	<b>445,599</b>

## 3.4 Neraca Panas

### 3.4.1 Neraca Panas Mixer

Tabel 3. 6 Neraca panas mixer

Komponen	BM	$\Delta H_{in}$ (Kj/jam)	$\Delta H_{out}$ (Kj/jam)
$C_6H_5CH_3$	92	20,110	20,110
$C_6H_4CH_3NO_2$	137	5,851	5,851
$HNO_3$	63	9.523,330	9.523,330
$H_2SO_4$	98	92.142,270	92.142,270
$H_2O$	18	112.799,831	112.799,831
<b>Jumlah</b>		<b>214.491,393</b>	<b>214.491,393</b>

### 3.4.2 Neraca Panas Reaktor

Tabel 3. 7 Neraca panas reaktor

Komponen	BM	$\Delta H_{in}$ (Kj/jam)	$\Delta H_{out}$ (Kj/jam)
$C_6H_5CH_3$	92	72.053,546	6.954,139
$C_6H_4CH_3NO_2$	137	15,686	40.607,544
$HNO_3$	63	47.911,205	2.395,560
$H_2SO_4$	98	465.448,066	465.448,066
$H_2O$	18	564.430,081	595.367,577
Qreaksi	-	2.219.467,379	0,000
Qpendingin	-	0,000	2.258.553,076
<b>Jumlah</b>		<b>3.369.325,963</b>	<b>3.369.325,963</b>

### 3.4.3 Neraca Panas Decanter

Tabel 3. 8 Neraca panas decanter

Komponen	BM	$\Delta H_{in}$ (Kj/jam)	$\Delta H_{out}$ (Kj/jam)	
			Atas	Bawah
$C_6H_5CH_3$	92	6.955,196	6.839,977	115,219
$C_6H_4CH_3NO_2$	137	7.6546,173	76.512,722	33,451
$HNO_3$	63	2.395,801	0,000	2.395,801
$H_2SO_4$	98	465.518,072	0,000	465.518,072
$H_2O$	18	591.812,700	258,622	591.554,078
<b>Jumlah</b>		<b>1.143.227,942</b>	<b>83.611,321</b>	<b>1.059.616,621</b>

### 3.4.4 Neraca Panas Menara Distilasi

Tabel 3. 9 Neraca panas menara distilasi

Komponen	BM	$\Delta H_{in}$ (Kj/jam)	Condensor (Kj/jam)	Reboiler (Kj/jam)	$\Delta H_{out}$ (Kj/jam)
$C_6H_5CH_3$	92	57.660,841	120.640,919	69.444,753	55.755,965
$C_6H_4CH_3NO_2$	137	623.452,049			574.174,172
$HNO_3$	63	0,000			0,000
$H_2SO_4$	98	0,000			0,000
$H_2O$	18	2.014,242			2.000,830
<b>Jumlah</b>		<b>683.127,132</b>	<b>120.640,919</b>	<b>69.444,753</b>	<b>631.930,967</b>

## BAB IV

### PERANCANGAN PABRIK

#### 4.1 Lokasi Pabrik



**Gambar 4. 1** Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik sangat penting untuk menentukan keberlangsungan dalam pendirian suatu pabrik maupun dalam persaingan selanjutnya. Dalam pemilihan lokasi pabrik yang tepat serta ekonomis yang dipengaruhi banyak factor, maka dari itu perlu mendapatkan perhatian dalam penempatan lokasi suatu pabrik. Hal tersebut menyangkut factor produksi dan distribusi dari produk yang dihasilkan. Berdasarkan pertimbangan diatas pabrik mononitrotoluena direncanakan akan didirikan di daerah Cilacap, Jawa Tengah. Pemilihan lokasi ini berdasarkan beberapa factor dan pertimbangan, antara lain.

##### 4.1.1 Faktor Prime penentuan Lokasi Pabrik

1. Kemudahan Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku utama untuk memproduksi mononitrotoluena adalah toluena dan asam nitrat serta katalis yang digunakan adalah asam sulfat yang didapatkan dari PT. Indonesia Acid Industri. Bahan dapat diperoleh dari beberapa industri kimia di Indonesia. Toluena dapat diperoleh dari PT. Pertamina (Persero) IV yang berlokasi di Cilacap, Jawa Tengah. Asam Nitrat dapat diperoleh dari PT. Multi Nitrotama Kima, Cikampek.

## 2. Pemasaran

Mononitrotoluena merupakan bahan yang tidak dapat dikonsumsi langsung oleh Masyarakat karena bahan tersebut untuk industri kimia. Maka dari itu diusahakan lokasi pabrik tersebut berlokasi dekat dengan kawasan perindustrian yang membutuhkan bahan mononitrotoluena. Cilacap merupakan kawasan industri sehingga pemasarannya cukup baik. Pasar konsumen mononitrotoluena adalah pabrik peledak, pewarna sintesis, oleh karena itu jangkauan pemasaran dapat didistribusikan secara meluas di seluruh Indonesia dan luar negeri.

## 3. Utilitas

Pabrik Mononitrotoluena memerlukan air yang cukup banyak untuk kebutuhan proses, utilitas, rumah tangga, dan pemadam kebakaran. Untuk memenuhi kebutuhan ini pengadaan air diambil langsung dari saluran induk Sungai Serayu yang dekat dengan daerah Cilacap. Sarana lainnya seperti Listrik akan disuplai oleh generator cadangan yang hanya di gunakan jika terjadi pemadaman listrik oleh PLN.

## 4. Transportasi

Pengangkutan bahan baku dan produk mudah dikarenakan lokasi pabrik dekat dengan Pelabuhan Merak serta transportasi darat yang mempunyai infrastruktur



cukup baik. Keadaan tersebut dapat mempermudah pemasaran produk.

#### 5. Tenaga kerja

Sebagian tenaga kerja dibutuhkan ialah tenaga kerja yang berpendidikan yang menjuru. Penyediaan tenaga kerja diperoleh dari daerah Banten dan sekitarnya.

Maka dari itu perekrutan tenaga kerja tidak akan mengalami kendala.

#### 4.1.2 Faktor Sekunder penentuan Lokasi Pabrik

##### 1. Area Perluasan Pabrik

Cilacap merupakan daerah yang sebagiannya masih jarang akan penduduk, maka dari itu lahan yang didapatkan cukup luas dengan adanya infrastruktur yang cukup amat memadai dan memungkinkan adanya perluasan area pabrik tanpa mengganggu pemukiman penduduknya.

##### 2. Perijinan

Cilacap merupakan wilayah kawasan industri sehingga dapat memudahkan dalam permasalahan perijinan pendirian pabrik.

##### 3. Iklim

Keadaan iklim/cuaca di daerah Cilacap umumnya baik, jarang terjadi bencana alam sehingga aman untuk adanya pembangunan pabrik.

##### 4. Lingkungan Masyarakat Sekitar

Masyarakat yang tinggal di Cilacap sudah terbiasa dengan lingkungan industry, karena cilacap sendiri merupakan kawasan industri, sehingga pabrik dapat lebih mudah diterima dan masyarakat dapat beradaptasi.

#### 4.2 Layout Pabrik

Tata letak pabrik (*Plant Layout*) merupakan rancangan letak unit atau departemen suatu pabrik yang berperan penting sebagai tempat keseluruhan bagian dalam pabrik. Yang terdiri dari perkantoran, Gudang, produksi, taman, dan parkir.

Proses perancangan *Plant Layout* harus dengan teliti dan baik sehingga area pabrik dapat digunakan dengan efisiensi serta produksinya dapat berjalan dengan optimal. Oleh karena itu keamanan, keselamatan, dan kenyamanan karyawan dalam bekerja harus di pertimbangkan. Dalam penataan pabrik harus mempertimbangkan beberapa factor, antara lain :

- a. Urutan proses produksi
- b. Perluasan lahan yang terbatas sehingga belum dapat di kembangkan
- c. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, tenaga listrik, dan keselamatan kerja.
- d. Pembuangan terhadap limbah dengan batas maksimal beserta kandungan berbahaya terhadap limbah agar aman di sekitaran pabrik dan lingkungan.
- e. Konstruksinya yang memenuhi syarat agar dapat menekan biaya Pembangunan Gedung.
- f. Instalasi dan utilitas dapat dipasang dan distribsi dengan baik agar dapat membantu proses produksi serta perawatan.

Berdasarkan pertimbangan factor diambil secara garis besar menjadi beberapa daerah utama yaitu :

1. Daerah administrasi atau perkantoran

Daerah administrasi atau perkantoran merupakan induk kegiatan Perusahaan dalam mengatur kelancaran operasi serta administrasi tanpa mengganggu keamanan dan kegiatan pabrik serta harus terletak jauh dari area proses yang berbahaya.

2. Daerah fasilitas umum

Daerah fasilitas umum merupakan daerah yang menjadi penunjang dalam segala aktifitas yang berlangsung pda pabrik dalam pemenuhan kepentingan kerja, seperti tempat ibadah, parkir, kantin, dan pos keamanan.

### 3. Daerah proses

Daerah proses merupakan tempat dimana pusat produksi alat -alat proses dan tangka penyimpanan ditepatkan yang terletak pada bagian Tengah pabrik yang lokasinya tidak mengganggu. Letak aliran proses direncanakan emaksimal mungkin sehingga mempermudah pemindahan bahan baku dari tangki penyimpanan dan mempermudah dalam pengawasan dan pemeliharaan pada alat – alat proses. Daerah proses diletakan minimal 15 meter dari unit lainnya.

### 4. Daerah laboratorium dan ruang *control*

Daerah laboratorium dan ruang *control* dimana sebagai pusat pengendali proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan di proses serta produk yang akan di jual. Pada daerah laboratorium pusat *control* kualitas bahan baku, produk, dan limbah prosese, sedangkan pada ruang *control* pusat *control* proses yang diinginkan. Laboratorium dan ruang kontrol ini diletakan dekat dengan daerah proses sehingga jika terjadi sesuatu pada derah proses dapat cepat teratasi.

### 5. Daerah pemeliharaan

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

### 6. Daerah utilitas

Daerah utilitas merupakan daerah penyediaan keperluan yang menunjang berjalannya proses produksi berupa penyediaan air, steam, dan listrik. Daerah utilitas didekatkan dengan daerah proses agar sistem pemipaan lebih ekonomis. Tetapi menyingkat bahaya yang dapat ditimbulkan makan 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

Lokasi	Ukuran (m)		Luas (m <sup>2</sup> )
	Panjang	Lebar	
Kantor utama	60	30	1800
Pos keamanan/satpam	5	5	25
Mess	15	35	525
Parkir tamu	10	20	200
Parkir truk	20	15	300
Ruang timbang truk	20	15	300
Kantor teknik dan produksi	15	20	300
Klinik	10	10	100
Masjid	15	15	225
Kantin	15	10	150
Bengkel	10	25	250
Unit pemadam kebakaran	15	15	225
Gudang alat	25	10	250
Laboratorium	10	15	150
Utilitas	25	10	250
Area proses	35	65	2275
Control room	28	10	280
Control utilitas	10	10	100
Jalan dan taman	60	40	2400
Perluasan pabrik	120	20	2400
Parkir karyawan	25	5	125
Unit pengolahan limbah	20	15	300
Luas bangunan			8.005
<b>Total</b>	<b>568</b>	<b>415</b>	<b>12.930</b>

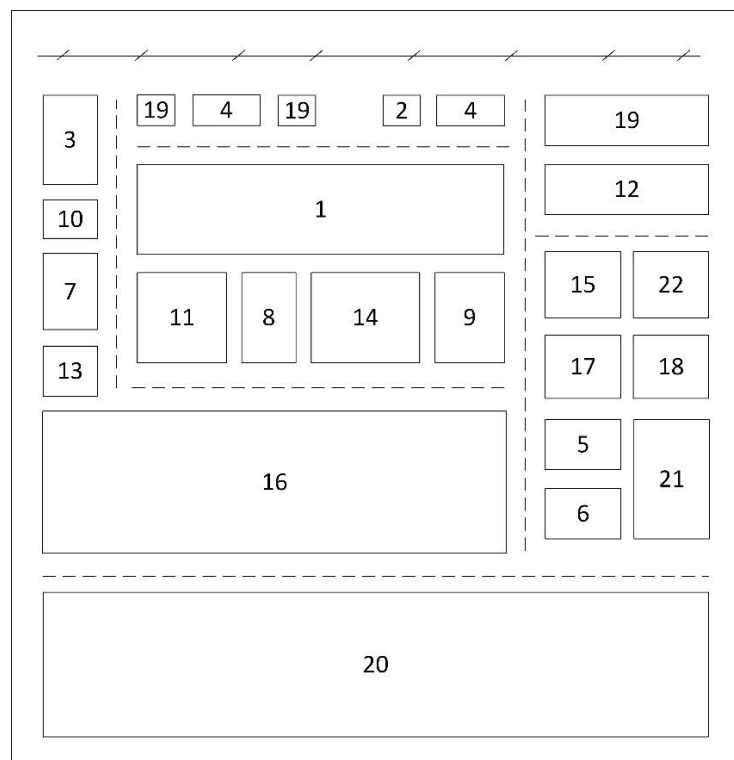
### 4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses

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

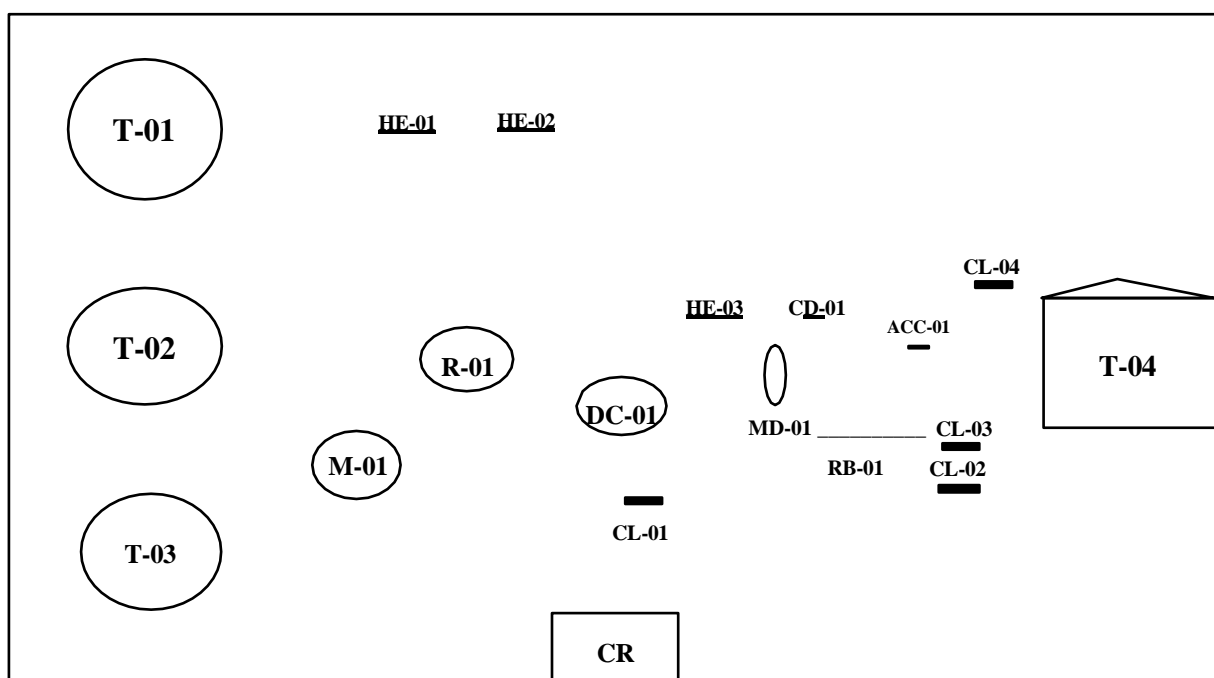


**Gambar 4. 2** Tata Letak Pabrik Skala 1:1000

Keterangan :

1. Kantor utama
2. Pos keamanan/satpam
3. Mess
4. Parker tamu
5. Parkir truk
6. Ruang timbang truk

7. Kantor Teknik dan produksi
8. Klinik
9. Masjid
10. Kantin
11. Bengkel
12. Unit pemadam kebakaran
13. Gudang alat
14. Laboratorium
15. Utilitas
16. Area proses
17. Control room
18. Control utilitas
19. Jalan dan taman
20. Perluasan pabrik
21. Parker karyawan
22. Unit pengolahan limbah



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

#### **4.4 Pelayanan Teknik**

Utilitas merupakan unit pendukung yang sangat diperlukan dalam sebuah pengoprasian selama berjalannya proses produksi. Unit pendukung proses tersebut mencakup penyediaan air (air proses, air pendingin, air sanitasi, air umpan boiler serta air untuk penggunaan umum), udara bertekanan, listrik, steam, limbah dan pengadaan bahan bakar. Pada unit pendukung proses dibutuhkan di pabrik mononitrotoluena sebagai berikut :

1. Unit penyediaan dan pengolahan air

Pada unit ini berfungsi untuk menyediakan serta mengelolah air guna untuk memenuhi kebutuhan selama berjalannya proses produksi. Kebutuhan air diantara lain :

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

2. Unit penyediaan steam

Unit ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan proses pemanasan pada reactor, Menara distilasi, dan *heat exchanger*.

3. Unit penyediaan bahan bakar

Unit ini berfungsi sebagai penyediaan 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 telah 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.

## **BAB V**

### **UTILITAS**

#### **5.1 Unit Penyediaan Air**

Unit penyediaan air merupakan unit utilitas yang memiliki fungsi dalam penyediaan 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 dengan lokasi pabrik sebagai sumber air yakni 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. Sedangkan air laut lebih rumit dan biaya pengolahan biasanya lebih tinggi.
2. Air Sungai merupakan sumber kontinyu yang tinggi, maka kekurangan air dapat dihindari.

Kebutuhan air dalam pabrik mononitrotoluena meliputi :

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
2. Unit Pembangkit *Steam*
3. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)
4. Unit Penyediaan Udara Tekan
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar
6. Unit Pengolahan Limbah

#### **5.2 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air**

Kebutuhan air diperoleh dari sungai yang terdekat dari lokasi pabrik, yaitu sungai Serayu. Air sungai ini diolah terlebih dahulu sebelum digunakan sesuai keperluannya sehingga

memenuhi persyaratan. Kebutuhan air dalam pabrik mononitrotoluena ini meliputi:

**Tabel 5. 1** Kebutuhan Air

No.	Keperluan	Jumlah (kg/jam)
1	<i>Domestik Water</i>	18685,06576
2	<i>Service Water</i>	250,000
3	<i>Cooling Water</i>	58276,3354
4	<i>Steam Water</i>	2398,791346
<b>Total</b>		<b>79610,19251</b>

Adapun tahapan – tahapan pengolahan air sebagai berikut :

1. Penyaringan awal/screen

Sebelum dilakukannya pemrosesan dalam pengolahan, air dari sungai harus melewati pembersihan awal dengan dialirkan pada penyaringan awal guna untuk menahan kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti kayu, ranting, lumpur, daun dan sampah rumah tangga lainnya.

2. Pengendapan

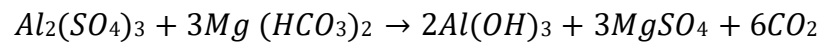
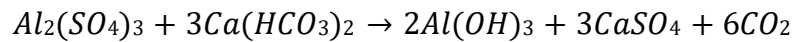
Setelah air Sungai melewati penyaringan awal, selanjutnya diendapkan pada bak pengendap. proses ini akan terjadi pemisahan gumpalan-gumpalan dari kotoran air sungai yang masih lolos melewati penyaringan awal dengan cara pengendapan gravitasi.

3. Penggumpalan

Air sungai yang telah diendapkan pada bak pengendap, kemudian akan dialirkan ke bak penggumpal. 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  $Al_2(SO_4)_3$ , kapur  $Ca(OH)_2$  dan Natrium Carbonat  $Na_2CO_3$ .

Tawas  $Al_2(SO_4)_3$

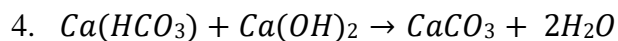
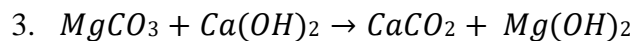
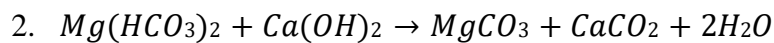
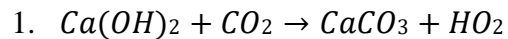
Reaksi :



Kapur  $Ca(OH)_2$

Kapur dapat digunakan untuk mengurangi/menghilangkan kesadahan karbonat dan  $CO_2$  yang terkandung didalam air. Selain itu, dapat digunakan untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan.

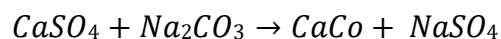
Reaksi :



a. Sodium Karbonat

Sodium karbonat  $Na_2CO_3$  berfungsi untuk mengurangi/ menghilangkan kesadahan dari senyawa-senyawa non karbonat.

Reaksi :



Dari reaksi dihasilkan  $CaCO_3$  yang insolubility terhadap air, dan mengendap.

4. Bak penyaring/ *sand filter*

Setelah air sungai melewati tahap penggumpalan kemudian akan dialirkan ke bak saringan yang berisi pasir. tahap ini bertujuan untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih terdapat didalam air dan belum terendapkan.

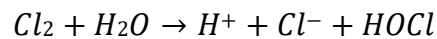
5. Bak penampung sementara

Air sungai dari bak penyaring selanjutnya akan dialirkan ke tangki 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 sungai harus ditambahkan dengan klor atau kaporit guna untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti amuba, ganggang dan mikroorganisme lain yang terkandung didalam air sehingga aman untuk dikonsumsi. Klor dipilih karena zat kimia yang sering dipakai dan harganya relatif murah. Klorin dalam air membentuk asam hipoklorit, reaksi sebagai berikut:



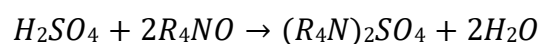
Kemudian, air dialirkan ke tangka air bersih untuk keperluan air munim dan perkantoran.

7. Tangki kation exchanger Air dari bak penanmpung 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<sup>+</sup> sehingga air yang keluar dari kation exchanger merupakan air yang mengandung anion dan ion H<sup>+</sup>.

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 terlaur dalam air dengan resin yang bersifat basa, sehingga ion-ion seperti CO<sub>3</sub><sup>2-</sup>, Cl<sup>-</sup> dan SO<sub>4</sub><sup>2-</sup> akan terikat dengan resin.

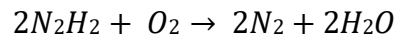
Reaksi:



Dalam waktu tertentu, anion resin akan jenuh. Sehingga diperlukan regenerasi dengan larutan NaOH.

9. Deaerator

Deaerator berfungsi untuk menghilangkan gas  $O_2$  dan  $CO_2$  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.

### 5.2.1 Unit Penyediaan Steam

Unit ini bertujuan untuk memenuhi kebutuhan pada steam selama berlangsungnya proses produksi, yakni dengan penyediaan boiler dengan spesifikasi :

Kebutuhan = 2398,791346 kg/jam

Tekanan = 54,3 atm

Suhu Steam = 270°C

Jenis = fire tube boiler

Jumlah = 1

Ketel uap berjenis *Fire tube boiler* dengan bahan bakar solar.

### 5.2.2 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*) berasal dari PT. Pertamina Cilacap dengan kebutuhan bahan bakar 1,98433 liter/jam.

Spesifikasi:

*Heat value* : 19.676,0000 btu/lb

Densitas : 52,20589225 lb/ft<sup>3</sup>

### 5.3 Unit Pembangkit Listrik

Unit ini bertujuan untuk keperluan alat elektronik agar berjalan dengan lancar pada proses produksi. Selain itu, listrik digunakan sebagai penerangan. Kebutuhan listrik total sebesar 179,3534 kWatt. Listrik dipenuhi dari PLN. Tenaga listrik dari PLN memiliki kelebihan yakni biayanya amat murah, sedangkan pada kekurangannya adalah kesinambungan penyediaan listrik kurang terjamin dan tenaganya tidak terlalu tetap. Apabila terjadi pemadaman atau hal lain digunakan generator cadangan 3032,2495 kWatt dengan bahan bakar solar. Besarnya 57 kebutuhan listrik pada alat proses produksi maupun alat proses utilitas ditunjukkan pada tabel berikut.

a. Peralatan Proses

**Tabel 5. 2** Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-01	P-01	0,042	31,855
Pompa-02	P-02	0,033	24,767
Pompa-03	P-03	0,056	41,777
Pompa-04	P-04	46,911	34.981,912
Pompa-05	P-05	0,451	336,479
Pompa-06	P-06	0,016	12,036
Pompa-07	P-07	0,348	259,813
Pompa-08	P-08	0,055	41,193
Pompa-09	P-09	0,286	213,393
Pompa-10	P-10	0,027	20,508
Pompa-11	P-11	0,404	301,627
Pengaduk Mixer	M-01	639,528	476.896,119
Pengaduk Reaktor	R-01	200,000	149.140,000
<b>Total</b>		<b>888.160</b>	<b>662.301,484</b>

b. Peralatan Utilitas

**Tabel 5. 3** Kebutuhan Alat Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-02	0,157	117,653
Blower Cooling Tower	BL-01	5,000	3.728,500
Pompa-01	PU-01	0,917	684,342
Pompa-02	PU-02	0,857	639,474
Pompa-03	PU-03	0,822	613,434
Pompa-04	PU-04	0,000	0,011
Pompa-05	PU-05	0,769	574,026
Pompa-06	PU-06	0,730	544,966
Pompa-07	PU-07	0,730	544,966
Pompa-08	PU-08	0,730	544,966
Pompa-09	PU-09	0,730	544,966
Pompa-10	PU-10	0,000	0,000
Pompa-11	PU-11	0,110	82,672
Pompa-12	PU-12	0,112	83,892
Pompa-13	PU-13	0,430	320,712
Pompa-14	PU-14	0,430	320,712
Pompa-15	PU-15	0,000	0,255
Pompa-16	PU-16	0,000	0,346
Pompa-17	PU-17	0,006	4,969
Pompa-18	PU-18	0,006	4,981
Pompa-19	PU-19	0,006	4,953
Pompa-20	PU-20	0,000	0,000
Pompa-21	PU-21	0,000	0,507
<b>Total</b>		<b>12,553</b>	<b>9.361,313</b>



**Tabel 5. 4** Kebutuhan Listrik untuk Keperluan Lainnya

No	Keperluan	Kebutuhan (Kw)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Proses	662,301
	b. Utilitas	9,361
2	Kebutuhan Penerangan	
	a. Listrik Ac	100,749
	b. Listrik Penerangan	100,749
3	Laboratorium dan Bengkel	100,749
4	Instrumentasi	167,915
<b>Total</b>		<b>671,66</b>

Energi disuplai dengan membeli dari PLN. Selain itu, disediakan generator cadangan sebesar 4.660,4215 kW dengan jumlah 1 buah, apabila listrik padam atau pasokan listrik berkurang.

#### **5.4 Unit Penyediaan Udara Tekanan**

Udara tekan sangat dipergunakan 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 37,3824 m<sup>3</sup>/jam

#### **5.5 Unit Penyediaan Limbah**

Pabrik mononitrotoluena menghasilkan limbah berupa :

1. Limbah yang mengandung bahan-bahan kimia
2. Limbah buangan sanitasi
3. Limbah Back wash filter air berminyak dari pompa dan kondensor
4. Limbah Sisa regenerasi resin
5. Limbah air sisa proses.

## 6. Limbah blow down air pendingin

Limbah sanitasi berasal dari toilet yang berada di area lokasi pabrik dan perkantoran. Limbah tersebut akan dikumpulkan dan diolah oleh diunit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi klorin. Klorin berfungsi untuk disinfektan yang dapat membunuh mikroorganisme yang menyebabkan penyakit. Air berminyak yang berasal dari buangan pelumas yang terdapat pada pompa dan kompresor dipisahkan berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Minyak yang berada dibagian atas dialirkan kebagian penampungan terakhir kemudian dibuang. Limbah hasil regenerasi resin mengandung NaOH dan  $H_2SO_4$  dinetralkan dalam kolam penetralan. Penetralan yang dilakukan menggunakan larutan  $H_2SO_4$  apabila pH air buangan lebih dari 7, sedangkan air yang memiliki pH kurang dari 7 maka penetralan dilakukan dengan NaOH.

## 5.6 Spesifikasi Alat-Alat Utilitas

### 5.6.1 Perancangan Pengolahan Air

#### 1. *Screener/ Bar Screen*

Kode = FU-01

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

Bahan = Alumunium

Panjang = 10 ft

Lebar = 8 ft

Jumlah air yang diolah = 97.740,431 kg/jam

## 2. Bak Pengendap Awal/Sedimentasi

Kode	= BU-01
Fungsi	= Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar, seperti daun, ranting dan sampah lainnya.
Jenis	= Bak Persegi Terbuka
Kapasitas	= 92,932 m <sup>3</sup>
Dimensi: Panjang	= 11,019 m
Lebar	= 11,019 m
Tinggi	= 5,509 m
Jumlah air yang diolah:	92.853,410 kg/jam

## 3. Bak Penggumpal

Kode	= BU-02
Fungsi	= Mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan, untuk menggumpalkan kotoran.
Jenis	= Silinder Vertikal
Dimensi: Diameter	= 5,128 m
Tinggi	= 5,128 m
Pengaduk	= <i>Marine propeller with 3 blades</i>
Diameter	= 5,128 m
Power	= 0,157 Hp
Jumlah	= 1 buah

#### 4. Tangki Larutan Alum

Kode	= TU-01
Fungsi	= Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5% untuk 1 minggu
Jenis	= Silinder Tegak
Dimensi	= Diameter = 1,539 m
Tinggi	= 3,079 m
Jumlah	= 1 buah

#### 5. Bak Pengendap I

Kode	= BU-03
Fungsi	= Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi)
Jenis	= Bak Persegi
Kapasitas	= 83,872 m <sup>3</sup> /jam
Waktu tinggal	= 4 jam
Dimensi: Tinggi	= 4,652 m
Panjang	= 9,303 m
Lebar	= 9,303 m

## 6. Bak Pengendap II

Kode	= BU-04
Fungsi	= Mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air Sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi)
Jenis	= Bak Persegi
Kapasitas	= 79,678 m <sup>3</sup> /jam
Waktu tinggal	= 4 jam
Dimensi: Tinggi	= 4,573 m
Panjang	= 9,145 m
Lebar	= 9,145 m

## 7. Sand Filter

Kode	= BU-05
Fungsi	= Menyaring partikel-partikel halus yang ada dalam air sungai.
Kecepatan penyaringan	= 5 gpm/ft <sup>2</sup>
Diameter partikel	= 0,039 in
Material	= <i>Spheres</i>
Tinggi lapisan pasir	= 2,635 ft
<b>Dimensi</b>	
Volume	= 6,278 m <sup>3</sup>
Tinggi	= 1,162 m
Panjang	= 2,324 m
Lebar	= 2,324 m

## 8. Bak Penampung Sementara

Kode	= BU-06
Fungsi	= Menampung sementara raw water setelah disaring di sand filter
Jenis	= Bak Persegi
Kapasitas	= 79,610 m <sup>3</sup> /jam
Waktu tinggal	= 1 jam

### Dimensi

Volume	= 95,532 m <sup>3</sup>
Tinggi	= 2,879 m
Panjang	= 5,759 m
Lebar	= 5,759 m

## 5.6.2 Pengolahan Air Sanitasi

### 1. Tangki Klorinasi

Kode	= TU-02
Fungsi	= mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk kebutuhan rumah tangga
Jenis	= tangki Silinder berpengaduk
Kapasitas	= 18,685 m <sup>3</sup>
Waktu tinggal	= 1 jam

### Dimensi

Volume	= 0,049 m <sup>3</sup>
Tinggi	= 0,397 m
Diameter	= 0,397 m

## 2. Tangki Kaporit

Kode = TU-03  
Fungsi = Menampung kebutuhan kaporit selama 1 minggu yang akan dimasukkan kedalam tangki Klorinasi (TU-01)

Jenis = Tangki Silinder tegak

Waktu tinggal = 1 bulan

### Dimensi

Volume =  $0,049\text{m}^3$

Tinggi =  $0,398\text{ m}$

Diameter =  $0,398\text{ m}$

## 3. Tangki Air Bersih

Kode = TU-04

Fungsi = Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah

tangga

Jenis = tangki Silinder tegak

Kapasitas =  $18,685\text{ m}^3$

Waktu tinggal = 24 jam

### Dimensi

Tinggi =  $8,817\text{ m}$

Diameter =  $8,817\text{ m}$

### 5.6.3 Pengolahan Air Dingin

#### 1. Bak Air Pendingin

Kode	= BU-07
Fungsi	= Menampung kebutuhan air pendingin sand filter
Jenis	= Bak Persegi panjang
Kapasitas	= 58,276 m <sup>3</sup>
Waktu tinggal	= 24 jam

#### Dimensi

Volume	= 1678,359 m <sup>3</sup>
Tinggi	= 7,486 m
Panjang	= 14,973 m
Lebar	= 14,973 m

#### 2. Cooling Tower

Kode	= CTU-01
Fungsi	= Mendinginkan air pendingin setelah digunakan
Luas tower	= 9,156 m <sup>2</sup>
Kapasitas	= 58,276 m <sup>3</sup> /jam
Kebutuhan udara	= 19622,348 ft <sup>3</sup> /min

#### Dimensi

Volume	= 983,190 m <sup>3</sup>
Tinggi	= 1,740 m
Panjang	= 9,927 m
Lebar	= 3,025 m



### **3. Blower Cooling Tower**

Kode	= BL-01
Fungsi	= menghisap udara sekeliling untuk dikontakkan dengan air yang akan didinginkan
Kebutuhan udara	= 1.177.340,9140 ft <sup>3</sup> /min
Suhu	= 30°C
Tekanan	= 1 atm

#### **5.6.4 Pengolahan Air Steam**

##### ***1. Mixed Bed***

Kode	= MB-01
Tinggi Tangki	= 2,134 m
Tinggi Bed	= 5,833 ft
Volume Bed	= 10,268 ft <sup>3</sup>
Tebal	= 0,188 in
Jumlah	= 1 buah

##### **2. Tangki NaCl**

Kode	= TU-05
Fungsi	= Menampung larutan NaCl yang akan digunakan untuk meregenerasi Kation exchanger.

Bentuk = Tangki Silinder

##### **Dimensi**

Volume	= 0,932 m <sup>3</sup>
Diameter	= 1,058 m

Tinggi = 1,059 m

### **3. Tangki NaOH**

Kode = TU-06

Fungsi = Menampung larutan NaOH yang akan digunakan untuk meregenerasi Anion exchanger.

Bentuk = Tangki Silinder

#### **Dimensi**

Volume = 2,643 m<sup>3</sup>

Diameter = 1,499 m

Tinggi = 1,499 m

### **4. Tangki Demin**

Kode = TU-07

Fungsi = Menampung air bebas mineral sebagai air proses dan air umpan boiler.

Waktu tinggal = 24 jam

Bentuk = Tangki Silinder tegak

#### **Dimensi**

Volume = 69,085 m<sup>3</sup>

Diameter = 4,448 m

Tinggi = 4,448 m

## 5. Tangki Dearator

Kode = DE-01  
Fungsi = Menghilangkan gas CO<sub>2</sub> dan O<sub>2</sub> yang terikat dalam feed

water yang menyebabkan kerak pada reboiler.

Waktu tinggal = 24 jam  
Bentuk = Tangki Silinder tegak

### Dimensi

Volume = 11,514 m<sup>3</sup>  
Diameter = 2,448 m  
Tinggi = 4,896 m  
Kapasitas = 4,798 m<sup>3</sup>/jam

## 6. Tangki N<sub>2</sub>H<sub>4</sub>

Kode = T-08  
Fungsi = Menyimpan larutan N<sub>2</sub>H<sub>4</sub>  
Waktu tinggal = 4 bulan  
Bentuk = Tangki Silinder tegak

### Dimensi

Volume = 5,852 m<sup>3</sup>  
Diameter = 1,954 m  
Tinggi = 3,907 m

## 5.6.5 Pengolahan Air Service

### 1. Tangki Air Service

Kode	= TU-09
Fungsi layanan umum	= Menampung Air bertekanan untuk keperluan
Waktu tinggal	= 24 Jam
Bentuk	= Tangki Silinder tegak
<b>Dimensi</b>	
Volume	= 7,200 m <sup>3</sup>
Diameter	= 2,093 m
Tinggi	= 2,093 m

## 5.6.6 Pompa Utilitas

**Tabel 5. 5** Spesifikasi Pompa Utilitas

Parameter	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04	PU-05
Fungsi :	Mengalirkan air dari Sungai menuju Screening	Mengalirkan air dari Screening (SF-01) menuju Bak Pengendapan Awal (BU-01)	Mengalirkan air dari Bak Pengendapan Awal (BU-01) menuju Bak Penggumpal (BU-02)	Mengalirkan larutan alum dari Tangki alum (TU-01) menuju Bak penggumpal (BU-02)	Mengalirkan air dari Bak Penggumpal (BU-02) menuju Bak Pengendap I
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>				
Bahan	<i>Stainless steel</i>				
Impeller	<i>Axial Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Axial Flow</i>
Kapasitas, gpm	505,100	479,845	455,853	0,029	433,060

Table 5.5...lanjutan

<i>Rate</i> Volumetrik, ft <sup>3</sup> /jam	1,125	1,069	1,015	0,0001	0,964
Kecepatan Aliran, ft/s	3,241	3,078	2,925	0,002	2,778
<b>Dimensi Pipa</b>					
IPS, in	8,00	8,00	8,00	2,00	8,00
<i>Flow Area</i> , in <sup>2</sup>	50	50	50	3,35	50
OD, in	8,63	8,63	8,63	2,38	8,63
ID, in	7,98	7,98	7,98	2,067	7,98
<b>Head Pompa</b>					
Efisiensi Motor	60%	60%	60%	20%	60%
Power Pompa, Hp	1	1	1	0	1
Power Motor, Hp	2	2	2	0	1

**Tabel 5. 6** Lanjutan spesifikasi Pompa Utilitas

<b>Parameter</b>	<b>PU-06</b>	<b>PU-07</b>	<b>PU-08</b>	<b>PU-09</b>
Fungsi :	Mengalirkan air dari Bak pengendap I menuju Bak Pengendap II	Mengalirkan air dari Bak pengendap II menuju Sand Filter (BU-05)	Mengalirkan air dari Sand Filter (BU-05) menuju Bak Penampungan Sementara (BU-06)	Mengalirkan air dari Bak Penampungan Sementara (BU-06) menuju Area Kebutuhan Air
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>			
Bahan	<i>Stainless steel</i>			
Impeller	<i>Axial Flow</i>	<i>Axial Flow</i>	<i>Axial Flow</i>	<i>Axial Flow</i>
Kapasitas, gpm	411,407	411,407	411,407	411,407
Rate Volumetrik, ft <sup>3</sup> /jam	0,916	0,916	0,916	0,916
Kecepatan Aliran, ft/s	2,639	2,639	2,639	2,639
<b>Dimensi Pipa</b>				
IPS, in	8,00	8,00	8,00	8,00
Flow Area, in <sup>2</sup>	50,00	50,00	50,00	50,00
OD, in	8,63	8,63	8,63	8,63
ID, in	7,98	7,98	7,98	7,981
<b>Head Pompa</b>				
Efisiensi Motor	60%	60%	60%	60%
Power Pompa, Hp	1	1	1	1
Power Motor, Hp	1	1	1	1

**Tabel 5. 7** Lanjutan spesifikasi Pompa Utilitas

Parameter	PU-10	PU-11	PU-12	PU-13
Fungsi	Mengalirkan kaporit dari Tangki kaporit (TU-03) menuju Tangki Klorinasi (TU-02)	Mengalirkan air dari Tangki Klorinasi (TU-01) menuju Tangki Air Bersih (TU-02)	Mengalirkan air dari Tangki Air Bersih (TU-02) menuju Kebutuhan Domestik	Mengalirkan air dari Bak Air Pendingin (BU-05) menuju <i>Cooling Tower</i> (CTU-01)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>			
Bahan	<i>Stainless steel</i>			
Impeller	<i>Radial Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>
Kapasitas, gpm	0,000213	96,560	96,560	301,158
Rate Volumetrik, ft <sup>3</sup> /jam	0,000000	0,215	0,215	0,671
Kecepatan Aliran, ft/s	0,000656	2,434	2,434	3,346
<b>Dimensi Pipa</b>				
IPS, in	0,25	12,70	4,00	6,00
Flow Area, in <sup>2</sup>	0,10	12,70	12,70	28,90
OD, in	0,54	0,54	4,50	6,63
ID, in	0,36	4,03	4,03	6,07
<b>Head Pompa</b>				
Efisiensi Motor	19%	19%	40%	45%
Power Pompa, Hp	0	0	0	0
Power Motor, Hp	0	0	0	1

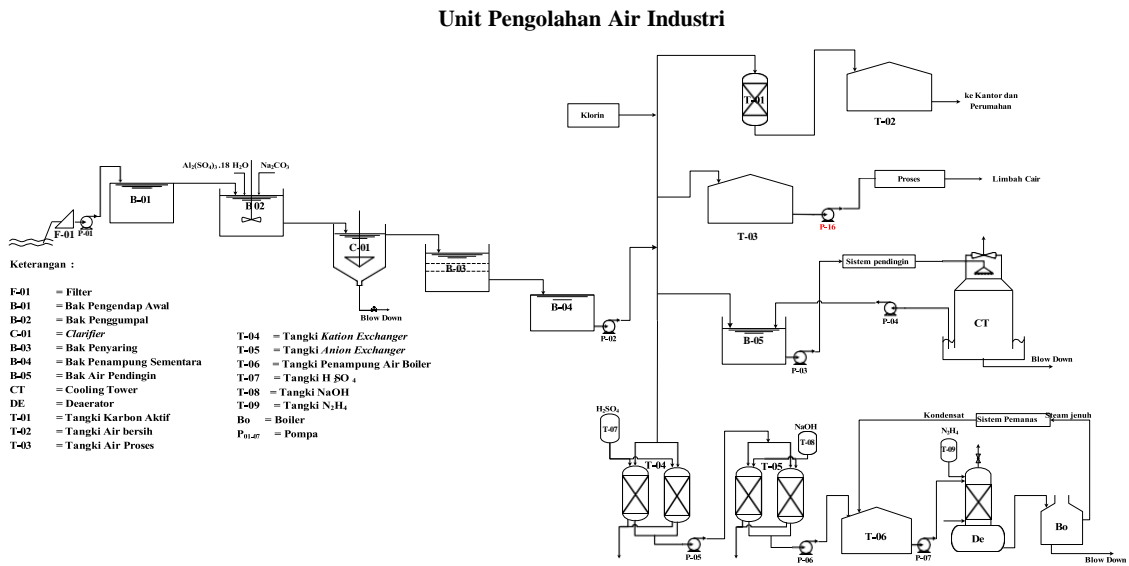
**Tabel 5. 8** Lanjutan spesifikasi Pompa Utilitas

<b>Parameter</b>	<b>PU-14</b>	<b>PU-15</b>	<b>PU-16</b>	<b>PU-17</b>
Fungsi	Mengalirkan air dari Cooling Tower (CTU-01) menuju Kebutuhan Air Pendingin	Mengalirkan NaCl dari Tangki NaCl (TU-03) menuju <i>Mixed Bed</i> (MB-01)	Mengalirkan NaOH dari Tangki NaOH (TU-04) menuju <i>Mixed Bed</i> (MB-01)	Mengalirkan air dari <i>Mixed Bed</i> (MB-01) menuju Tangki Air Demin (TU-05)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>			
Bahan	<i>Stainless steel</i>			
Impeller	<i>Mixed Flow</i>	<i>Radial Flow</i>	<i>Radial Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>
Kapasitas, gpm	301,158	0,67393	0,944	12,396
<i>Rate</i> Volumetrik, ft <sup>3</sup> /jam	0,671	0,00150	0,002	0,027
Kecepatan Aliran, ft/s	3,346	0,04596	0,568	1,954
<b>Dimensi Pipa</b>				
IPS, in	6,00	0,38	0,75	1,50
<i>Flow Area</i> , in <sup>2</sup>	28,90	0,19	0,53	2,04
OD, in	6,63	0,68	1,05	1,90
ID, in	6,07	0,49	0,82	1,61
<b>Head Pompa</b>				
Efisiensi Motor	45%	20%	19%	19%
Power Pompa, Hp	0	0	0	0
Power Motor, Hp	1	0	0	0



**Tabel 5. 9** Lanjutan spesifikasi Pompa Utilitas

Parameter	PU-18	PU-19	PU-20	PU-21
Fungsi	Mengalirkan air dari Tangki Air Demin (TU-05) menuju Tangki Dearator (DE-01)	Mengalirkan air dari Tangki Dearator (DE-01) menuju Boiler	Mengalirkan N <sub>2</sub> H <sub>4</sub> dari Tangki N <sub>2</sub> H <sub>4</sub> (TU-06) menuju Tangki Dearator (DE-01)	Mengalirkan air dari Tangki Air Service (TU-07) menuju Kebutuhan Air Service
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>			
Bahan	<i>Stainless steel</i>			
Impeller	<i>Mixed Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>	<i>Radial Flow</i>	<i>Mixed Flow</i>
Kapasitas, gpm	12,396	12,396	0,000744	1,291
Rate Volumetrik, ft <sup>3</sup> /jam	0,027	0,027	0,000002	0,002
Kecepatan Aliran, ft/s	1,954	1,954	0,004201	1,364
<b>Dimensi Pipa</b>				
IPS, in	1,50	1,50	0,13	0,50
Flow Area, in <sup>2</sup>	2,04	2,04	0,06	0,30
OD, in	1,90	1,90	0,41	0,84
ID, in	1,61	1,61	0,27	0,62
<b>Head Pompa</b>				
Efisiensi Motor	19%	19%	19%	19%
Power Pompa, Hp	0	0	0	0
Power Motor, Hp	0	0	0	0



**Gambar 5. 1** Tata Letak Utilitas Pabrik Mononitrotoluena

## 5.7 Organisasi Perusahaan

### 5.7.1 Bentuk Perusahaan

Perencanaan pabrik Mononitrotoluena yang akan didirikan adalah sebagai berikut:

Bentuk perusahaan: Persero Terbatas (PT)

Lapangan usaha: Industri Mononitrotoluena

Status Perusahaan: Swasta

Kapasitas: 17.000 ton/tahun

Lokasi Perusahaan: Cilacap, Jawa Tengah

Bentuk perusahaan Perseroan terbatas (PT) berbentuk badan hukum. Badan hukum

ini terdiri atas saham-saham dan harus didirikan dengan memakai akte autentik.

Dimana Akte autentik ini berisi tentang informasi mengenai nama-nama perusahaan, tujuan-tujuan perusahaan, jumlah modal serta lokasi kantor pusat.

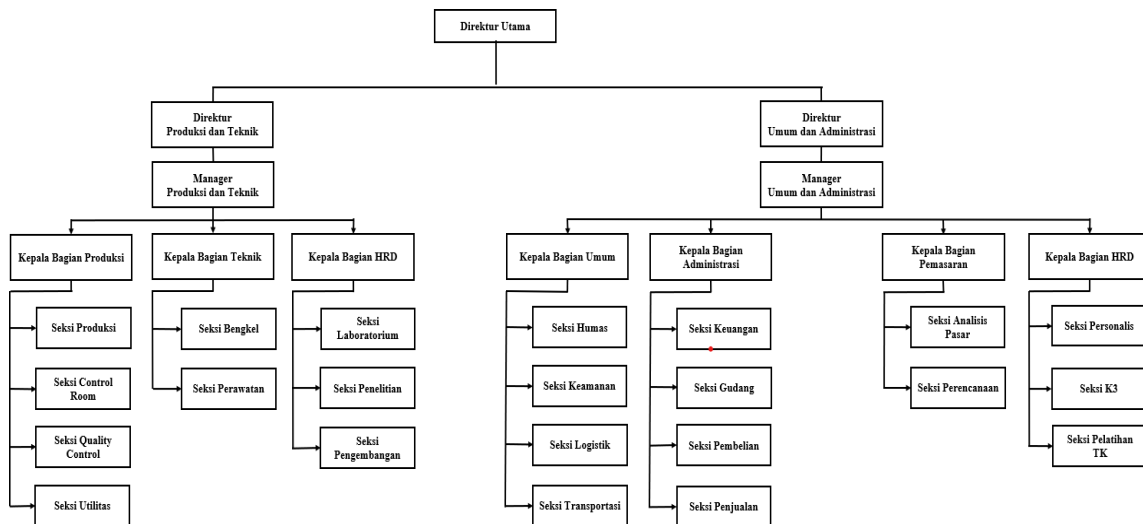
Perusahaan ini didirikan dari perkumpulan para pemegang saham dengan badan

hukum yang terpisah. Kekuasaan tertinggi adalah rapat umum para pemilik saham yang biasanya diadakan setahun sekali.. 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. Modal perusahaan yang diperoleh dari penjualan saham-saham apabila perusahaan rugi maka pemilik hanya kehilangan modalnya saja dan tidak menyinggung harta kekayaan pribadi untuk melunasi hutang-hutangnya.

### **5.7.2 Struktur Organisasi Perusahaan**

Sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu system staff and line organization (sistem garis). Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas kerja, dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi dan kemudian ke kepala bagian, ke kepala seksi, diteruskan ke karyawan.karyawan dibawahnya dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberi saran kepada direktur. Kelebihan pada system organisasi ini adalah sebagai berikut :

- a. Adanya kesatuan dalam pimpinan dari perintah karena adanya pembagian kewenangan dan kekuasaan yang jelas.
- b. Pimpinan dapat lebih cepat mengambil keputusan dan lebih cepat dalam pemberian perintah, sebab perintah tersebut dapat diberikan secara langsung kepada bawahan yang bersangkutan.
- c. Mengingat biaya, sebab pimpinan berbagai kegiatan hanya dipegang oleh satu orang saja.



**Gambar 5. 2** Struktur Organisasi Perusahaan

### 5.7.3 Tugas Dan Wewenang

#### 1. Pemegang Saham

Pemegang kekuasaan tertinggi dalam Perseroan Terbatas (PT) adalah pemegang saham. Pemegang saham adalah orang yang mengumpulkan modal untuk mendirikan dan menjalankan perusahaan tersebut. Tugas dan wewenang pemegang saham adalah sebagai berikut :

- a. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris dan direktur.
- b. Mengesahkan hasil-hasil usaha dan neraca perhitungan untung rugi tahunan perusahaan.
- c. Mengadakan rapat umum pemegang saham minimal satu kali dalam satu tahun.

#### 2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris adalah dewan yang bertanggung jawab terhadap pemegang saham yang telah diangkat untuk pemegang saham. Dewan komisaris bertugas mengawasi direktur utama dan membantu direktur utama dalam menangani

halhal penting. Dewan komisaris juga bertugas menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target keuntungan, alokasi sumber dana dan pengarahan pemasaran.

### 3. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan yang bertanggungjawab penuh terhadap jalannya perusahaan kepada Dewan Komisaris. Tugas dan wewenang Direktur Utama adalah sebagai berikut.

- a. Mengatur dan melaksanakan kebijakan perusahaan.
- b. Bertanggungjawab kepada Dewan Komisaris dan pemegang saham atas pekerjaannya pada akhir jabatannya.
- c. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan kontinuitas hubungan baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen serta karyawan.
- d. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian atas persetujuan para pemegang saham.
- e. Mengkoordinir kerjasama antara direktorat, bagian dan seksi di bawahnya.

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

### 5. Direktur Umum dan Administrasi

Direktur Utama dan Administrasi juga bertanggung jawab menkoordinasi

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

#### 6. Bagian

Setiap bagian memiliki tugas dan wewenang untuk mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis yang diberikan oleh ppimpinan perusahaan. Tiap bagian ini bertanggung jawab terhadap direktur masing-masing. Bagian – bagian tersebut terdiri dari beberapa yaitu:

- Bagian Proses dan Utilitas  
Bertanggung jawab terhadap kegiatan pabrik dalam bidang proses, penyediaan bahan baku dan utilitas.
- Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi  
Bertanggung jawab terhadap kegiatan pemeliharaan, perawatan dan penyediaan fasilitas penunjang kegiatan produksi
- Bagian Penelitian, Pengembangan, dan Pengendalian Mutu  
Bertanggungjawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan penelitian, pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu.
- Bagian Keuangan  
Bertanggungjawab terhadap kegiatan pengelolaan keuangan, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.
- Bagian Pemasaran  
Bertanggungjawab terhadap kegiatan distribusi dan pemasaran produk.
- Bagian Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan  
Bertanggung jawab terhadap kesehatan dan keselamatan kerja karyawan

serta pelestarian lingkungan.

- Bagian Administrasi dan Sumber Daya Manusia

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan dengan administrasi, kesekretariatan dan pengembangan sumber daya manusia.

- Bagian Umum dan Keamanan

Bertanggung jawab terhadap kegiatan yang berhubungan masyarakat umum serta menjaga keamanan perusahaan.

#### 7. Seksi

Pada seksi bertugas dalam pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh bagian masing-masing. Setiap seksi bertanggung jawab bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

- Seksi Proses

Seksi proses bertanggung jawab terhadap kepala bagian produksi dalam bidang mutu dan kencaran proses produksi.

- Seksi Pengendalian

Seksi pengadiln bertanggung jawab terhadap kelancaran proses produksi yang berkaitan dengan keselamatan aktivitas produksi.

- Seksi Utilitas

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

- Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

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

- Seksi aboratorium

Seksi laboratorium bertanggung jawab terhadap pengawasan dan analisa produksi.

- Seksi Penelitian dan Pengembangan

Seksi penelitian dan pengembangan mengkoordinasi kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses.

- Seksi Humas

Seksi humas menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan relasi perusahaan, pemerintah dan masyarakat.

- Seksi keamanan

Seksi Keamanan bertugas mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan. Seksi Keuangan Seksi keuangan bertanggung jawab terhadap pembukuan serta hal yang berkaitan dengan keuangan perusahaan.

- Seksi Penjualan dan Pembelian

Seksi penjualan dan pembelian bertanggung jawab terhadap pemasaran hasil produksi dan penyediaan bahan baku dan peralatan.

- Seksi Personalia

Seksi personalia bertugas mengkoordinasi kepegawaian yang berhubungan dengan kepegawaian.

- Seksi K3 (Kesehatan dan Keselamatan Kerja)

Seksi K3 bertugas mengurus masalah kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani masalah keselamatan kerja di perusahaan.

#### **5.7.4 Sistem pegawai**

Sistem kepegawaian pada pabrik mononitrotoluena dengan membagi 3 golongan, serta Pemberian gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan,



kedudukan, tanggung jawab, keahlian, pengalaman kerja, dan sebagainya.

#### Karyawan tetap

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

#### Karyawan Harian

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

#### Karyawan Borongan

Karyawan borongan yaitu karyawan yang dipekerjakan saat diperlukan saja.

Karyawan ini biasanya mendapat gaji borongan untuk suatu pekerjaan.

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

**Tabel 5. 10** Jumlah dan Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji/Bulan
1	Direktur Utama	1	Rp 50.000.000	Rp 50.000.000
2	direktur teknik dan produksi	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000
3	direktur keuangan dan umum	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000
4	staff ahli	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
5	Ka. Bag. Umum	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
6	Ka. Bag. Pemasaran	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
7	Ka. Bag. Keuangan	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
8	Ka. Bag. Teknik	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
9	Ka. Bag. Produksi	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
10	Ka. Bag. Litbang	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
11	Ka. sek. Personalia	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
12	Ka. sek. Humas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
13	Ka. sek. Keamanan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
14	Ka. sek. Pembelian	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
15	Ka. sek. pemasaran	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000

Table 5.10...lanjutan

16	Ka. sek. Administrasi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
17	Ka. sek. Kas/anggaran	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
18	Ka. kas. Proses	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
19	Ka. kas. Pengendalian	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
20	Ka. kas. Laboratorium	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
21	Ka. kas. Utilitas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
22	Ka. kas. Pengembangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
23	Ka. kas. Penelitian	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
24	Karyawan Personalia	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
25	Karyawan humas	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
26	Karyawan keamanan	5	Rp 8.000.000	Rp 40.000.000
27	Karyawan pembelian	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000
28	Karyawan pemasaran	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000
29	Karyawan administrasi	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
30	Karyawan kas/anggaran	3	Rp 8.000.000	Rp 24.000.000
31	Karyawan proses	40	Rp 10.000.000	Rp 400.000.000
32	Karyawan pengendalian	5	Rp 10.000.000	Rp 50.000.000
33	Karyawan laboratorium	4	Rp 10.000.000	Rp 40.000.000
34	Karyawan pemeliharaan	7	Rp 10.000.000	Rp 70.000.000
35	Karyawan utilitas	10	Rp 10.000.000	Rp 100.000.000
36	Karyawan KKK	6	Rp 10.000.000	Rp 60.000.000
37	Karyawan litbang	3	Rp 10.000.000	Rp 30.000.000
38	Sekretaris	5	Rp 8.000.000	Rp 40.000.000
39	medis	2	Rp 10.000.000	Rp 20.000.000
40	paramedis	3	Rp 6.000.000	Rp 18.000.000
41	sopir	6	Rp 5.500.000	Rp 33.000.000
42	cleaning service	5	Rp 5.500.000	Rp 27.500.000
	<b>Total</b>	<b>144</b>	<b>Rp 618.000.000</b>	<b>Rp 1.545.500.000</b>

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

- 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 merupakan karyawan yang tidak terlibat langsung proses produksi maupun pengamanan pabrik. Karyawan yang tergolong bekerja secara non-shift adalah direktur beserta jajaran, kepala bagian, kepala seksi, serta karyawan yang bekerja di kantor. Karyawan non-shift akan bekerja selama 5 hari dalam seminggu dengan pembagian kerja sebagai berikut:

Jam, hari kerja : Senin-Jumat, 07.00-16.00 WIB

Jam istirahat : Senin-Kamis, 12.00-13.00 WIB

: Jumat, 11.30-13.30 WIB

#### 2. Karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang terlibat langsung dalam menangani proses produksi serta pengamanan. Sebagian dari bagian teknikal, Gudang, dan bagian lain harus bekerja atau siaga demi kelancaran dan keamanan produksi pabrik. Pembagian jam kerja shift sebagai berikut:

Shift I : pukul 07.00-16.00 WIB

Shift II : pukul 16.00-00.00 WIB

Shift III : pukul 00.00-07.00 WIB

Pembagian jam kerja shift berlangsung selama 9 jam tiap shift dengan 3 kelompok shift dalam 1 hari. Pergantian jam kerja kelompok shift dilakukan setiap 3 hari kerja dengan maksimal hari bekerja yaitu 3 hari dan diikuti 1 hari libur. Pembagian shift dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapatkan giliran shift dan 1 regu libur. Jadwal pembagian shift (siklus) karyawan dapat dilihat pada Tabel berikut :

**Tabel 5. 11** Jadwal pembagian *shift*

Regu	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I
B		II	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II
C	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III
D	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III	

**Tabel 5. 12** Lanjutan jadwal pembagian *shift*

Regu	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A		II	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II
B	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III
C	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III	
D	I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I

Keterangan :

- 1,2,3 dst... : Hari ke-
- A,B,C, dan D : Regu kerja
- I,II, dan III : *Shift* ke-
- : Libur

- 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

## BAB IV

### EVALUASI EKONOMI

#### 6.1 Evaluasi ekonomi

Pada perancangan pabrik berfungsi 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 faktor 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 melakukan analisa terhadap faktor di atas, dilakukannya perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Modal (*Capital Investment*)
  - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
  - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
  - a. Biaya produksi langsung (*Direct Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya produksi tak langsung (*Indirect Manufacturing Cost*)
  - c. Biaya tetap (*Fixed Manufacturing Cost*)
3. Pengeluaran Umum (*General Cost*)

## 6.2 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 6. 1** Index harga

No	(Xi)	Indeks (Yi)
1	1987	323,8
2	1988	342,5
3	1989	355,4
4	1990	357,6
5	1991	361,3
6	1992	358,2
7	1993	359,2
8	1994	368,1
9	1995	381,1
10	1996	381,7
11	1997	386,5
12	1998	389,5
13	1999	390,6
14	2000	394,1
15	2001	394,3
16	2002	395,6
17	2003	402
18	2004	444,2
19	2005	468,2
20	2006	499,6
21	2007	525,4
22	2008	575,4

Table 6.1...lanjutan		
23	2009	521,9
24	2010	550,8
25	2011	585,7
26	2012	584,6
27	2013	567,3
28	2014	576,1
29	2015	556,8
30	2016	541,7
31	2017	507,5
32	2018	603,1

Pabrik direncanakan akan didirikan pada tahun 2030, dengan menggunakan Regresi Linier persamaan didapat ( $y = 9,1139x - 177.990$ ), maka diperoleh harga index pada tahun 2030 adalah :

**Tabel 6. 2** Index harga tahun 2030

Tahun	Index
2025	656,647
2026	665,647
2027	674,875
2028	683,989
2029	693,103
2030	702,217

Jadi harga index pada tahun 2030 adalah sebesar 702,217 Harga-harga alat lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat ditentukan dengan web [www.chemengonline.com/pci](http://www.chemengonline.com/pci). maka harga pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

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



Dimana :

Ex = Harga tahun pembelian

Ey = Harga tahun referensi

Nx = Indeks harga pada tahun pembelian

Ny = Indeks harga pada tahun referensi

Berdasarkan Aries & Newton untuk menentukan nilai indeks CEP dari harga yang sudah ada diperoleh dari [www.chemengonline.com/pci](http://www.chemengonline.com/pci) sehingga dinyatakan dalam bentuk tabel berikut:

**Tabel 6. 3** Harga Peralatan

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	Harga	EX
			(Rupiah)	2030
Tangki Toluena	T-01	1	Rp 2.367.844.600	\$ 179.350
Tangki Asam Nitrat	T-02	1	Rp 2.689.537.400	\$ 203.716
Tangki Asam sulfat	T-03	1	Rp 3.472.117.000	\$ 262.992
Tangki Mononitrotoluena/Produk	T-04	1	Rp 2.386.403.800	\$ 180.756
Mixer	M-01	1	Rp 437.687.800	\$ 33.152
Reaktor	R-01	1	Rp 3.424.172.400	\$ 259.360
Decanter	Dc-01	1	Rp 1.695.073.600	\$ 128.391
Menara Distilasi	MD-01	1	Rp 1.153.763.600	\$ 87.391
Condensor	CD-01	1	Rp 29.385.400	\$ 2.226
reboiler	RB-01	1	Rp 32.478.600	\$ 2.460
Heater	HE-01	1	Rp 20.105.800	\$ 1.523
	HE-02	1	Rp 27.838.800	\$ 2.109
	HE-03	1	Rp 64.957.200	\$ 4.920
Cooler	CL-01	1	Rp 21.652.400	\$ 1.640
	CL-02	1	Rp 23.199.000	\$ 1.757
	CL-03	1	Rp 23.199.000	\$ 1.757
	CL-04	1	Rp 23.199.000	\$ 1.757
Pompa	P-01	1	Rp 94.342.600	\$ 7.146
	P-02	1	Rp 80.423.200	\$ 6.092

Table 6.3...lanjutan				
P-03	1	Rp	80.423.200	\$ 6.092
P-04	1	Rp	190.231.800	\$ 14.409
P-05	1	Rp	190.231.800	\$ 14.409
P-06	1	Rp	122.181.400	\$ 9.254
P-07	1	Rp	159.299.800	\$ 12.066
P-08	1	Rp	94.342.600	\$ 7.146
P-09	1	Rp	190.231.800	\$ 14.409
P-10	1	Rp	58.770.800	\$ 4.452
P-11	1	Rp	103.622.200	\$ 7.849
<b>Total</b>	<b>14</b>	<b>Rp</b>	<b>8.340.813.800</b>	<b>\$ 631.766</b>

### 6.3 Perhitungan Basis

Kapasitas produksi	= 17.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Tahun pendirian pabrik	= 2030
Indeks harga tahun 2030	= 702,217
Kurs dollar = Rp 15.466	= \$ 1
Harga bahan baku (Toluena)	= \$ 2,40
Harga bahan baku (Asam Nitrat)	= \$ 1,27
Harga bahan katalis (Asam Sulfat)	= \$ 1,25
Harga produk (mononitrotoluena)	= \$ 5, 29
Umr cilacap 2030	= Rp 3.290.290,00

## 6.4 Perhitungan Biaya

### 6.4.1 Total Capital Investment

*Total Capital Investment* adalah total biaya pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas dan untuk mengoperasikan pabrik. Berikut 2 macam *total capital investment* :

#### a. Fixed Capital Investment

*Fixed Capital Investment* adalah total biaya pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik. Terdiri dari manufacturing dan non manufacturing

**Tabel 6. 4 Physical Plant Cost (PPC)**

No	Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Purchased Equipment cost	\$ 1.687.139,50	Rp 26.093.299.465,39
2	Delivered Equipment Cost	\$ 421.784,87	Rp 6.523.324.866,35
3	Instalasi cost	\$ 304.697,49	Rp 4.712.451.308,14
4	Pemipaan	\$ 964.421,77	Rp 14.915.747.037,33
5	Instrumentasi	\$ 427.247,01	Rp 6.607.802.190,50
6	Insulasi	\$ 69.225,46	Rp 1.070.640.916,30
7	Listrik	\$ 253.070,92	Rp 3.913.994.919,81
8	Bangunan	\$ 2.070.347,86	Rp 32.020.000.000,00
9	Land & Yard Improvement	\$ 2.508.082,24	Rp 38.790.000.000,00
	<b>Total PPC</b>	<b>\$ 8.706.017,12</b>	<b>Rp 134.647.260.703,81</b>

**Tabel 6. 5 Direct Plant Cost (DPC)**

No	Type of Capital Investment	Harga (\$)	Harga (Rp)
1	Teknik dan Konstruksi	\$ 10.447.220,54	Rp 161.576.712.845
	<b>Total (DPC)</b>	<b>\$ 10.447.220,54</b>	<b>Rp 161.576.712.845</b>

**Tabel 6. 6 Fixed Capital Investment (FCI)**

No	Fixed Capital	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Direct Plant Cost	\$ 10.447.220,54	Rp 161.576.712.844,58
2	Cotractor's fee	\$ 1.044.722,05	Rp 16.157.671.284,46
3	Contingency	\$ 1.044.722,05	Rp 16.157.671.284,46
	<b>Total Fixed Capital Investment (FCI)</b>	\$ 12.536.664,65	Rp 193.892.055.413,49

*b. Working Capital*

*Working capital* merupakan uang yang dikeluarkan untuk menjalankan kegiatan operasi pabrik agar menghasilkan suatu produk. Modal biasanya didapatkan dari uang sendiri atau berasal dari pinjaman bank.

**Tabel 6. 7 Working Capital (WC)**

No.	Working capital	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw material Inventory cost	Rp 18.619.469.120,37	\$ 1.203.896,88
2	In process Inventory Cost	Rp 1.586.686.883,17	\$ 102.591,94
3	Produk Inventory Cost	Rp 22.213.616.364,45	\$ 1.436.287,10
4	Extended credit	Rp 29.514.441.321,86	\$ 1.908.343,55
5	Available cash	Rp 95.201.212.990,49	\$ 6.155.516,16
	<b>Total Working Capital (WC)</b>	Rp 167.135.426.680,34	\$ 10.806.635,63

6.4.2 *Manufacturing Cost (MC)*

*Manufacturing Cost (MC)* adalah jumlah dari direct, indirect, dan fixed manufacturing cost, yang bersangkutan pembuatan suatu produk sebagai berikut :

*a. Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Pengeluaran berkaitan langsung dalam pembuatan produk antara lain: *maintenance, raw material, plant supplies, royalties and patent, utilitas.*

**Tabel 6. 8 Direct Manufacturing Cost (DMC)**

No.	Direct manufacturing cost	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw material cost	Rp 877.774.972.817,24	\$ 56.755.138,55
2	Labor cost	Rp 18.546.000.000,00	\$ 1.199.146,51
3	Supervision cost	Rp 1.854.600.000,00	\$ 119.914,65
4	Maintenance cost	Rp 3.877.841.108,27	\$ 250.733,29
5	Plant Supplies Cost	Rp 581.676.166,24	\$ 37.609,99
6	Royalties and patent cost	Rp 13.913.950.908,87	\$ 899.647,67
7	Utilities cost	Rp 16.415.280.146,65	\$ 1.061.378,52
	<b>Total Direct Manufacturing Cost (DMC)</b>	<b>Rp 932.964.321.147,28</b>	<b>\$ 60.323.569,19</b>

b. *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

*Indirect Manufacturing Cost (IMC)* merupakan Pengeluaran secara tidak langsung dalam pembuatan produk. *Indirect cost* terdiri dari *plant overhead*, *payroll overhead*, *laboratory*, *packaging*, *shipping*.

**Tabel 6. 9 Indirect Manufacturing Cost (IMC)**

No.	Indirect manufacturing cost	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Payroll Overhead	Rp 2.781.900.000	\$ 179.871,98
2	Laboratory cost	Rp 1.854.600.000	\$ 119.914,65
3	Plant overhead cost	Rp 14.836.800.000	\$ 959.317,21
4	Shipping& packaging	Rp 69.569.754.544	\$ 4.498.238,36
	<b>Total Indirect manufacturing Cost</b>	<b>Rp 89.043.054.544</b>	<b>\$ 5.757.342,21</b>

c. *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

*Fixed Manufacturing Cost* merupakan harga yang berkaitan dengan *fixed capital cost* dan pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak tergantung dari waktu dan tingkat produksi.

**Tabel 6. 10** *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No.	Fixed Manufacturing Cost	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Depreciation	Rp 19.389.205.541,35	\$ 1.253.666,46
2	Property Taxes	Rp 3.877.841.108,27	\$ 250.733,29
3	Insurance Cost	Rp 1.938.920.554,13	\$ 125.366,65
	<b>Total fixed manufacturing cost</b>	Rp 25.205.967.203,75	\$ 1.629.766,40

**Tabel 6. 11** *Manufacturing Cost (MC)*

No.	Manufacturing cost	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Direct manufacturing cost	Rp 932.964.321.147,28	\$ 60.323.569,19
2	Indirect manufacturing cost	Rp 89.043.054.544,37	\$ 5.757.342,21
3	Fixed manufacturing cost	Rp 25.205.967.203,75	\$ 1.629.766,40
	<b>Total Manufacturing Cost (MC)</b>	Rp 1.047.213.342.895,40	\$ 67.710.677,80

#### 6.4.3 *General Expense (GE)*

Pengeluaran yang berkaitan fungsi perusahaan termasuk pada *manufacturing cost*, meliputi administrasi, riset dan sales.

**Tabel 6. 12** *General Expense (GE)*

No.	General expense (GE)	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Administrasi	Rp 31.416.400.286,86	\$ 2.031.320,33
2	Sales	Rp 157.082.001.434,31	\$ 10.156.601,67
3	Riset	Rp 52.360.667.144,77	\$ 3.385.533,89
4	Finance	Rp 7.220.549.641,88	\$ 466.866,01
	<b>Total General Expense (GE)</b>	Rp 248.079.618.507,82	\$ 16.040.321,90

**Tabel 6. 13** *Total Production Cost (TPC)*

No.	Production Cost	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Manufacturing cost	Rp 1.047.213.342.895,40	\$ 67.710.677,80
2	General expense	Rp 248.079.618.507,82	\$ 16.040.321,90
	<b>Total TPC</b>	Rp 1.295.292.961.403,22	\$ 83.750.999,70

## 6.5 Analisa keuntungan

### 1. Keuntungan Sebelum Pajak

Total Penjualan : Rp. 1.391.395.090.887

Total Production Cost : Rp. 1.295.292.961.403

Keuntungan : Total Penjualan – Total Biaya Produksi

: Rp. 96.102.129.484

Keuntungan Sesudah Pajak

Berdasarkan PP No.30 Tahun 2020 sebagai aturan pelaksana Pasal 5 ayat (3) UU No.2 Tahun 2020, tarif PPh Bdan untuk Perseroan Terbatas (PT) diturunkan secara bertahap dari sebelumnya 25% menjadi 22% berlaku 2020 dan 2021 dan 20% mulai berlaku 2020, maka:

Pajak 20% dari keuntungan : 20% x Rp 91.646.877.571

: Rp. 19.220.425.897

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – Pajak

: Rp. 76.881.703.587

## 6.6 Analisa Risiko Pabrik

Dalam menentukan suatu pabrik memiliki risiko yang tinggi ataupun risiko yang rendah dapat dilakukan dengan meninjau beberapa aspek. Pada prarancangan pabrik ini terdapat 2 aspek dalam menentukan risiko pabrik.

### 1. Aspek sifat bahan-bahan yang terlibat dalam proses produksi

## 2. Aspek kondisi operasi alat yang digunakan pada saat proses produksi.

Berdasarkan tinjauan dari beberapa aspek tersebut, sifat bahan-bahan yang terlibat serta kondisi operasi yang digunakan tidak terlalu tinggi maka prarancangan pabrik ini memiliki risiko tinggi (*high risk*). Berikut parameter yang dapat dilihat:

### 1. Kondisi operasi

- Suhu : suhu tertinggi terdapat pada Menara Distilasi (MD-01) yang beroperasi pada suhu 213,2°C
- Tekanan : Tekanan tertinggi terdapat pada Menara Distilasi (MD-01) yaitu 1,5 atm

### 2. Karakteristik Bahan Baku dan Produk

#### • Bahan Baku

Toluena merupakan pelarut yang sering digunakan dalam pembuatan tiner cat dan bahan pencampuran bensin bersama benzena dan xilena, toluene juga termasuk cairan yang mudah terbakar dengan uapnya yang mudah meledak.

Asam nitrat merupakan asam yang kuat. Asam nitrat dapat digunakan sebagai pengoksidasi yang kuat.

- Katalis yang digunakan yaitu Asam Sulfat adalah asam yang sangat kuat dan berbahaya pada korosifnya dan dapat merusak benda disekitarnya juga sangat reaktif. Menyebabkan kulit terbakar yang parah dan kerusakan parah serta Mudah terbakar

#### • Produk

Mononitrotoluena merupakan salah satu bahan yang sering digunakan sebagai bahan baku pembuatan pewarna, busa *polyurethane*, asam *nitrobenzoid*, bahan peledak dan mudah terbakar.

- Hasil Perhitungan Ekonomi



Berdasarkan table 6.18 Kelayakan Ekonomi pabrik Mononitrotoluena memenuhi semua parameter kelayakan ekonomi.

Dari hasil analisis ekonomi pabrik diatas, dapat disimpulkan bahwa pabrik Mononitrotoluena yang akan berdiri termasuk kedalam pabrik yang beresiko tinggi (High Risk) dilihat dari karakteristik bahan baku dan produk yang mudah terbakar dan juga dari kondisi operasi yang tinggi.

## 6.7 Analisa Kelayakan

Kelayakan pabrik dapat dilihat dari beberapa cara sebagai berikut:

### 6.7.1 *Return of Investment* (ROI)

*Return of Investment* (ROI) adalah Perkiraan keuntungan yang didapatkan setiap tahunnya berdasarkan pada kecepatan pengembalian suatu modal yang diinvestasikan.

- ROI sebelum pajak (b)

$$\begin{aligned} ROI b &= \frac{\text{keuntungan sebelum pajak}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% \\ &= 55\% \end{aligned}$$

- ROI sesudah pajak (a)

$$\begin{aligned} ROI a &= \frac{\text{keuntungan setelah pajak}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% \\ &= 44\% \end{aligned}$$

### 6.7.2 *Break Event Point* (BEP)

*Break Event Point* ( BEP ) adalah titik impas suatu produksi dalam konsisi pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian. pada umumnya berkisar antara 40-60% dari kapasitas.

$$\text{Break Event Point} = \frac{Fa + (0,3xRa)}{(Sa - Va - (0,7xRa))} \times 100\%$$

Keterangan :

*Fa* : Annual Fixed manufacturing cost

*Ra* : Annual Regulated cost

*Va* : Annual Variable cost

*Sa* : Annual Sales price

a. *Fixed Cost (Fa)*

Sejumlah biaya yang dikeluarkan tiap tahunnya baik pabrik memproduksi atau tidak.

**Tabel 6. 14 Fixed Cost (Fa)**

No.	Fa ( Fixed Cost )	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Depresiasi	Rp 19.389.205.541	\$ 1.253.666,46
2	Property Taxes	Rp 3.877.841.108	\$ 250.733,29
3	Asuransi	Rp 1.938.920.554	\$ 125.366,65
	<b>Total Nilai Fa</b>	Rp 25.205.967.204	\$ 1.629.766,40

b. *Regulated Cost (Ra)*

Sejumlah biaya yang dikeluarkan tiap tahunnya yang besarnya proporsional dengan total kapasitas produksi.

**Tabel 6. 15 Regulated Cost (Ra)**

No.	Ra ( Regulated Cost )	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Gaji Karyawan	Rp 18.546.000.000	\$ 1.199.146,51
2	Payroll Overhead	Rp 2.781.900.000	\$ 179.871,98
3	Supervision	Rp 1.854.600.000	\$ 119.914,65
4	Plant Overhead	Rp 14.836.800.000	\$ 959.317,21
5	Laboratorium	Rp 1.854.600.000	\$ 119.914,65
6	General Expense	Rp 248.079.618.508	\$ 16.040.321,90

Table 6.15...lanjutan					
7	Maintenance	Rp	3.877.841.108	\$	250.733,29
8	Plant Supplies	Rp	581.676.166	\$	37.609,99
	<b>Total Nilai Ra</b>	Rp	292.413.035.782	\$	18.906.830,19

c. *Variable Cost (Va)*

Sejumlah biaya yang dikeluarkan tiap tahunnya yang besarnya dipengaruhi total kapasitas produksi.

**Tabel 6. 16 Variabel Cost (Va)**

No.	Variabel cost (Va)	Biaya (Rp)		Biaya (\$)	
1	Raw material	Rp	877.774.972.817	\$	56.755.138,55
2	Royalties and patent	Rp	18.546.000.000	\$	899.647,67
3	Utilities	Rp	16.415.280.147	\$	1.061.378,52
4	Product packaging and shipping	Rp	69.569.754.544	\$	4.498.238,36
	<b>Total Va</b>	Rp	982.306.007.508	\$	63.214.403,10

**Tabel 6. 17 Annual Sales Value (Sa)**

No	Komponen	Harga, Rp	
1	<i>Annual Sales Value</i>	Rp	1.391.395.090.887
	<b>Total</b>		

Dengan menggunakan data yang sudah didapatkan pada tabel diatas, maka didapatkan nilai BEP sebesar :

$$\text{BEP} = 55,25 \%$$

6.6.3 *Shut Down Point (SDP)*

*Shut Down Point (SDP)* adalah Suatu titik atau kondisi penentuan aktivitas produksi berhenti.

$$\text{Shut Down Point} = \frac{0,3 \times Ra}{(Sa - Va - (0,7 \times Ra))} \times 100\%$$

$$\text{SDP} = 42,92 \%$$

### 6.7.3 Pay Out Time (POT)

*Pay Out Time (POT)* adalah Pengembalian *Fixed Capital Investment* dalam jumlah tahunan dengan keuntungan pertahun sebelum dikurang dengan depresiasi.

- POT sebelum pajak (b)

$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{Fixed Capital}}{(\text{keuntungan sebelum pajak} + \text{Depresiasi})} \times 100 \\ &= 1,7 \text{ Tahun} \end{aligned}$$

- POT sesudah pajak (a)

$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{Fixed Capital}}{(\text{keuntungan sebelum pajak} + \text{Depresiasi})} \times 100\% \\ &= 2,0 \text{ Tahun} \end{aligned}$$

### 6.7.4 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

Persentase keuntungan yang dapat diperoleh terhadap *Capital Investment* dibanding dengan tingkat bunga pada bank.

Umur pabrik	= 10 tahun
<i>Fixed capital investment</i>	= Rp. Rp193.892.055.413
<i>Working capital</i>	= Rp. 167.135.426.680
<i>Salvage value (SV)</i>	= Rp 19.389.205.541
<i>Case flow</i>	= <i>Annual profit + Depresiasi + Finance</i>
	= Rp103.491.458.771

*Discounted Cash Flow Rate* dihitung secara trial & error

R = Rp. 4.639.925.042.464

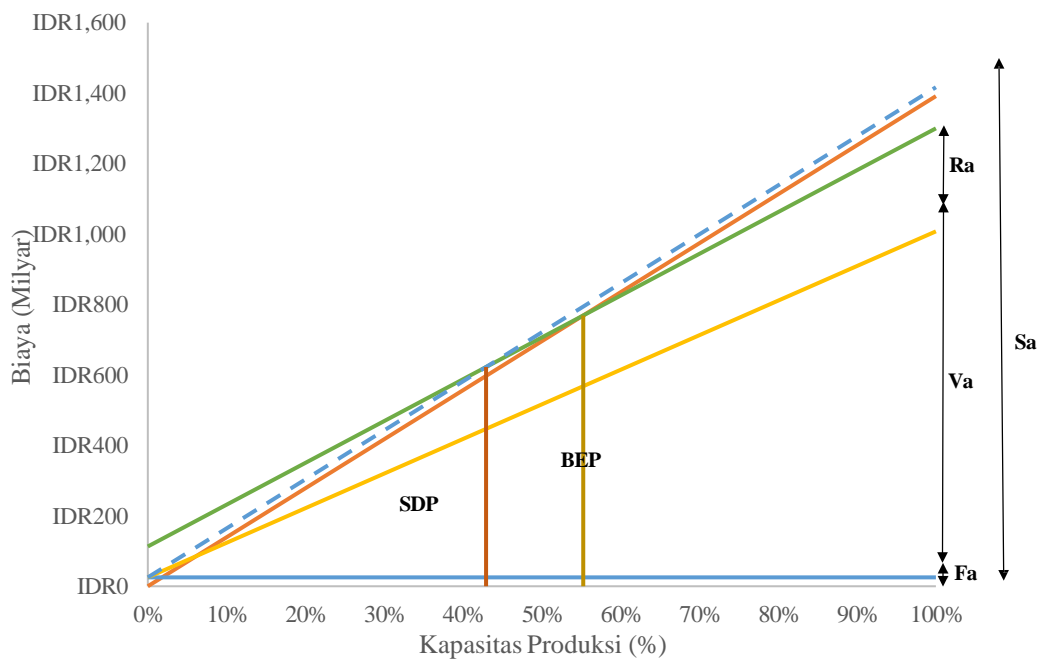
S = Rp4.639.925.042.464

R-S = Rp. 0,00

Dengan trial dan error di peroleh nilai  $i = 29,1\%$

**Tabel 6. 18** Kelayakan Ekonomi

Kriteria	Terhitung	Persyaratan	Referensi
ROI sebelum pajak	50%	ROI sebelum pajak untuk <i>High Risk</i> minimal 44%	Aries Newton, P.193
ROI setelah pajak	40%		
POT sebelum pajak	1,7 tahun	POT setelah pajak untuk <i>High Risk</i> maksimum 2 tahun	Aries Newton, P.196
POT setelah pajak	2,0 tahun		
BEP	55,25%	40 - 60%	-
SDP	42,92%	20-30%	-
DCFRR	29,1%	Interest = 1,5 x bunga simpanan bank (8,63%)	Kontan.co.id



**Gambar 6. 1** Grafik Evaluasi Ekonomi

## **BAB VII**

### **PENUTUP**

#### **a. Kesimpulan**

1. Prarancangan pabrik Mononitrotoluena dari toluena dan asam campuran dengan kapasitas 17.000 ton/tahun akan didirikan di wilayah Cilacap, Jawa Tengah dengan luas bangunan 8.005 m<sup>2</sup>, yang akan didirikan di atas luas tanah sebesar 12.930 m<sup>2</sup> dengan jumlah pekerja 144 orang.
2. Hasil analisis ekonomi diperoleh:
  - a. Return On Investment (ROI) :

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 50%, dan ROI setelah pajak sebesar 40%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11 %.
  - b. Pay Out Time (POT) :

POT sebelum pajak selama 1,7 tahun dan POT setelah pajak selama 2,0 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun.
  - c. Break Event Point (BEP)

Pada 55,25%, dan Shut Down Point (SDP) pada 42,92%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60%.
  - d. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) sebesar 29,1 %. Syarat minimum DCFR adalah di atas suku bunga simpanan bank yaitu 1,5 x suku bunga simpanan bank.
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 17.000 ton/tahun menarik untuk dikaji lebih lanjut

## **b. Saran**

Dalam prarancangan suatu pabrik kimia sangat diperlukan pemahaman tentang konsep-konsep dasar yang dapat mempermudah dalam hal perancangan diantaranya sebagai berikut:

1. Pada pemilihan alat proses, atau alat penunjang, bahan baku, kondisi operasi, dan lainnya. Selain itu juga harus melakukan pencarian data-data yang diperlukan sebelum membangun suatu pabrik kimia sehingga dengan informasi dan data-data yang lengkap dapat mempermudah suatu prarancangan pabrik kimia.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, oleh karena itu diharapkan berkembangnya pabrik kimia yang ramah lingkungan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw Hill Handbook Co., Inc., New York
- Badan Pusat Statistik, 2022, “*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*”, <http://www.bps.go.id>, diakses tanggal 5 Februari 2022.
- Badan Pusat Statistik, 2023, “*Upah Minimum Kabupaten Kota Cilacap Jawa Tengah*”, <http://www.bps.go.id>, diakses tanggal 30 September 2023.
- Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, *Unit Operation*, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Brownell, L.E. & Young, E.H., 1979, “*Process Equipment Design*”, New York: John Wiley and Sons, Inc.
- Coulson, J.M. & Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering* Vol. 6, Oxford: Pergamon Press.
- Considine, & Douglas M. 1985. *Instruments and Controls Handbook*. 3<sup>rd</sup> Edition. USA: Mc.Graw-Hill, Inc
- Faith, Keyes & Clark., 1955, “*Industrial Chemical*“ 2<sup>th</sup> ed. New York: John Willey and Sons. Inc.
- Hougen, O.A., Watson K.M., and Ragats R.A. 1943. *Chemical Process Principles*. USA. Page: 1054, 1055, and 1056.
- Kern, D.Q., 1950, *Process Heat Transfer*, New York: Mc. Graw-Hill International Book Company Inc.
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1952, *Encyclopedia of Chemical Technology* 3<sup>rd</sup> ed., Vol. 9, New York: The Inter Science Encyclopedia, Inc.
- Levenspiel, O., 1972, *Chemical Reaction Engineering*, 2<sup>nd</sup> ed., John Wiely and Sons,



Inc., New York.

Ludwig, E.E., 1964, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, Gulf Publishing, Co., Houston

Matches. 2023. [http:// www.matce.com/Equipcost.html](http://www.matce.com/Equipcost.html) diakses tanggal 30 september 2023

Mc Cabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 3th ed., New York: Mc Graw Hill Book Co., Inc.

Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6<sup>th</sup>ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1980, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3<sup>rd</sup> ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

Rase, H.F., and Barrow, M.H., 1957, "Project Engineering of Process Plants", New York: Wiley, Inc.

Smith, J.M. and Van Ness, H.C., 1987, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics* 3<sup>th</sup> ed., New York: Mc. Graw-Hill Book Co.

Treyball, R.E., 1981, "Mass Transfer Operation", 3 ed., Singapore: Mc. Graw Hill Book Company, Inc.

Ullmann's., 1984, *Encyclopedia of Industrial Chemistry*, 4<sup>th</sup> ed., Wiley-VCH., Berlin

Walas, S.M., 1988, *Chemical Process Equipment*, 3rd ed., USA: Butterworths series in chemical engineering.

Yaws, C.L., 1999, *Thermodynamics and Physical Property Data*, Mc. Graw-Hill Book Co., New York.

## LAMPIRAN

### Lampiran 1. Perhitungan Reaktor

Fungsi: Mereaksikan Toluena dengan Asam Nitrat menjadi Mononitrotoluena dengan katalis asam sulfat

Tipe : Reaktor Alir Berpengaduk (RATB)

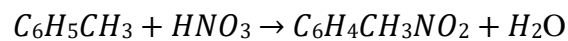
Sifat Reaksi : Eksotermis

Kondisi Operator : Tekanan (P) : 1 atm

Suhu (T) : 50°C

Perbandingan : Toluena : Asam Nitrat = 1.05:1

Reaksi:



Kinetika Reaksi :

Diperoleh dari O.A Hougen and Watson, Chemical Process Principle

Konstanta kecepatan reaksi mengikuti persamaan

$$\ln k = A - \frac{E}{R}$$

Data dari Hougen, 1947 Hal 1056

$$A = 27,58 \frac{\text{kmol}}{\text{jam m}^3}$$

$$E = 14000 \frac{\text{kcal}}{\text{kmol}}$$

$$R = 1,987 \frac{\text{kcal}}{\text{kmol K}}$$

$$T = 323 \text{ K}$$

Maka,

$$\ln k = 27,58 \frac{\text{kmol}}{\text{jam m}^3} - \frac{14000 \frac{\text{kcal}}{\text{kmol}}}{1,987 - \frac{\text{kcal}}{\text{kmol K}} (323 \text{ K})}$$

$$k = 319,381 \frac{\text{kmol}}{\text{jam m}^3}$$

Model matematis perancangan reaktor:

Asumsi Reaktor:

1. Eksotermal
2. Pengadukan Sempurna
3. Laju alir volumetric tetap
4. *Steady state*

Pada keadaan *steady state* maka dituliskan

Laju A masuk – Laju A keluar – Laju reaksi A = Laju akumulasi

$$F_V \cdot C_{A \text{ in}} - F_V \cdot C_{A \text{ out}} + (-r_A)V = 0$$

$$F_V \cdot C_{A \text{ in}} - F_V \cdot C_{A \text{ out}} = (-r_A)V$$

$$F_V(C_{A \text{ in}} - C_{A \text{ out}}) = (-r_A)V$$

$$V = \frac{F_V(C_{A \text{ in}} - C_{A \text{ out}})}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{F_V(C_{A0} - C_{A0}(1 - X_A))}{(-r_A)}$$

$$V = \frac{F_V(C_{A0} \cdot X_A)}{k \cdot C_A}$$

$$V = \frac{F_V(C_{A0} \cdot X_A)}{k \cdot (C_{A0}(1 - X_A))}$$

$$V = \frac{F_V \cdot X_A}{k \cdot (1 - X_A)}$$

Maka diperoleh V sebesar  $6,553 \text{ m}^3 = 1731,181 \text{ gallon}$

Optimasi Reaktor

1. Jumlah Reaktor 1

$$V_1 = 6,553 \text{ m}^3$$

$$X_0 = 0$$

$$X_1 = 0,95$$

2. Jumlah Reaktor 2

$$V_1 = V_2 = 10,488 \text{ m}^3$$

3. Jumlah Reaktor 3

$$V_1 = V_2 = V_3 = 10,488 \text{ m}^3$$

4. Jumlah Reaktor 4

$$V_1 = V_2 = V_3 = V_4 = 1,859 \text{ m}^3$$

Penentuan volume reaktor 2 – 4 dengan menghitung konversi reaktor seri yaitu :

$$(X_n - ((V_n * k * C_{A0} * (1 - X_n) * (M - X_n)) / F_v))$$

Lalu menggunakan goal seek dengan tujuan  $X_0$  (Selisih) = 0 dengan mengubah volume reaktor yang akan dihitung.

Reaktor	Volume (gallon)	Harga
1	1.731,181	\$ 37.367,57
2	5.541,530	\$ 83.810,62
3	8.312,295	\$ 106.894,12
4	1.964,881	\$ 78.333,42

Menghitung Dimensi Reaktor

Perbandingan tinggi dan diameter reactor yang optimum adalah 1 : 1.48 (H:D = 1.48:1) dengan jenis tutup bagian atas dan bawah yang digunakan adalah *torispherical head*. (Brownell, 1959 hal 41)

## Densitas

Rumus Kimia	BM	Densitas ( $\rho$ ) (kg/m <sup>3</sup> )	Fw(kg/jam)	fraksi massa	$\rho \cdot x_i$
$C_6H_5CH_3$	92	841,076	1.663,012	0.079	66.663
$C_6H_4CH_3NO_2$	137	1.128,575	0.863	0.000	0.046
$HNO_3$	63	1.466,582	1.083	0.051	75.702
$H_2SO_4$	98	1.802,058	12.871,512	0.613	1.105,499
$H_2O$	18	1.004,287	5.654,166	0.255	256.711
Jumlah		6.242,579	21.070,90	1.000	1.504,623

Densitas campuran = 1.504,623 kg/m<sup>3</sup>

$$F_v = \frac{\text{Massa } \left(\frac{\text{kg}}{\text{jam}}\right)}{\rho \text{ campuran } \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)}$$

$$= 13,945 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V = 5,458 \text{ m}^3$$

$$V \text{ over design (20\%)} = 1,2 \times 5.458 \text{ m}^3 = 6.553 \text{ m}^3$$

$$V = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

$$D = 2.03 \text{ m} = 79,853 \text{ in}$$

$$H = 3.00 \text{ m} = 118,183 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi Cairan (Hi)} = \frac{4 \times V}{\pi \times D^2} = 2.027 \text{ m}$$

### Menghitung Tekanan Desain

$$\text{Tekanan Operasi} = 1 \text{ atm} = 214,7 \text{ psi}$$

$$\text{Densitas Campuran} = 1.504,623 \text{ kg/m}^3$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{\rho \times g \times h}{gc}$$

Maka,

$$P_{\text{hidrostatik}} = 3.051,070 \text{ kg/m}^2 = 4.339 \text{ psi}$$

$P_{\text{absolute}}$	= Tekanan operasi + Tekanan hidrostatik
$P_{\text{absolute}}$	= 19,039 psi
$P_{\text{desain}}$	= 1,2 ( <i>overdesign</i> 20%) x Tekanan absolut
$P_{\text{desain}}$	= 22,847 psi

### Menghitung Tebal *Shell*

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

P (Tekanan dalam tangki, psi)	= 19,039 psi
f ( <i>Allowable stress</i> , psi)	= 18,750 psi (Brownell, 1959 tabel 5.7 hal. 342)
ri (jari-jari reaktor, in)	= 39,926 in
C (faktor korosi, in)	= 0,125 in
E (efisiensi sambungan, 80%)	= 0,8 (Brownell, 1959 tabel 13.2 hal. 254)
ts (Tebal <i>shell</i> , in)	= 0,375 in

Maka, diperoleh ts standar sebesar 0,375 in atau 3/8 in (Brownell, 1959 tabel 5.7 hal. 91)

### Menghitung Dimensi Head

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

OD ( <i>outside design</i> , in)	= 79,853 in
----------------------------------	-------------

Pada tabel 5.7 hal. 91 (Brownell, 1959), di dapat :

OD	= 84 in
icr	= 5,125 in
r	= 84 in

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

w	= 1,762 in
---	------------

$$th = \frac{P \times r \times w}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + C$$

$$th \text{ (tebal head, in)} = 0,167 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.8 brownell hal. 93, dengan th standar sebesar 0,187 (3/16 in) maka nilai sf adalah  $1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{4}$ , sehingga dipilih nilai sf sebesar 2 in.

### Menghitung Tinggi Head

$$OD \text{ (outside diameter, in)} = 84 \text{ in}$$

$$th \text{ (tebal head, in)} = 0,167 \text{ in}$$

$$ID = OD - 2 \times ts$$

$$ID = 83,25 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$a = 41,625 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$AB = 36,50 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$BC = 78,88 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 + AB^2}$$

$$AC = 69,92 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$b = 14,08 \text{ in}$$

$$H_{head} (OA) = th + b + sf$$

$$H_{head} (OA) = 16,26 \text{ in} = 0,413 \text{ m}$$

$$h_{Reaktor} = 2 \times H_{head} + h_{Shell}$$

$$h_{Reaktor} = 3,827 \text{ m}$$

### Menghitung Ukuran Pengaduk

berdasarkan padatan katalis dipilih pengaduk dengan tipe Turbine with 6 Flat Blades sangat diperlukan untuk mencapai pengadukan 500 rpm. Berdasarkan buku brown (1978), hal. 507 diperoleh data:

$$D_t/D_i = 3$$

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

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

$$W_b/D_i = 0,17$$

$$L/D_i = 1$$

$$\text{Baffle} = 4$$

$$D_i \text{ (diameter pengaduk, in)} = 0,676 \text{ m}$$

$$Z_L \text{ (tinggi cairan dalam reaktor, in)} = 2,636 \text{ m}$$

$$W_b \text{ (lebar baffle, in)} = 0,115 \text{ m}$$

$$Z_i \text{ (jarak pengaduk, in)} = 0,878 \text{ m}$$

$$L \text{ (lebar pengaduk, in)} = 0,114 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah Impeler} = 1$$

### Menghitung Kecepatan Putaran Pengaduk

$$N = \frac{600}{\pi \times D} \times \sqrt{\frac{WELH}{2 \times D_i}}$$

$$WELH = Z_L \times Sg$$

$$WELH = 0,488 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah Putaran (N)} = 52 \text{ rpm} = 0,863 \text{ rps}$$

### Menghitung Power Pengaduk

$$Pa = \frac{Np \times \rho \times N^3 D^5}{gc}$$



$N_p$  (power number) = 1 (fig. 447 buku brown hal.507)

$\rho$  (densitas campuran) = 1.504,623 kg/m<sup>3</sup>

$D_i$  (diameter pengaduk) = 2,218 m

$g_c$  = 32,2 ft.lbm/s<sup>2</sup>.lbf

$N$  (kecepatan putaran pengaduk) = 0,863 rps

$P$  = 80,595 hp

Maka, daya efisiensi motor adalah 91% (figur 14.38 peters hal. 521)

$P$  (daya motor) = 89,056 hp

### Neraca Panas Reaktor

	Kjoule/Jam	Kjoule/Jam
$Q_{in}$	1.149.858,584	
$Q_{out}$		11.107.772,886
$Q_{reaksi}$	2.219.467,379	
$Q_{pendingin}$		2.258.553,076
<b>Total</b>	<b>3.369.325,963</b>	<b>3.369.325,963</b>

Media pendingin yang digunakan adalah Cooling Water dengan suhu masuk 30 °C dan suhu keluar 4 °C.

$$\Delta H = C_p \times \Delta T$$

$$\Delta H = 4,1799 (313K - 298K) - 4,1775 (303K - 298K)$$

$$\Delta H = 41,811 \text{ kJ/kg}$$

Maka kebutuhan air pendingin :

$$Q = m \times C_p \times \Delta T$$

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

$$m = 54.018,155 \text{ kg/jam}$$

## Suhu LMTD

Komponen	°C	K	°F
Suhu fluida panas masuk (T <sub>1</sub> )	270	543	518
Suhu fluida panas keluar(T <sub>2</sub> )	270	543	518
Suhu fluida dingin masuk (t <sub>1</sub> )	30	303	86
Suhu fluida dingin keluar (t <sub>2</sub> )	40	313	104

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln \frac{(T_2 - t_1)}{(T_1 - t_2)}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 422.936 \text{ } ^\circ\text{F}$$

## Menghitung Luas Perpindahan Panas

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

Nilai UD untuk light organic (hot) dan water (cold) sebesar 75 - 150 Btu/ft<sup>2</sup>.°F jam. Maka nilai

$$UD = 150 \text{ btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$A = 3,135 \text{ m}^2$$

## Menghitung Luas Selubung Reaktor

$$A = \pi \times D \times H$$

$$A = 23,665 \text{ m}^2$$

Karena luas transfer panas < luas selubung reaktor maka dipilih jaket pendingin.

## Perhitungan Desain Jaket Pendingin

### Menghitung Ukuran Jaket Pendingin

Jarak antara dinding luar tangki dan dinding bagian dalam jaket (jw) diambil :

$$ID = OD + 2 \times jw$$

$$ID = 88 \text{ in}$$

$$H = 1,5 \times ID$$

$$H = 132 \text{ in}$$

### Menghitung Tebal Dinding Jacket

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

P (Tekanan dalam tangki, psi)	= 19,039 psi
f ( <i>Allowable stress</i> , psi)	= 18,750 psi (Brownell, 1959 tabel 5.7 hal. 342)
ri (jari-jari reaktor, in)	= 44 in
C (faktor korosi, in)	= 0,125 in
E (efisiensi sambungan, 80%)	= 0,8 (Brownell, 1959 tabel 13.2 hal. 254)
ts (Tebal <i>shell</i> , in)	= 0,177 in

Maka, diperoleh ts standar sebesar 0,177 in atau 3/16 in (Brownell, 1959 tabel 5.7 hal. 91)

### Menghitung Tebal Bottom

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

OD (*outside design*, in) = 88,375 in

Pada tabel 5.7 hal. 91 (Brownell, 1959), di dapat :

OD	= 90 in
icr	= 5 ½ in
r	= 90 in

$$w = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

w = 1,761 in

$$th = \frac{P \times r \times w}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + C \quad (\text{Persamaan 7.77 Brownell, 1959})$$

th (tebal *Bottom*, in) = 0,219 in

Berdasarkan tabel 5.8 brownell hal. 93, dengan th standar sebesar 0.25 (1/4 in) maka nilai sf adalah 1 1/2 – 2 1/4, sehingga dipilih nilai sf sebesar 3 in.

Sehingga diperoleh tinggi bottom sebesar 71.3 in

### **Menentukan Luas Transfer Panas Jacket**

Luas permukaan tangki untuk tebal head > 1 in (Persamaan 5.13 Brownell, 1959 hal. 88) :

$$Diameter (De) = OD + \frac{OD}{24} + 2 \times sf + \frac{2}{3} \times icr + th$$

$$Diameter (De) = 100,599 \text{ in}$$

Rumus luas transfer panas jacket :

$$A = OD \times H + \frac{\pi}{4} \times OD^2$$

$$A = 18.238,5 \text{ in}^2$$

### **Menentukan Koefisien Perpindahan Panas antara Reaktor Dan Jacket**

Berikut merupakan persamaan 2.10, kern hal.718 :

$$\frac{hi \times Di}{k} = 0,36 \left( \frac{L^2 \times N \times \rho}{\mu} \right)^{\frac{2}{3}} \left( \frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

Dengan  $\mu = \mu_w$ , sehingga  $\frac{\mu}{\mu_w} = 1$

Di (diameter reaktor (ID shell), ft)	= 6,654 ft
$\rho$ (densitas campuran, lb/ft <sup>3</sup> )	= 93,93 lb/ft <sup>3</sup>
Cp (kapasitas panas larutan, Btu/lb.°F)	= 5.539,513 Btu/lb.°F
DI/L (Diameter pengaduk, ft)	= 2,22 ft
N (Kecepatan rotasi pengaduk, rph)	= 4.080 rph
k (Konduktivitas panas larutan, Btu/jam.ft <sup>2</sup> .(°F /ft)	= 0,332 Btu/jam.ft <sup>2</sup> .(°F /ft)
$\mu$ (Viskositas campuran, lb/ft.jam)	= 19,296 lb/ft.jam
hi (koefisien perpindahan panas, Btu/jam ft <sup>2</sup> .°F)	= 5.136,830 Btu/jam ft <sup>2</sup> .°F

### **Menghitung hi<sub>o</sub>**

$$hi_o = h \frac{ID}{OD}$$

$$hi_o = 4.641,509 \text{ Btu/jam ft}^2.\text{°F}$$

### **Menghitung ho**

Diketahui nilai  $j$  sebesar 1 dengan nilai  $Re_j$  0.39 (kern, fig. 20.2 hal. 718)

$$h_o = j \frac{k}{De} \left( \frac{C_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$h_o = 2,718 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

**Menghitung Clean Overall Coefficient ( $U_c$ ) dan Designed Overall Coefficient ( $U_d$ )**

$$U_c = \frac{h_{i_o} \times h_o}{h_{i_o} + h_a}$$

$$U_c = 2,716 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Diketahui nilai *fouling factor* (kern, tabel 12, hal.845) :

$$R_d = 0,001$$

$$\text{Maka, } h_D = 1/R_d$$

$$= 1000$$

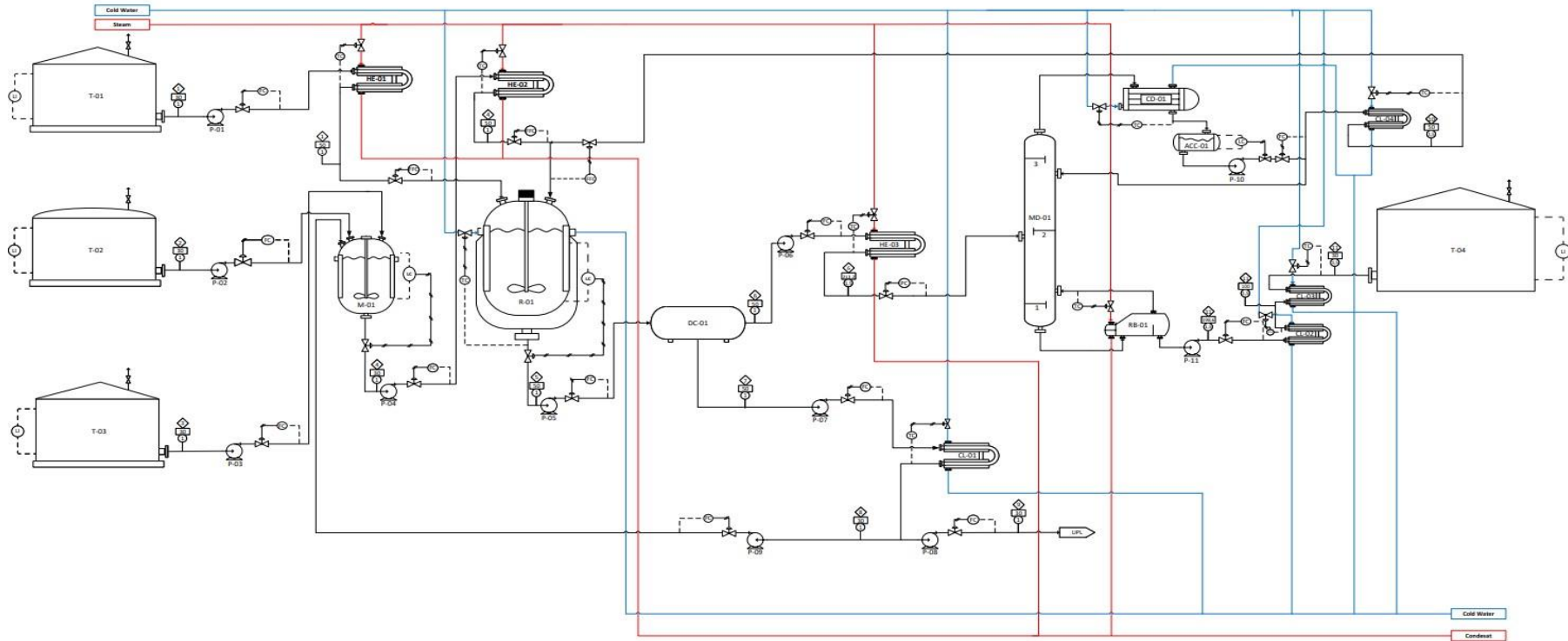
Berdasarkan example 20.1, Kern, hal. 720 :

$$U_d = \frac{U_c \times h_d}{U_c + h_d}$$

$$U_d = 2,709 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

## LAMPIRAN A

### PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM PRA RANCANGAN PABRIK MONONITROTOLENE DARI TOLUENE DAN ASAM CAMPURAN DENGAN KAPASITAS 17.000 TON/TAHUN



KOMPOSISI	Nomor Arus (kg/jam)										
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11
$C_6H_5CH_3$	1.595,694			2,351	160,503	157,844	2,657	2,350	0,308	62,623	95,221
$H_2O$	17,392	323,868	25,154	5.654,628	5.654,166	2,472	6.653,127	4.997,572	655,554	1,435	1,037
$HNO_3$		1.035,160		1,083	54,152		54,152	47,884	6,267		
$H_2SO_4$			1.489,732	12.871,512	12.871,512		12.871,512	11.381,780	1.489,732		
$C_6H_4CH_2NO_2$	90,025			0,865	2.238,297	2.327,344	0,978	0,865	0,113	180,05	2.147,294
<b>TOTAL</b>	<b>1.703,111</b>	<b>1.359,028</b>	<b>1.514,877</b>	<b>19.304,356</b>	<b>21.070,090</b>	<b>2.487,660</b>	<b>18.582,430</b>	<b>16.430,451</b>	<b>2.151,979</b>	<b>244,108</b>	<b>2.243,552</b>

Keterangan Instrumen	
FC	Flow Control
LC	Level Control
LI	Level Indicator
TC	Temperature Control
PC	Pressure Control
FFC	Ratio Control
Keterangan Instrumen Simbol	
◇	Nomor Arus
□	Temperature (°C)
○	Tekanan (atm)
⊕	Control Valve
⊖	Signal Pneumatic
---	Signal Elektrik
—	Pipung

Keterangan Alat	
ACC	Accumulator
CL	Cooler
CD	Condenser
DC	Decanter
HE	Heat Exchanger
MD	Menara Destilasi
R	Reaktor
RB	Reboiler
T	Tangki
P	Pompa
M	Mixer



**JURISAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
2023**

**PRA RANCANGAN PABRIK MONONITROTOLENE  
DARI TOLUENE DAN ASAM CAMPURAN  
DENGAN KAPASITAS 17.000 TON/TAHUN**

**BIMBUNGSU DELAH:**  
Ayu Rahma Listari (19521178)  
Tika Mayang Sari (19521180)

**DOSEN PEMBIMBING 1:**  
Ventalitya Althea Sari Agustia, S.T., M.Eng.

## LAMPIRAN B

### KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Ayu Rahma Lestari

No. MHS 19521178



2. Nama Mahasiswa : Tika Mayang Sari

No. MHS 19521180

Judul Prarancangan \*) : PRA RANCANGAN PABRIK MONONITROTOLUENA  
DARI TOLUENA DAN ASAM CAMPURAN DENGAN KAPASITAS 17.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 10 Oktober 2022

Batas Akhir Bimbingan : 8 April 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	ParafDosen
1	23 Oktober 2022	Koordinasi TA Perdana	
2	7 Februari 2023	Penentuan Kapasitas Pabrik	
3	13 Februari 2023	Penentuan Pemilihan Proses dan Spesifikasi Bahan	

**Disetujui Draft Penulisan:**

**Yogyakarta, 7 Oktober 2023**

**Pembimbing,**

**Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.**

\*) 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 : Ayu Rahma Lestari  
No. MHS : 19521178
2. Nama Mahasiswa : Tika Mayang Sari  
No. MHS : 19521180  
Judul Prarancangan \*) : PRA RANCANGAN PABRIK MONONITROTOLUENE DARI TOLUENE DAN ASAM CAMPURAN DENGAN KAPASITAS 17.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **9 April 2023**

Batas Akhir Bimbingan : **06 Oktober 2023**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	09 Juni 2023	Pembuatan Diagram Alir Kualitatif	
2	24 Agustus 2023	Perhitungan Neraca Massa	
3	18 September 2023	Revisi Neraca Massa	
4	20 September 2023	Perancangan Alat Proses	
5	26 September 2023	Alat penyimpanan	
6	2 Oktober 2023	Perancangan Flow Diagram (PEFD)	
7	5 Oktober 2023	Revisi PEFD dan Perancangan Utilitas	
8	7 Oktober 2023	Evaluasi Ekonomi dan Naskah	

**Disetujui Draft Penulisan:**

**Yogyakarta, 7 Oktober 2023**

**Pembimbing,**

**Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng.**

- \*) **Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok**
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
  - Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy