

PRA-RANCANGAN PABRIK XYLENE DARI TOLUENE DAN METHANE KAPASITAS 270.000 TON/TAHUN

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
Kimia



Disusun Oleh :

Nama : Putri Tsabitah Dasril

Nama : Imam Ahmad Nurkholis

NIM : 19521190

NIM : 19521224

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

YOGYAKARTA

2023

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
PRA-RANCANGAN PABRIK XYLENE DARI TOLUENE DAN
BENZENE

KAPASITAS 270.000 TON/TAHUN

Kami yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Putri Tsabitah Dasril Nama : Imam Ahmad Nurkholis

NIM : 19521190 NIM : 19521224

Yogyakarta, 22 Desember 2023

Menyatakan bahwa seluruh hasil prancangan pabrik ini adalah hasil karya sendiri.

Apabila di kemudian hari ditemukan pelanggaran, maka kami bersedia mempertanggungjawabkan sesuai peraturan yang berlaku. Demikian surat pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Penyusun I,

Penyusun II,



Putri Tsabitah Dasril

19521190



Imam Ahmad Nurkholis

19521224

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRA-RANCANGAN PABRIK XYLENE DARI TOLUENE DAN
METHANE**

KAPASITAS 270.000 TON/TAHUN

PRA-RANCANGAN PABRIK



Pembimbing

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

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK XYLENE DARI TOLUENE DAN
METHANE KAPASITAS 270.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:


Nama	: Putri Tsabitah Dasril	Nama	: Imam Ahmad Nurkholis
NIM	: 19521190	NIM	: 19521224

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

Tim Penguji, <u>Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T.,</u> <u>M.Eng.</u> Ketua Penguji	(.....)
<u>Dr. Diana, S.T., M.Sc.</u> Penguji I	(.....)
<u>Umi Rofiqah, S.T., M.T.</u> Penguji II	(.....)

Menguji,
Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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

KATA PENGANTAR

Bismillahirrahmanirrahim

Assalamu 'alaikum Wr. Wb.

Puji Syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan karunia-Nya sehingga tugas akhir ini dapat terselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam tidak lupa pula dipanjatkan atas junjungan kita yakni Nabi Muhammad SAW, ahabat serta pengikutnya.

Tugas Akhir Pra-Rancangan Pabrik yang berjudul “Prarancangan Pabrik Xylene dari Toluene dan Methane Kapasitas 270.000 Ton/Tahun” ini disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama menempuh pendidikan di bangku perkuliahan, dan merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia dari Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Penyusunan Tugas Akhir ini dapat terselesaikan tidak lepas dari bimbingan dan bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu dalam kesempatan kali ini penulis menyampaikan ucapan terimakasih kepada:

1. Allah SWT. Atas segala rahmat dan karunia-Nya
2. Orang tua dan keluarga yang selalu memberikan motivasi dan dukungan baik moril maupun materil selama menempuh Pendidikan di Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.Eng selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia
4. Ibu Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan arahan, bimbingan, serta dukungan dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
5. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

6. Partner Tugas Akhir yang sudah meluangkan waktu dan kerja sama dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
7. Teman-teman Teknik Kimia 2019 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan doa.
8. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Dalam Tugas Akhir ini masih terdapat banyak kekurangan baik isi maupun susunannya. Untuk itu, kritik dan saran akan sangat membantu demi sempurnanya tugas akhir ini. Semoga tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

Wassalamualaikum Wr. Wb.

Yogyakarta, 22 Desember 2023

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN



Alhamdulillahirobbil'alamin

Puji Syukur saya panjatkan kehadirat Allah SWT yang telah memberikan rahmat, karunia, serta hidayah-Nya kepada saya, sehingga dapat menyelesaikan tugas akhir ini dengan lancar. Sholawat serta salam semoga selalu tercurahkan kepada junjungan kita Nabi Muhammad *Shalallahu Ailaihi Wassalam* hingga akhir hayat kita.

Pada kesempatan ini, saya ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada kedua orang tua saya yang sangat saya cintai dan sayangi yakni Bapak Andi Dasril, S.E dan Ibu Andi Faridah Yusuf yang telah memberikan saya kesempatan untuk menempuh pendidikan di Program Studi Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia. Terima kasih telah menjadi *support system* terbaik dalam hidupku, atas do'a terbaik yang tiada henti selalu dipanjatkan untukku, menjadi garda terdepan dikala mengalami kesusahan. Alhamdulillah atas izin Allah SWT anak Papa dan Mama bisa mendapatkan gelar yang selama ini diharapkan keluarga, yaitu menjadi insinyur. Semoga Allah SWT selalu memberkahi Papa dan Mama kapanpun dan dimanapun aamiin.

Untuk *support system* dan keluarga saya yaitu adik saya Andi Fathul Izdihar Dasril, kak Erwin Suarno, Gema Nur Qur Aini Majid, uwa Andi Rahmawati, umi Sumiati, dato' Siti Nurhayati, dan dato' Dorrahamang. Terima kasih selalu mendukung apapun pilihan saya dalam segala hal. Selalu menghibur dan hadir ketika dalam kondisi terpuruk. Semoga Allah membalas kebaikan.

Untuk teman-teman sekampus seperjuangan saya, Syafira Dwi Rahmadiva, Prajati Arum Siwi, Dinda Callista Lestari, Tresinta Aji Guntari, dan Gita Nurul Sabrina. Terima kasih telah menjadi teman terbaik semasa kuliah, susah senang

bersama, saling membantu, selalu support kepada semuanya dan memberikan arahan-arahan dalam mengerjakan tugas akhir ini. Kenangan singkat ini tidak ada pernah saya lupakan sampai tua, memiliki teman terindah dan sangat baik menjadi mimpi yang indah untuk saya sebagai perantau di kota Yogyakarta yang istimewa ini, meskipun nantinya kita akan dipisahkan oleh jarak, semoga kalian selalu dalam lindungan Allah SWT dimanapun kalian berada dan tidak melupakan masa-masa indah selama kuliah di Universitas Islam Indonesia tercinta

Untuk dosen pembimbing saya yang sangat sabar menghadapi mahasiswa/i yang terkadang khilaf belum melanjutkan tugas akhir ini yaitu Ibu Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng. saya mengucapkan banyak-banyak terimakasih karena Ibu telah membimbing saya sampai akhirnya saya mendapatkan gelar sarjana yang sangat dinantikan oleh keluarga saya dan memberikan ilmu yang sangat bermanfaat kepada saya selama menjadi dosen. Semoga Ibu Veni selalu dalam lindungan Allah SWT dan diberikan keberkahan yang melimpah serta pahala yang banyak oleh Allah SWT. Aamiin.

Untuk teman-teman saya diluar Yogyakarta yaitu, Fera Sellindha, Hana Yustika, Anggita Apriani, dan Wanda Winny Zhafira. Terimakasih telah menjadi penyemangan serta *moodbooster* saya dikala saya terpuruk dalam hal apapun, terimakasih atas dukungan kalian kepada saya. Atas segala celoteh lucu dan menarik yang membuat hidup saya menjadi berwarna. Semoga kalian sehat selalu. Aamiin.

Terima kasih juga untuk teman-teman teknik kimia, yang pernah membantu dikala kesulitan dalam mengerjakan. Terimakasih sudah mau mengenal saya. Semoga kita diberikan ilmu yang bermanfaat dan sukses kedepannya dan dipertemukan diwaktu dan tempat yang terbaik. Aamiin.

Putri Tsabitah Dasril

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL	i
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	ii
KATA PENGANTAR.....	iv
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR TABEL	x
DAFTAR GAMBAR	xiii
ABSTRAK	xiv
ABSTRAK	xv
BAB I	1
PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	2
1.3 Tinjauan Pustaka.....	11
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	17
BAB II.....	22
PERANCANGAN PRODUK	22
2.1 Spesifikasi Produk	22
2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung	23
2.3 Pengendalian Kualitas.....	25
BAB III.....	29
PERANCANGAN PROSES	29
3.1 Diagram Alir Proses dan Material	29
3.2 Uraian Proses	31
3.3 Spesifikasi Alat.....	32
3.4 Neraca Massa.....	57
3.5 Neraca Panas.....	61
BAB IV	68
PERANCANGAN PABRIK	68
4.1 Lokasi Pabrik	68
4.2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout)	73

4.3	Tata Letak Mesin/Alat Proses (<i>Machines Layout</i>)	76
4.4	Organisasi Perusahaan	78
BAB V		102
UTILITAS		102
5.1	Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	102
5.2	Unit Pembangkit Steam	113
5.3	Unit Pembangkit Listrik	114
5.4	Unit Penyedia Udara Tekan	116
5.5	Unit Penyedia Bahan Bakar	117
5.6	Unit Pengolahan Limbah	117
5.7	Spesifikasi Alat Utilitas	118
BAB VI		133
EVALUASI EKONOMI		133
6.1	Evaluasi Ekonomi	133
6.2	Penaksiran Harga Alat	134
6.3	Dasar Perhitungan	140
6.4	Perhitungan Biaya	140
6.5	Analisa Kelayakan	142
6.6	Hasil Perhitungan	144
5.8	Hasil Analisa Kelayakan	149
5.9	Analisa Resiko Pabrik	152
5.10	Analisa Kelayakan	153
BAB VII		156
KESIMPULAN DAN SARAN		156
7.1	Kesimpulan	156
7.2	Saran	157
DAFTAR PUSTAKA		159
LAMPIRAN A		163
LAMPIRAN B		181
LAMPIRAN C		182

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Xylene Di Indonesia	3
Tabel 1.2 Hasil Proyeksi Impor Tahun 2018 hingga 2027	4
Tabel 1.3 Data Perusahaan Xylene Di Dunia	5
Tabel 1.4 Data Ekspor Xylene Di Indonesia.....	6
Tabel 1.5 Hasil Proyeksi Ekspor Tahun 2018 hingga 2027.....	7
Tabel 1.6 Data Perusahaan Berbahan Dasar Xylene.....	8
Tabel 1.7 Perbandingan Proses	17
Tabel 1.8 Harga ΔH_f° masing-masing komponen	18
Tabel 1.9 Harga ΔG_f° masing-masing komponen	19
Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor	30
Tabel 3.2 Spesifikasi Separator 1.....	31
Tabel 3.3 Spesifikasi Separator 2.....	32
Tabel 3.4 Spesifikasi Menara Distilasi 1	33
Tabel 3.5 Spesifikasi Menara Distilasi 2	35
Tabel 3.6 Spesifikasi Tangki.....	36
Tabel 3.7 Spesifikasi Tangki.....	37
Tabel 3.8 Spesifikasi Accumulator	39
Tabel 3.9 Spesifikasi Pompa.....	40
Tabel 3.10 Spesifikasi Pompa.....	40
Tabel 3.11 Spesifikasi Vaporizer 1.....	41
Tabel 3.12 Spesifikasi Heater 1	43
Tabel 3.13 Spesifikasi Heater 2	44
Tabel 3.14 Spesifikasi Heater 3	45
Tabel 3.15 Spesifikasi Waste Heat Boiler 1	46
Tabel 3.16 Spesifikasi Condensor Parsial 1.....	47
Tabel 3.17 Spesifikasi Condensor 1.....	48
Tabel 3.18 Spesifikasi Condensor 2.....	49
Tabel 3.19 Spesifikasi Reboiler 1	50
Tabel 3.20 Spesifikasi Reboiler 2	51
Tabel 3.21 Spesifikasi Cooler 1	52
Tabel 3.22 Spesifikasi Cooler 2.....	54
Tabel 3.23 Neraca Massa Total	55
Tabel 3.24 Neraca Massa Separator 1.....	55
Tabel 3.25 Neraca Massa Reaktor	56
Tabel 3.26 Neraca Massa Separator 2.....	57
Tabel 3.27 Neraca Massa Menara Distilasi 1	57
Tabel 3.28 Neraca Massa Menara Distilasi 2	58
Tabel 3.29 Neraca Panas Reaktor	58

Tabel 3.30 Neraca Panas Menara Distilasi 1	58
Tabel 3.31 Neraca Panas Menara Distilasi 2	59
Tabel 3.32 Neraca Panas Separator 1	59
Tabel 3.33 Neraca Panas Separator 2	60
Tabel 3.34 Neraca Panas Heater 1	60
Tabel 3.35 Neraca Panas Heater 2	60
Tabel 3.36 Neraca Panas Heater 3	61
Tabel 3.37 Neraca Panas Waste Heat Boiler 1	61
Tabel 3.38 Neraca Panas Condensor Parsial 1.....	62
Tabel 3.39 Neraca Panas Condensor 1	62
Tabel 3.40 Neraca Panas Condensor 2	62
Tabel 3.41 Neraca Panas Reboiler 1	63
Tabel 3.42 Neraca Panas Reboiler 2.....	63
Tabel 3.43 Neraca Panas Cooler 1.....	63
Tabel 3.44 Neraca Panas Cooler 2.....	64
Tabel 4.1 Luas Bangunan dan Tanah.....	71
Tabel 4.2 Tugas Direktur Utama	79
Tabel 4.3 Jadwal Kerja Karyawan Shift	89
Tabel 4.4 Jumlah Karyawan.....	90
Tabel 4.5 Penggolongan Jabatan.....	92
Tabel 4.6 Rincian Gaji	93
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Domestik	108
Tabel 5.2 Air Sebagai Media Pendingin	111
Tabel 5.3 Kebutuhan Steam.....	111
Tabel 5.4 Daya Alat Proses.....	112
Tabel 5.5 Daya Alat Utilitas	113
Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Pabrik.....	114
Tabel 5.7 Spesifikasi Bak Pengendapan Awal.....	116
Tabel 5.8 Spesifikasi Bak Pencampuran Cepat.....	116
Tabel 5.9 Spesifikasi Klarifier	117
Tabel 5.10 Spesifikasi Saringan Pasir.....	118
Tabel 5.11 Spesifikasi Bak Air Bersih.....	118
Tabel 5.12 Spesifikasi Bak Air Minum	119
Tabel 5.13 Spesifikasi Menara Pendingin.....	120
Tabel 5.14 Spesifikasi Tangki Penukar Kation.....	120
Tabel 5.15 Spesifikasi Tangki Penukar Anion	121
Tabel 5.16 Spesifikasi Tangki NaCl	122
Tabel 5.17 Spesifikasi Tangki NaOH	123
Tabel 5.18 Spesifikasi Tangki Umpan Boiler.....	123
Tabel 5.19 Spesifikasi Tangki Kondensat.....	124

Tabel 5.20 Spesifikasi Kompresor Udara	125
Tabel 5.21 Spesifikasi Tangki Silika	125
Tabel 5.22 Spesifikasi Tangki Udara Tekan	126
Tabel 5.23 Spesifikasi Boiler	127
Tabel 5.24 Spesifikasi Pompa.....	127
Tabel 5.25 Spesifikasi Pompa.....	129
Tabel 6.1 Chemical Engineering Plant Cost Index	132
Tabel 6.2 Harga Alat Proses pada Tahun Evaluasi	135
Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas Pada Tahun Evaluasi	136
Tabel 6.4 Physical Plant Cost (PPC).....	142
Tabel 6.5 Direct Plant Cost (DPC)	143
Tabel 6.6 Fixed Capital Investment (FCI)	144
Tabel 6.7 Working Capital InvestmentI (WCI)	144
Tabel 6.8 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	144
Tabel 6.9 Indirect Manufacturing Cost (IMC).....	145
Tabel 6.10 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	145
Tabel 6.11 Manufacturing Cost	146
Tabel 6.12 General Expense (GE)	146
Tabel 6.13 Analisa Keuntungan.....	146
Tabel 6.14 Annual Fixed Cost (Fa).....	147
Tabel 6.15 Annual Regulated Cost (Ra).....	148
Tabel 6.16 Annual Variabel Cost (Va)	148
Tabel 6.17 Analisa Kelayakan	151

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Impor Xylene di Indonesia	4
Gambar 1.2 Grafik Ekspor Xylene di Indonesia	7
Gambar 1.3 Transalkilasi.....	14
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif	27
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif	28
Gambar 4.1 Lokasi Pabrik.....	66
Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik	71
Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses.....	74
Gambar 4.4 Struktur Organisasi	77
Gambar 5.1 Diagram Alir Proses Pengolahan Air	107
Gambar 6.1 Grafik Regresi Linear Index	134
Gambar 6.2 Analisa Kelayakan.....	153

ABSTRAK

Salah satu upaya dalam meningkatkan perekonomian Indonesia yakni dengan pendirian pabrik kimia. Salah satunya pabrik xylene. Xylene (C_8H_{10}) merupakan hidrokarbon aromatik yang banyak digunakan dalam industri sebagai bahan pelarut. Xylene dapat digunakan untuk bahan baku pembuatan fiber, pelapis cat, emulsifier, bahan penggosok, pewarna, perekat, resin, dan lain-lain. Pendirian pabrik xylene dari toluene rencananya akan didirikan di Gresik, Jawa Timur dengan luas tanah \pm 38.000 m². Pabrik ini berdiri dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, sarana transportasi yang memadai, tenaga kerja, perizinan, dan kondisi sosial masyarakat. Pabrik ini direncanakan dapat memproduksi xylene sebanyak 270.000 Ton/Tahun dengan waktu operasi 330 hari/tahun selama 24 jam/hari. Banyaknya bahan baku yang digunakan yakni metana sebesar 9.589,26 kg/jam dan toluene sebesar 30.152,36 kg/jam. Proses pembuatan xylene terdiri dari 3 tahap yakni pre-treatment, tahap reaksi, dan tahap pemurnian hasil. Bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan jumlah karyawan sebesar 251 orang. Hasil analisis ekonomi diperoleh ROI sebelum dan sesudah pajak sebesar 46,95% dan 37,56%, POT sebelum dan sesudah pajak selama 1,76 tahun dan 2,1 tahun, BEP 58,39% dan SDP 25,79%. Dari parameter kelayakan diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik xylene dari toluene dan methane dengan kapasitas 270.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

Kata kunci : *Xylene, Toluene, Methane, Fixed Bed Reactor, .*

ABSTRAK

One effort to improve the Indonesian economy is by establishing a chemical factory. One of them is a xylene factory. Xylene (C_8H_{10}) is an aromatic hydrocarbon that is widely used in industry as a solvent. Xylene can be used as raw material for making fibers, paint coatings, emulsifiers, abrasives, dyes, adhesives, resins, and others. The xylene factory from toluene is planned to be established in Gresik, East Java with a land area of $\pm 38,000$ m². This factory was established by considering the availability of raw materials, adequate transportation facilities, workforce, permits and social conditions of the community. This factory is planned to be able to produce 270,000 tons of xylene/year with an operating time of 330 days/year for 24 hours/day. The raw materials used were 9,589.26 kg/hour of methane and 30,152.36 kg/hour of toluene. The process of making xylene consists of 3 stages, namely pre-treatment, reaction stage, and product purification stage. The form of the company is a Limited Liability Company (PT) with a total of 251 employees. The results of the economic analysis show that ROI before and after tax is 46,95% and 37,56%, POT before and after tax is 1,76 years and 2,1 years, BEP is 58,39% and SDP is 25,79%. From the feasibility parameters above, it can be concluded that a xylene plant from toluene and methane with a capacity of 270,000 tons/year is feasible to be established.

Keywords: *Xylene, toluene, methane, fixed bed reactor.*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Pertumbuhan ekonomi di Indonesia pada tahun 2022 tumbuh sebesar 5,31%, lebih tinggi dibanding capaian tahun 2021 yang mengalami pertumbuhan sebesar 3,70% (Badan Pusat Statistik, 2020). Untuk memacu pertumbuhan ekonomi negara membutuhkan biaya yang besar kuantitasnya. salah satu faktor produksi yang digunakan untuk membiayai kegiatan pertumbuhan dana ekonomi adalah modal. Di sisi lain, negara berkembang tidak memiliki modal yang cukup untuk memenuhi kebutuhan pertumbuhan ekonominya sendiri karena tingkat produktivitasnya masih rendah konsumsi rendah dan konsumsi tinggi (Yuniasih, 2011). Pemerintah terus mendorong pengembangan industri kimia dalam negeri sebagai sector penggerak perekonomian nasional. Hal ini karena industri kimia berperan penting dalam memasok kebutuhan bahan baku industri manufaktur lainnya (Kemenperin, 2019).

Xylene yang disebut juga *xylol* atau *dimethyl benzene* merupakan senyawa organik turunan benzena yang biasanya digunakan sebagai bahan baku pembuatan asam tereftalat dalam industri polimer. *Xylene* dapat digolongkan menjadi tiga macam berdasarkan letak gugus metilnya, yaitu *paraxylene*, *orthoxylene*, dan *metaxylene*.

Isomer *orto-xylene* memiliki kegunaan dalam industri sebagai bahan baku pembuatan *phthalic acid* yaitu sebagai *plasticizer* dalam vinil klorida.

Isomer *m-xylene* digunakan untuk memproduksi bahan baku *isophthalic acid* yaitu produksi resin polietilen tereftalat (PET) dan untuk produksi resin poliester tak jenuh (UPR) dan jenis resin pelapis lainnya. Serta isomer *para-xylene* digunakan untuk memproduksi bahan baku *terephthalic acid* dan merupakan salah satu isomer *xylene* yang paling penting. (J. Sheehan, 2011).

Kebutuhan xilena dengan tiga isomernya makin meningkat dari tahun ke tahun, tidak hanya Indonesia saja yang membutuhkan, melainkan berbagai negara di dunia juga mengalami peningkatan kebutuhan akan *xylene*. Kebutuhan *xylene* Indonesia sebagian besar dipenuhi dari impor karena produksi *xylene* Indonesia masih belum mencukupi kebutuhan dalam negeri.

Pendirian pabrik *xylene* di Indonesia diharapkan dapat memberikan kontribusi yang besar dalam meningkatkan perekonomian di Indonesia. Dan juga diharapkan dapat meningkatkan pertumbuhan berbagai sektor manufaktur lain yang menggunakan *xylene* sebagai bahan baku.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Pabrik *xylene* dibangun dengan memperhatikan beberapa faktor yang perlu dipertimbangkan, antara lain *Supply* dan *Demand*. *Supply* meliputi data impor dan data produksi. Sedangkan *demand* meliputi data ekspor dan konsumsi. Data yang digunakan merupakan salah satu isomer dari *xylene* itu sendiri yaitu *paraxylene*. Serta menggunakan data 5 tahun kebelakang (2017 hingga 2021) yang diperoleh dari website resmi Badan Pusat

Statistika (BPS). Kapasitas pabrik yang ditentukan akan mempengaruhi nilai ekonomi dan teknis dalam perancangan pabrik.

1.2.1 Supply

1.2.1.1 Impor

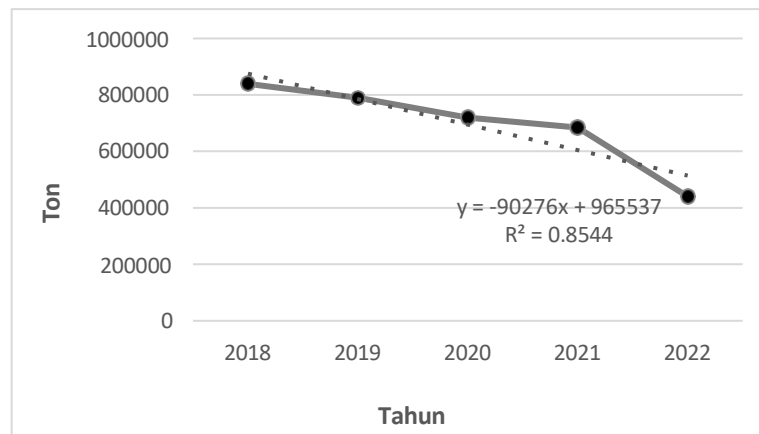
Kebutuhan impor *xylene* ke dalam negeri sangat tinggi, hal ini memungkinkan Indonesia akan terus ketergantungan akan *xylene* dengan negara pengimpor. Berikut data impor *xylene* di Indonesia dari tahun 2018 hingga 2022.

Tabel 1.1 Data Impor *Xylene* Di Indonesia

Tahun	Impor (Ton/Tahun)
2018	839.241,367
2019	789.575,842
2020	719.615,123
2021	684.919,813
2022	440.187,51

(Sumber : Badan Pusat Statistika, 2022)

Berdasarkan data impor *xylene* yang terdapat pada Tabel 1.1 kemudian diproyeksikan kedalam sebuah grafik regresi linier seperti pada Gambar 1.1



Gambar 1.1 Grafik Impor *Xylene* di Indonesia

Dari data pada Gambar 1.1, dapat diperkirakan kebutuhan impor *xylene* pada tahun 2027, sehingga didapat persamaan $y = ax + b$.

Berdasarkan grafik tersebut diperoleh persamaan :

$$y = -90276x + 965536 \quad (1)$$

Dari persamaan diatas diketahui hasil proyeksi impor pada tahun 2027 adalah :

Tabel 1.2 Hasil Proyeksi Impor Tahun 2018 hingga 2027

Tahun	Impor (Ton/Tahun)
2018	839.241,367
2019	789.575,842
2020	719.615,123
2021	684.919,813
2022	440.187,51
2023	423.881
2024	333.605
2025	243.329
2026	153.053
2027	62.777

Berdasarkan persamaan (1) yang didapatkan dari Gambar 1.1 dan Tabel 1.2 diperoleh bahwa pada tahun 2027 diperkirakan kebutuhan impor *xylene* di Indonesia sebesar 62.777 ton/tahun.

1.2.1.2 Produksi

Di Indonesia terdapat dua produsen *xylene* yaitu, PT Pertamina dengan kapasitas 270.000 ton/tahun dan PT. TPPI Tuban Jawa Timur dengan kapasitas 570.000 ton/tahun. Sehingga, Indonesia masih mengandalkan impor untuk menutupi kekurangan suplai *xylene* dalam negeri. Data pabrik penghasil *xylene* di dunia dapat dilihat pada Tabel 1.3 berikut :

Tabel 1.3 Data Perusahaan *Xylene* Di Dunia

Perusahaan	Lokasi	Kapasitas Produksi (ton/tahun)
Exxon Chemical Co.	Baytown, Texas	690.000
Amaco Oil Co.	Texas City, Texas	640.000
Kerr-McGee Refining Corp.	Corpus Christi, Texas	98.000
Southwestern Refining Co.	Corpus Christi, Texas	98.000
Koch Refining Co.	Corpus Christi, Texas	310.000

Perusahaan	Lokasi	Kapasitas Produksi (ton/tahun)
Lyondell Petrochemical Co.	Houston, Texas	272.000
Marathon Oil Co.	Texas City, Texas	36.000
Mobil Chemical Co.	Chalmette, LA	165.000
Petrochemicals Division.	Chalmette, LA	165.000
Phillips Petroleum Co.	Sweeny, Texas	105.000
Chemical Division.	Sweeny, Texas	105.000
Salomon Inc.	Houston, Texas	56.000
Phibro Energy Inc.	Houston, Texas	56.000
Hill Petroleum	Houston, Texas	56.000
Sun Refining and Marketing Co.	Toledo, OH	36.000
Total		2.832.000

1.2.2 Demand

1.2.2.1 Ekspor

Penentuan kapasitas produksi pembuatan *xylene* ditentukan dari banyaknya impor *xylene* dalam negeri, ekspor *xylene* ke luar negeri, produksi *xylene* dalam negeri, dan konsumsi *xylene* di dalam negeri. Berdasarkan data statistik yang diterbitkan oleh (Badan Pusat Statistik, 2023) terkait perdagangan luar negeri Indonesia, jumlah

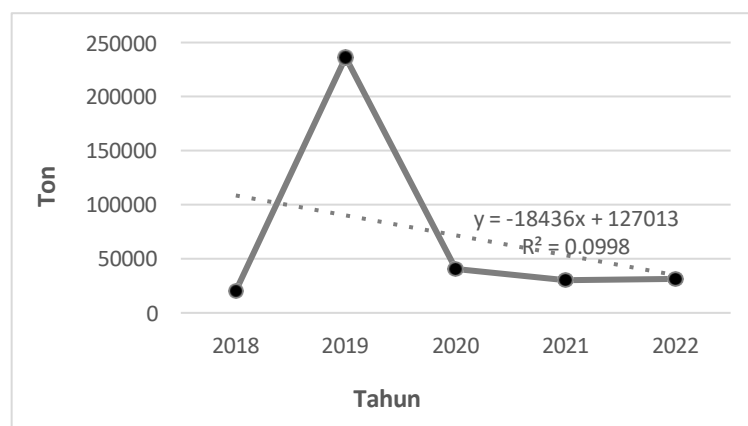
ekspor xylene sejak tahun 2018 sampai 2022 dapat dilihat dari Tabel 1.4 berikut ini :

Tabel 1.4 Data Ekspor *Xylene* Di Indonesia

Tahun	Ton/Tahun
2018	20.370,048
2019	236.291,942
2020	40.466,505
2021	30.120,503
2022	31.275,917

(Sumber : Badan Pusat Statistika, 2022)

Berdasarkan data ekspor *xylene* yang terdapat pada Tabel 1.4 kemudian diproyeksikan kedalam sebuah grafik regresi linier seperti pada Gambar 1.2.



Gambar 1.2 Grafik Ekspor *Xylene* di Indonesia

Dari data pada Gambar 1.2, dapat diperkirakan kebutuhan ekspor *xylene* pada tahun 2027, sehingga didapat persamaan $y = ax + b$.

Berdasarkan grafik tersebut diperoleh persamaan :

$$y = -18436x + 127013 \quad (2)$$

Tabel 1.5 Hasil Proyeksi Ekspor Tahun 2018 hingga 2027

Tahun	Ekspor (Ton/Tahun)
2018	20.370,048
2019	236.291,942
2020	40.466,505
2021	30.120,503
2022	31.275,917
2023	16.397
2024	-2.039
2025	-20.475
2026	-38.911
2027	-57.347

Berdasarkan persamaan (2) yang didapatkan dari Gambar 1.3 dan Tabel 1.5 diperoleh bahwa pada tahun 2027 tidak ada ekspor *xylene* atau nilai ekspor sama dengan nol.

1.2.2.2 Konsumsi

Tabel 1.6 Data perusahaan berbahan dasar *xylene*

Produk	Perusahaan	Kapasitas
		Produksi (ton/tahun)
PTA	Amoco Mitsui PTA	350.000
	Bakrie Kasei PTA	600.000

Produk	Perusahaan	Kapasitas Produksi (ton/tahun)
	Pertamina Plaju Aromatic	225.000
	Polysindo Eka Perkasa	350.000
	Polyprima Karya Reksa	385.000
PTE	Bakrie Kasei Corp PT. Mitsubishi Chemical Indonesia (Bottle Grade)	50.000 650.000 79.000
Resin	Petnesia Resindo Polypet Karya Persada	84.000 55.000
Total		2.893.000

1.2.3 Kapasitas Perancangan

Dalam penentuan kapasitas produksi suatu industri diupayakan dengan sebaik mungkin. Baik dari segi teknis, ekonomis dan finansial,

senantiasa memperhatikan segi ketersediaan bahan baku serta analisa peluang pasar. Penentuan kapasitas perancangan harus lebih besar dari kapasitas minimum, atau sama dengan kapasitas pabrik yang telah berjalan.

1.2.4 Ketersediaan Bahan Baku

Untuk menjamin kontinuits produksi pabrik, bahan baku harus mendapatkan perhatian yang serius secara periodik dalam jumlah yang cukup. Bahan baku yang digunakan dalam proses pembuatan pabrik *xylene* adalah *toluene* dan *methane*. Bahan baku *toluene* dan *methane* dapat diperoleh dari PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama yang berada di Tuban, Jawa Timur.

1.2.5 Kapasitas Komersial

Dalam menentukan besar kecilnya kapasitas pabrik *xylene* yang akan dirancang, harus mengetahui dengan jelas kapasitas pabrik yang sudah beroperasi dalam pembuatan *xylene*. Di Indonesia ada 2 jenis perusahaan penghasil *xylene* yaitu PT. Pertamina UP IV Cilacap sebesar 270.000 ton/tahun dan PT.TPPI Tuban sebesar 570.000 ton/tahun.

1.2.6 Peluang

Berdasarkan data impor dan ekspor, dapat ditentukan besarnya peluang produksi dengan persamaan sebagai berikut :

$$\text{Peluang Kapasitas} = \text{Demand} - \text{Supply}$$

$$\text{Peluang Kapasitas} = (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Impor} + \text{Produksi})$$

$$\text{Peluang Kapasitas} = (-57.347 + 2.893.000) - (62.777)$$

Peluang Kapasitas = 2.772.876 Ton/Tahun

Kapasitas produksi yang diambil yaitu 10% dari peluang yang telah ada. Besarnya kapasitas pabrik yang akan didirikan dapat dipertimbangkan dari nilai *demand* dan *supply*. Selain itu penentuan kapasitas pabrik juga dapat dilihat dari industri yang sudah berdiri baik di Indonesia maupun dunia serta industri yang membutuhkan *xylene*. Berdasarkan data-data yang telah dipaparkan maka ditentukanlah kapasitas pabrik *xylene* yang akan didirikan pada tahun 2027 sebesar 270.000 ton/tahun guna menutupi kebutuhan *xylene* di Indonesia dan juga dapat mengurangi nilai impor untuk *xylene*.

1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Xylene

Xylene adalah cicin benzena dimana dua atom hidrogennya digantikan oleh dua gugus metil. *Xylene*, C_8H_{10} memiliki tiga isomer. Penggantian dari dua atom hidrogen ini memiliki tiga pola yaitu ortho-, meta, para-. Isomer-isomer tersebut adalah *ortho-xylene*, *meta-xylene*, dan *para-xylene*. Setiap isomer tersebut memiliki sifat yang khas. Dari tiap isomer memiliki titik beku yang berbeda, dimana xilen akan berubah dari fasa liquid menjadi Kristal, lalu titik didih, dimana *xylene* akan berubah dari fasa liquid menjadi uap. Campuran dari ketiga isomer xilen ini biasa diperdagangkan sebagai komoditas. *Xylene* dapat digunakan sebagai bahan kimia dasar di industri. *Xylene* dapat

teroksidasi dimana gugus metil berubah menjadi gugus karboksilat. Orto- xylene akan membentuk terephthalic acid.

Paraxylene atau yang disebut juga 1,4 dimetil benzena merupakan senyawa hidrokarbon aromatis dengan rumus molekul C_8H_{10} , memiliki wujud cairan tidak berwarna, dan mempunyai bau yang baik. *Paraxylene* dapat dihasilkan dengan beberapa proses seperti, ekstraksi aromatis, alkilasi *toluene*, adsorpsi dan isomerisasi *etilbenzen*, kristalisasi dan isomerasi *xylene* dan *disproporsionasi toluene*.

Orthoxylene, bahan ini dapat digunakan sebagai bahan baku untuk pembuatan phtalic anhydride (PA). dimana pada konversi lebih lanjut akan diubah menjadi polyester resin dan alkyl resin yang sangat berguna bagi industri cat, tinta cetak dan coating. Kecuali, *phtalic anhydride* juga berfungsi sebagai bahan baku pembuatan *dioctyl phthalate* (DOP) yang berfungsi sebagai *plastizicer*. *Plasticizer* juga sangat banyak berperan dalam bidang-bidang industri seperti industri kabel, plastik, resin, dan sebagainya.

Metaxylene adalah hidrokarbon aromatik . Ini adalah salah satu dari tiga isomer dimetilbenzena yang dikenal secara kolektif sebagai xilena. M-adalah singkatan dari meta- , menunjukkan bahwa dua gugus metil pada *m-xylene* menempati posisi 1 dan 3 pada cincin benzena. Pada posisi kedua gugus metil, pola substitusi arena mereka , berbeda dari isomer lainnya, *o-xylene* dan *p-xylene*.

1.3.2 Toluene

Toluene, dikenal juga sebagai *metilbenzena* ataupun *fenilmetana*, adalah cairan bening tak berwarna yang tak larut dalam air dengan aroma seperti pengencer cat dan berbau harum seperti benzena. *Toluene* adalah hidrokarbon aromatik yang digunakan secara luas dalam stok umpan industri dan juga sebagai pelarut. Seperti pelarut-pelarut lainnya, *toluene* juga digunakan sebagai obat inhalan oleh karena sifatnya yang memabukkan.

1.3.3 Benzene

Benzena adalah suatu senyawa organik dengan rumus kimia C_6H_6 . Molekul *benzene* tersusun atas enam atom karbon yang berikatan dalam suatu cincin, dengan satu atom hidrogen yang terikat pada masing-masing atom karbon. Oleh karena *benzene* hanya mengandung atom karbon dan hidrogen, benzena dikelompokkan sebagai hidrokarbon. *Benzene* adalah kandungan alami minyak mentah dan salah satu petrokimia esensial. Oleh karena cincinnya memiliki ikatan pi kontinu antar atom karbon, *benzene* diklasifikasikan sebagai hidrokarbon aromatik, [n]-anulena ([6]-anulena). *Benzene* kadang-kadang disingkat sebagai PhH. *Benzene* adalah cairan tak berwarna, sangat mudah terbakar dan berbau harum. Keberadaannya memberi aroma khas di SPBU. Penggunaan utamanya adalah sebagai prekursor pabrikasi bahan kimia dengan struktur yang lebih kompleks, seperti etilbenzena dan kumena, yang setiap tahunnya diproduksi milyaran kilogram. Oleh

karena benzena memiliki bilangan oktan yang tinggi, bensin (bbm) mengandung turunan aromatiknya seperti *xylene* dan *toluene* hingga mencapai 25%. *Benzene* sendiri telah dibatasi hingga kurang dari 1% dalam bensin karena diketahui sebagai karsinogen pada manusia. Aplikasi non-industrialnya telah dibatasi dengan alasan yang sama.

1.3.4 Methane

Methane adalah hidrokarbon paling sederhana yang berbentuk gas dengan rumus kimia CH_4 . *Methane* murni tidak berbau, tetapi jika digunakan untuk keperluan komersial, biasanya ditambahkan sedikit bau belerang untuk mendeteksi kebocoran yang mungkin terjadi. Sebagai komponen utama gas alam, *methane* adalah sumber bahan bakar utama. Pembakaran satu molekul *methane* dengan oksigen akan melepaskan satu molekul CO_2 (karbondioksida) dan dua molekul H_2O (air).

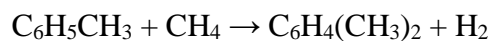
1.3.5 Hidrogen

Hidrogen adalah unsur kimia pada tabel periodik yang memiliki simbol H dan nomor atom 1. Pada suhu dan tekanan standar, hidrogen tidak berwarna, tidak berbau, bersifat non-logam, bervalensi tunggal, dan merupakan gas diatomik yang sangat mudah terbakar. Hidrogen adalah unsur paling melimpah dengan persentase kira-kira 75% dari total massa unsur alam semesta. Senyawa hidrogen relatif langka dan jarang dijumpai secara alami di bumi, dan biasanya dihasilkan secara industri dari berbagai senyawa hidrokarbon seperti metana.

1.3.6 Metanasi Toluena

Dalam memproduksi *xylene* dengan metode metanasi toluena dilakukan dengan mereaksikan *toluene* dan *methane* sebagai pemberi gugus alkil. *Methanasi toluene* telah diketahui terjadi lebih pada katalis asam, khususnya pada zeolite atau katalis zeolite-type, seperti zeolite ZSM-5, zeolite beta dan katalis silica alumunio phosphate (SAPO). Reaksi ini berlangsung pada suhu 400°C. Secara umum reaksi metanasi toluena dapat diilustrasikan sebagai berikut:

Toluene methanation (main reaction):



(Ashraf et al, 2013).

1.3.7 Ekstraksi Aromatis

Pada proses ini, feed yang mengandung campuran senyawa aromatis, paraffin, dan nafta setelah dipanaskan dengan rafinat (sebagian besar terdiri dari paraffin, isoparaffin, dan sikloparaffin), dikontakkan secara counter current dengan larutan tetraetilen glikol encer dalam kolom ekstraksi. Solvent panas yang mengandung senyawa aromatis benzene, toluene, xylene (BTX) didinginkan dan dimasukkan melalui puncak kolom stripper. Ekstrak aromatis 9 kemudian dimurnikan dengan cara distilasi-ekstraktif dan dipisahkan dari solvent dengan cara steam stripping. Ekstrak yang mengandung benzene, toluene, xylene, dan ethylbenzene kemudian dipisahkan. Benzene dan toluene diperoleh secara terpisah, sedang ethylbenzene dan xylene

diperoleh sebagai campuran dan untuk memisahkannya dilakukan dengan teknik superfractination. Untuk proses pemisahan p-xylene dari isomer-isomer xylene lainnya (orthoxylenedan metaxylene) dilakukan dengan proses adsorpsi. Melalui proses ini, overall yield p-xylene yang diperoleh dapat mencapai 90% (The UOP ED Sulfolane patent, 1979).

1.3.8 *Disproporsionasi Toluene*

Perkembangan proses *disproporsionation toluene* :

A. *Low Temperature Disproportionation*

Dikembangkan pertama kali pada tahun 1970. Proses ini merupakan proses umpan cair dengan menggunakan katalis zeolite. Reaksi berlangsung pada tekanan 45 atm dan suhu awal 127°C. Untuk menjaga konversi *toluene* karena terjadi aktivasi katalis maka suhu dinaikkan hingga 315°C dimana katalis harus diregenarsi. Umur katalis kurang lebih 1,5 tahun.

B. *Mobile Toluene Disproportionation*

Dikembangkan pada pertengahan tahun 1970. Umpan pada fase gas direaksikan dengan ZSM-5 tipe zeolite pada suhu 495°C dan tekanan 41 atm.

Perbandingan proses produksi xylene ditampilkan dalam tabel berikut:

Tabel 1.7 Perbandingan Proses

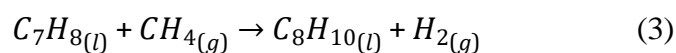
Keterangan	Ekstraksi Aromatis (The UOP ED Sulfolane patent, 1979).	Metanasi Toluena (Ashraf et al, 2013)	Disproporsionasi Toluena
Konversi	-	98%	29%
Kemurnian	88%	95%	90%
Suhu	430-450 °C	470 °C	495 °C
Operasi			
Bahan Baku	Bahan baku mahal berbasis minyak bumi	Toluena dan Metana mudah didapatkan dari gas alam	Toluena bahan baku terbatas

1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan secara termodinamika yang ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi (eksotermis/endotermis), mengetahui reaksi berlangsung secara spontan atau tidak spontan dan mengetahui arah reaksi (*reversible/irreversible*). Reaksi pembuatan *xylene* dari *toluene* dan *methane* pada suhu 25°C (298 K) dan tekanan 1 atm.

Reaksi :



Penentuan sifat reaksi (eksotermis/endotermis) dapat ditentukan dengan perhitungan panas pembentukan standar (ΔH°_f) dengan harga ΔH°_f masing masing komponen pada suhu 25°C (298 K) dapat dilihat pada Tabel 1.8 berikut:

Tabel 1.8 Harga ΔH°_f masing-masing komponen

Komponen	$\Delta H_f(kJ/mol)$
C_7H_8	50,00
CH_4	-74,85
C_8H_{10}	17,24
H_2	0

(Yaws, 1999)

$$\Delta H^\circ_{R(298\text{ K})} = \sum \Delta H^\circ_f \text{ produk} - \sum \Delta H^\circ_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H^\circ_{R(298\text{ K})} = [(\Delta H^\circ_f C_8H_{10} + \Delta H^\circ_f H_2)] - [(\Delta H^\circ_f C_7H_8 + \Delta H^\circ_f CH_4)]$$

$$\Delta H^\circ_{R(298\text{ K})} = [(17,24) + (0)] - [(50,00) + (-74,85)]$$

$$\Delta H^\circ_{R(298\text{ K})} = 42,09 \text{ kJ/mol}$$

Berdasarkan hasil diatas didapatkan hasil perhitungan bernilai positif (+) hasil tersebut menunjukkan bahwa reaksi tersebut merupakan reaksi yang bersifat endotermis (memerlukan panas) sehingga diperlukan pemanasan pada reaktor.

Untuk mengetahui reaksi berlangsung secara spontan atau tidak dapat ditentukan dengan perhitungan energy bebas gibbs (ΔG°_f) dengan harga ΔG°_f masing masing komponen pada suhu 25°C (298 K) dapat dilihat pada Tabel 1.9 berikut:

Tabel 1.9 Harga ΔG_f° masing-masing komponen

Komponen	ΔG_f° (kJ/mol)
C_7H_8	122,01
CH_4	-50,84
C_8H_{10}	118,87
H_2	0

$$\Delta G_{R(298\text{ K})}^\circ = \Delta G_{\text{produk}}^\circ - \Delta G_{\text{reaktan}}^\circ$$

$$= [(\Delta G_{C_8H_{10}}^\circ + \Delta G_{H_2}^\circ)] - [(\Delta G_{C_7H_8}^\circ + \Delta G_{CH_4}^\circ)]$$

$$\Delta G_{R(298\text{ K})}^\circ = [(\Delta G_{C_8H_{10}}^\circ + \Delta G_{H_2}^\circ)] - [(\Delta G_{C_7H_8}^\circ + \Delta G_{CH_4}^\circ)]$$

$$\Delta G_{R(298\text{ K})}^\circ = [(118,87) + (0)] - [(122,01) + (-50,84)]$$

$$\Delta G_{R(298\text{ K})}^\circ = 47,7 \text{ kJ/mol}$$

Dari hasil perhitungan diatas diketahui bahwa ΔG_f° bernilai positif (+) dari hasil tersebut menunjukkan bahwa reaksi tersebut dapat berlangsung secara tidak spontan.

Menghitung konstanta Kesetimbangan (K) standar pada 25°C (298 K) menggunakan persamaan (15.14) dari Van Ness (1997) sebagai berikut :

$$\Delta G_f^\circ = -RT \ln K \quad (4)$$

$$\ln K_{(298)} = -\frac{\Delta G_f^\circ}{RT}$$

$$\ln K_{(298)} = \frac{47,7}{\frac{8,314}{1000} \text{ kJ/mol K} \times 298 \text{ K}}$$

$$K_{(298)} = \exp(-19,25)$$

$$K_{(298)} = 4,36 \times 10^{-9}$$

Untuk mengetahui arah reaksi (reversible/irreversible) dapat ditentukan dengan cara menghitung besarnya konstanta kesetimbangan pada suhu operasi 350°C (623 K) menggunakan persamaan (15.17) dari Van Ness (1997) sebagai berikut :

$$\int d(\ln K) = \frac{-\Delta H_r}{RT^2} dT \quad (5)$$

$$\frac{\ln K_1}{\ln K_0} = - \frac{\Delta H_r}{R} \left[\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_0} \right]$$

$$\frac{\ln K_1}{\ln K_0} = \frac{-42,09 \text{ kJ/mol}}{8,314 \text{ kJ/mol}} \left[\frac{1}{\frac{62}{3}} - \frac{1}{298} \right]$$

$$\frac{\ln K_1}{\ln K_0} = -5,06 (0,0016 - 0,003)$$

$$\frac{\ln K_1}{\ln K_0} = -5,06 (-0,0017)$$

$$\frac{\ln K_1}{4,36 \times 10^{-9}} = 0,008862$$

$$\ln K_1 = 0,008862 \times 4,36 \times 10^{-9}$$

$$\ln K_1 = 3,863832 \times 10^{-11}$$

Dari perhitungan diatas didapatkan konstanta kesetimbangan. Hal ini dapat dikatakan bahwa reaksi berlangsung secara *reversible* (bolak-balik) karena konstanta yang dihasilkan lebih kecil dari satu ($K < 1$).

1.4.2 Tinjauan Kinetika

Persamaan yang terjadi pada reaksi metanasi toluene yaitu :



Persamaan kecepatan reaksi yaitu :

$$-r_A = k.C_A \quad (7)$$

Menurut pendapat Arrhenius :

$$k = k_0 \cdot e^{-E_a/RT} \quad (8)$$

Dimana :

A : *Toluene*

B : *Methane*

C : *Xylene*

D : *Hydrogen*

-rA : Laju reaksi

k₀ : 680 mol/g.kPa.jam (*Kinethics and Mechanism of Xylene over H-MFI*)

E_a : 52 kJ/mol (*Kinethics and Mechanism of Xylene over H-MFI*)

R : 8,314472 L.kPa/K.mol

T : 743,15 K

Ca : 112,5004 kPa.mol/kJ

Maka:

k = 0.6743 Kmol.g.kPa.jam

-rA = 75,8591

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

2.1.1 Xylene

Kemurnian	: 99,8%
Fasa	: Cair
Warna	: Jernih, <i>sediment free</i>
Titik Didih	: 142,2°C
Titik Beku	: -25,3°C
Impurities	: O-xylene 0,1 wt%
	M-xylene 0,2 wt%
	Ethylbenzene 0,2 wt%
	Non-aromatics
	Hydrocarbon 0,2 wt%
	Sulfur 1 ppm

(Sumber : www.alibaba.com)

2.1.2 Hidrogen

Berat Molekul	: 2,016 g/mol
Fasa	: Gas
Titik Didih	: -252,7°C (1 atm)
Titik Beku	: -239,97°C (1 atm)
Tekanan Kritis	: 12,83 atm
Kemurnian	: min 99,9%

Impurities : CH₄ (0,01% berat)

(Sumber : PT. Air Liquid Indonesia)

2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1 Toluene

Rumus Molekul : C₇H₈

Fase : Cair

Warna : Jernih, *sediment free*

Kemurnian : 99,8% (% berat min)

Impurities : Benzena 0,2% (% berat maks)

Berat Molekul : 92,141 g/mol

Titik Didih : 110,625°C

Titik Beku : -94,97°C

(Sumber : Qindao Hailifeng Chemical Industri)

2.2.2 Metana

Fasa : Gas

Rumus Molekul : CH₄

Berat Molekul : 16 g/mol

Viskositas : 0,0001027 cP pada 25°C

Densitas : 0,717 kg/m³ pada 25°C

Titik Didih : -161,5°C

Titik Lebur : -182°C

Kemurnian : Metana 99% (% mol)

Maksimum Impuritas <1% (% mol)

Kelarutan : 0,054 vol/vol

(Sumber : MSDS)

2.2.3 Katalis ZSM-05

Fasa : Padat

Bentuk : Granular

Diameter : 0,738

Ukuran Pori-Pori : 2 – 4,3 Å

Bulk Density : 0,686 g/cm³

(Sumber : PT. Bupan)

2.2.4 Benzene

Rumus Molekul : C_6H_6

Fasa : Cair

Warna : Jernih (Tidak Berwarna)

Bau : Khas Aromatis

Kemurnian : minimal 99,5% wt

Impurities : maksimal Toluena 0,5% wt

Titik Didih : 80,09°C

Titik Beku : 3,53°C

Densitas : 0,8736 Kg/L

Berat Molekul : 78,114 g/mol

(Sumber : Kirk-Othmer, PubChem)

2.2.5 Etana

Rumus Molekul : C_2H_6

Fasa	: Gas
Warna	: Tidak Berwarna
Bau	: Tidak Berbau
Titik Didih	: -88,61°C
Tekanan Uap	: 543 psig

(Sumber : MSDS)

2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas dapat di definisikan sebagai suatu aktivitas agar diperoleh barang hasil jadi yang kualitasnya sesuai dengan standar yang diinginkan.

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di control room, dilakukan dengan cara automatic control yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator yang telah ditetapkan baik itu flow rate bahan baku atau produk, level control, maupun temperature control, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau set semula baik secara manual atau otomatis.

Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun suhu. Alat kontrol yang harus diset pada kondisi tertentu antara lain :

A. Level control

Merupakan alat yang dipasang pada bagian atas tangki. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

B. Flow rate

Merupakan alat yang dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

C. Temperature control

Merupakan alat yang dipasang di dalam setiap alat proses. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pendekatan bahan baku merupakan pendekatan terhadap kualitas bahan baku yang akan digunakan dalam proses produksi. Kualitas bahan baku ini akan mempengaruhi kualitas produk akhir yang akan diproduksi. Untuk produk tertentu kualitas bahan baku akan sangat mempengaruhi pembentukan kualitas produk akhir. Dalam prarancangan ini, jika proses produksi dilaksanakan secara wajar dengan bahan baku yang baik akan diperoleh produk akhir yang baik, demikian pula sebaliknya. Dalam keadaan demikian biasanya perusahaan akan mempergunakan pendekatan bahan baku dalam melaksanakan pengawasannya.

2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pendekatan kedua yang perlu diperhatikan oleh pihak pengendalian kualitas adalah pendekatan terhadap kualitas proses yang dilaksanakan dalam kegiatan produksi. Hal ini perlu diperhatikan karena walaupun bahan baku yang dipergunakan memiliki kualitas yang tinggi, akan tetapi jika kualitas proses tidak mengikuti persyaratan yang telah ditentukan, maka kemungkinan besar kualitas produk akhir tidak akan memuaskan. Pada perusahaan tertentu kualitas proses produksi sangat mempengaruhi kualitas produk akhir sehingga untuk pengawasan kualitasnya perlu ditekankan pada pengendalian kualitas proses yang sedang berlangsung

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk

Selain memperhatikan kualitas bahan baku dan kualitas proses produksi, perlu pula dilakukan pengujian dan pengetesan terhadap produk akhir sebagai upaya pembentukan kualitas produk akhir. Dengan adanya pendekatan produk akhir ini, akan dapat diyakinkan bahwa produk yang keluar dari perusahaan benar-benar merupakan produk yang dapat dipertanggungjawabkan kualitasnya. Pendekatan ini akan mencakup langkah-langkah mempertahankan standar kualitas produk yang berlaku dan upaya pengembangan kualitas tersebut dimasa yang akan datang. Pengendalian kualitas dalam hal ini tidak hanya untuk produk itu sendiri, tetapi itu juga meliputi pengepakan label, dan

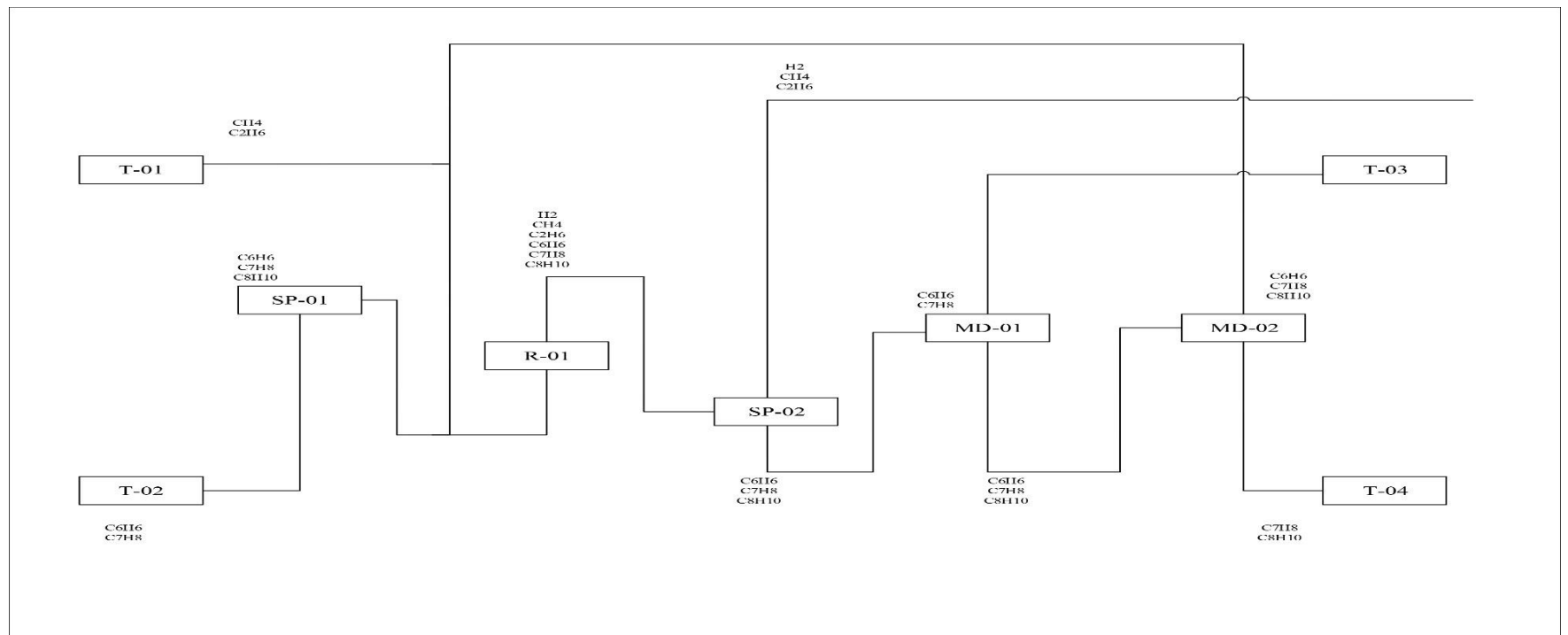
sebagainya dan termasuk dokumen-dokumen yang akan memudahkan konsumen dalam menggunakan produk itu

BAB III

PERANCANGAN PROSES

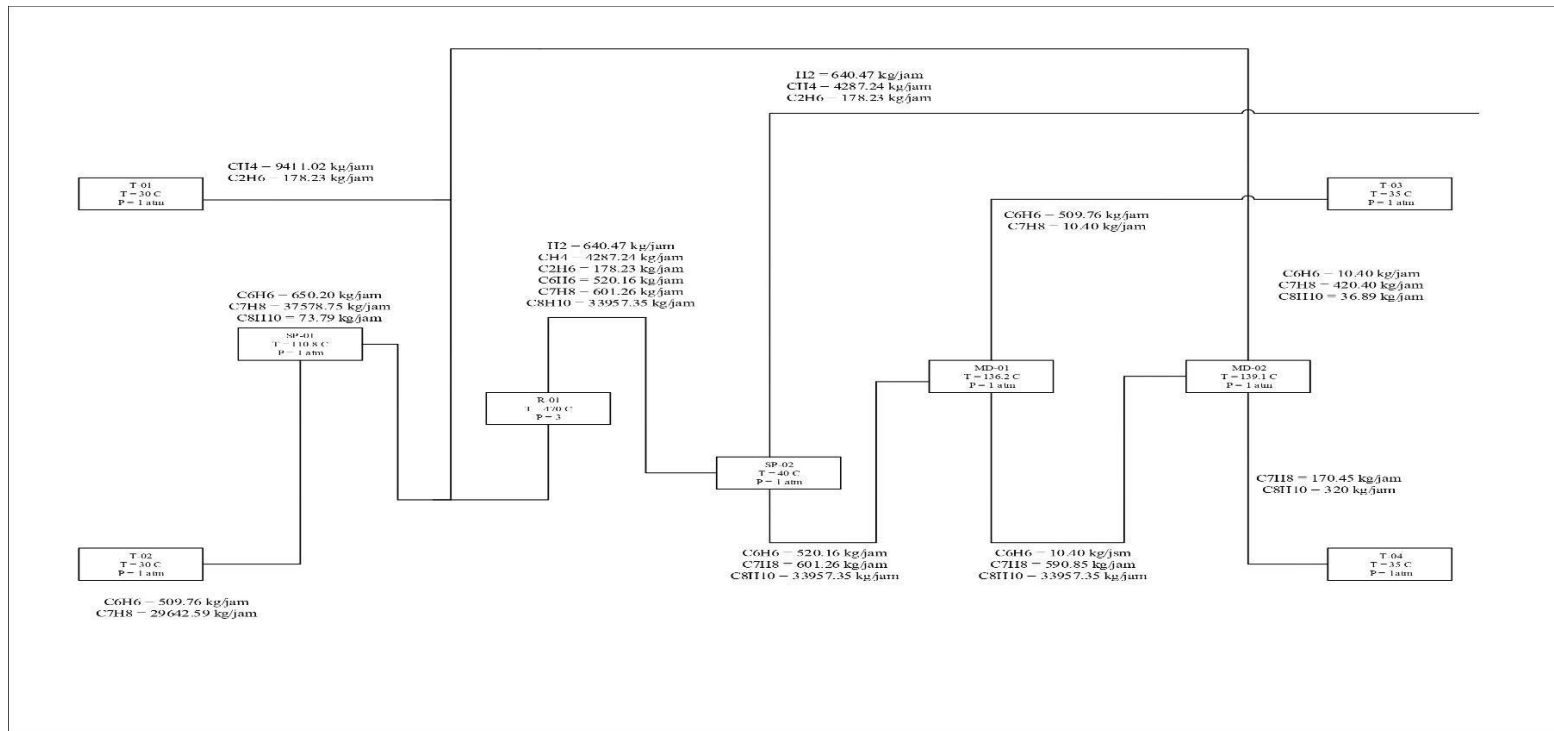
3.1 Diagram Alir Proses dan Material

3.1.1 Diagram Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

3.1.2 Diagram Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

3.2 Uraian Proses

3.2.1 Tahap Pre-Treatment

Pada tahap pertama yaitu *pre-treatment* CH₄ dari tangki diuapkan dan dipanaskan sampe suhu 470°C dan tekanan reaktor sebesar 7 atm, kemudian *toluene* dari tangki penyimpanan dipompa dan ditambah *toluene* dari daur ulang yang berasal dari puncak menara distilasi 2 (MD-02) diuapkan dan dipanaskan serta dimasukkan kedalam reaktor.

3.2.2 Tahap Reaksi

Untuk mereaksikan toluene dan CH₄ (methane) dimasukkan kedalam reaktor *fixed bed* dengan katalis ZSM -05 yang dilengkapi dengan sistem pendingin yang mengalir didalam sel. Produk reaktor yang berupa *xylene* serta CH₄ (methane) sisa, *toluene* sisa serta *benzene* diembunkan sebagian dengan menggunakan dengan menggunakan kondensor parsial.

3.2.3 Tahap Pemurnian Hasil

Gas yang berupa metana dan etana serta hidrogen dipisahkan dari *xylene*, *benzene*, dan *toluene* menggunakan separator-01 (SP-01) , gas yang keluar dari hasil atas dialirkan ke UPL (Unit Pengolahan Lanjut) . Cairan yang keluar dari dasar separator dialirkan ke Menara distilasi-01. Dalam menara distilasi-01 dimurnikan *benzene* dan *toluene*, hasil bawah berupa campuran *xylene* serta *toluene* sisa dimurnikan kedalam menara distilasi-02. Pada Menara distilasi-02 diperoleh *toluene* dengan

kemurnian 89,88% sesuai dengan spesifikasi bahan baku didaur ulang ke *vaporizer*. Hasil bawah MD-02 yang berupa *xylene* dengan kemurnian teknis didinginkan dan ditampung dalam tangki penyimpanan produk.

3.3 Spesifikasi Alat

3.3.1 Spesifikasi Alat Utama

1. Reaktor (R-01)

Tabel 3.1 Spesifikasi Reaktor

Spesifikasi Umum	
Kode	R-01
Fungsi	Mereaksikan CH_4 dan C_7H_8 menjadi C_8H_{10} dan H_2
Jenis	<i>Fixed Bed Multitube</i>
Mode Operasi	Kontinyu
Jumlah	1
Katalis	ZSM-05
Harga	Rp 15,540,846,360.00
Kondisi Operasi	
Tekanan	7 atm
Suhu	470°C
Dimensi Alat	
Diameter Shell	1,37 m

Dimensi Alat	
Tinggi Shell	10,2 m
Volume Shell	63,8633 m ³
Volume Head	1,4509 m ³
Volume Reaktor	66,7651 m ³
Tinggi Reaktor	11,2756 m
Tinggi Head	0,5378 m
Tebal Shell	0,0048 m
Tebal Head	0,0174 m
Konstruksi Material	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jenis Head	<i>Ellipsodial Head</i>

3.3.2 Spesifikasi Alat Pemisah dan Unit Operasi Pendukung

1. Separator 1

Tabel 3.2 Spesifikasi Separator

Spesifikasi Umum	
Kode	SP - 01
Fungsi	Memisahkan uap dan cairan yang berasal dari vaporizer
Jumlah	1
Tipe	Silinder Vertikal dengan tutup dan dasar Ellipsoidal

Spesifikasi Umum				
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>			
Konstruksi				
Kondisi Operasi				
Tekanan	1	atm	14,6959	psi
Suhu	111	°C	384	K
Dimensi Alat				
Tebal Shell	0,625	in	0,01588	m
Diameter	66,9291	in	1,7	m
Tinggi Head	13,6338	in	0,3463	m
Tebal Head	0,75	in	0,01905	m
Tinggi Total	228,346	in	5,8	m
Harga	Rp 1.315.434.499			

2. Separator 2

Tabel 3.3 Spesifikasi Separator 2

Spesifikasi Umum	
Kode	SP - 02
Fungsi	Memisahkan hydrogen,metana,etana dari benzene, toluene, dan xylene
Jumlah	1

Spesifikasi Umum				
Tipe	Silinder Vertikal dengan tutup dan dasar Ellipsoidal			
Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>			
Konstruksi				
Kondisi Operasi				
Tekanan	1	atm	14,6959	psi
Suhu	40	°C	313	K
Dimensi Alat				
Tebal Shell	0,625	in	0,01588	m
Diameter	66,9291	in	1,7	m
Tinggi Head	13,6338	in	0,3463	m
Tebal Head	0,75	in	0,01905	m
Tinggi Total	228,346	in	5,8	m
Harga	Rp 1.315.434.499			

3. Menara Distilasi 1

Tabel 3.4 Spesifikasi Menara Distilasi 1

Spesifikasi Umum	
Kode	MD - 01
Fungsi	Untuk memisahkan komponen benzena sebagai keluaran top (distilat) dan toluen sebagai keluaran bottom

Spesifikasi Umum		
Jenis	<i>Binercomponent Distillation</i>	
Tipe	<i>Plate tower (sieve tray) berbentuk torispherical dishead</i>	
Material	<i>Carbon Steel Grade SA-283 C</i>	
Kondisi Operasi		
Umpan	136	°C
Distilat	81	°C
Bottom	139	°C
Shell		
Diameter	1	m
Tinggi	19,71	m
Tebal	0,75	in
Material	<i>Carbon Steel</i>	
Head		
Tebal	0,75	in
Material	<i>Carbon Steel</i>	
Tipe Tray		
Jenis Tray	Sieve	
Jumlah Plate Aktual	48	
Diameter Hole	0,1875	in
Tray Spacing	0,3	m
Jumlah Lubang	137	Buah

Plate Pressure Drop		
Bagian Atas	0,003872993	atm
Bawah Bawah	0,082290155	atm
Harga	Rp 2.383.033.513	

4. Menara Distilasi 2

Tabel 3.5 Spesifikasi Menara Distilasi 2

Spesifikasi Umum		
Kode	MD - 02	
Fungsi	Untuk memisahkan komponen toluene sebagai keluaran top (distilat) dan xylen sebagai keluaran bottom	
Jenis	<i>Binercomponent Distillation</i>	
Tipe	<i>Plate tower (sieve tray) berbentuk torispherical dishead</i>	
Material	<i>Carbon Steel Grade SA-283 C</i>	
Kondisi Operasi		
Umpan	139	°C
Distilat	111	°C
Bottom	140	°C
Shell		
Diameter	1	m
Tinggi	13,98	m

Shell		
Tebal	0,75	in
Material	<i>Carbon Steel</i>	
Head		
Tebal	0,75	in
Material	<i>Carbon Steel</i>	
Tipe Tray		
Jenis Tray	Sieve	
Jumlah Plate Aktual	58	
Diameter Hole	0,1875	in
Tray Spacing	0,3	m
Jumlah Lubang	137	Buah
Plate Pressure Drop		
Bagian Atas	0,003474091	atm
Bawah Bawah	0,048838409	atm
Harga	Rp 2.287.712.173	

3.3.3 Spesifikasi Alat Penyimpanan Bahan

1. Tangki

Tabel 3.6 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Bahan Baku

Kode	T-01	T-02
Fungsi	Menyimpan bahan baku CH_4	Menyimpan bahan baku C_7H_8
Jenis Tangki	Spherical Tank	Silinder tegak (vertikal) dengan Flat bottomed & Torispherical Head
Jenis Bahan	Carbon Steel SA-283 Grade C	Stainless Steel SA-302 grade B
Kondisi		
Tekanan	14,8 atm	1 atm
Suhu	30°C	30°C
Dimensi Alat		
Diameter	178,5274694 m	30,48 m
Tinggi	-	10,9728 m
Tebal	0,1875 in	0,1875 in
Volume Tangki	2.977.786,417 m ³	7.066,784512 m ³
Waktu Penyimpanan	7 Hari	7 Hari
Kapasitas	1.610.996,567 kg	5.065.596,817 kg

Dimensi Alat		
Jumlah	2	2
Harga	Rp 6.342.682.000	Rp 32.889.675.345

Tabel 3.7 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Produk

Kode	T-03	T-04
Fungsi	Menyimpan produk C_6H_6	Menyimpan produk C_8H_{10}
Jenis Tangki	Silinder tegak (vertikal) dengan Flat bottomed & Torispherical Head	Silinder tegak (vertikal) dengan Flat bottomed & Torispherical Head
Jenis Bahan	<i>Stainless Steel SA-302 grade B</i>	<i>Stainless Steel SA-302 grade B</i>
Kondisi		
Tekanan	1 atm	1 atm
Suhu	30°C	30°C
Dimensi Alat		
Diameter	15,24 m	42,672 m
Tinggi	5,4864 m	14,6304 m
Tebal	0,1875 in	0,25 in
Volume Tangki	260,453426 m ³	17.290,89339 m ³

Dimensi Alat		
Waktu Penyimpanan	15 Hari	15 Hari
Kapasitas	187.260,2142 kg	12.272.727,27 kg
Jumlah	1	2
Harga	Rp 3.849.075.731	Rp 58.836.144.244

2. Accumulator

Tabel 3.8 Spesifikasi Accumulator

Kode	ACC-01	ACC-02
Fungsi	Menampung embun yang berasal dari Kondensor CD-01 yang berupa campuran benzene, toluene, dan xylene.	Menampung embun yang berasal dari Kondensor CD-02 yang berupa campuran toluene, dan xylene.
Jenis	Tangki silinder horizontal	Tangki silinder horizontal
Bahan	<i>Carbon Steel Grade SA-283 C</i>	<i>Carbon Steel Grade SA-283 C</i>
Kondisi Operasi		
Tekanan	1 atm	1 atm
Suhu	81,07551864 °C	111,8617979°C

Dimensi Alat		
Kapasitas	14,08334709 m ³	17,36300239 m ³
Diameter	0,431270338 m	0,462440544 m
Panjang	2,80289341 m	2,989914646 m
Harga	Rp 297.402.582	Rp 335.531.118

3.3.4 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan

1. Pompa

Tabel 3.9 Spesifikasi Pompa

Parameter	P-01	P-02
Fungsi	Mengalirkan benzena dan toluene dari Tangki 2 ke Vaporizer	Mengalirkan benzena, toluene, dan xylene dari Akumulator 1 ke puncak Menara distilasi 1 dan tangki 3
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>	<i>Stainless Steel 304</i>
Jumlah	2	2
Viskositas	0,519033 cP	0,308396 cP

Parameter	P-01	P-02
Kapasitas	35,05354331 m ³ /jam	0,720989273 m ³ /jam
Total Head	3,525835 m	23,26292 m
Daya Motor	0,5 HP	0,5 HP
Harga	Rp 341.250.399	Rp 139.169.157

Tabel 3.10 Spesifikasi Pompa

Parameter	P-03	P-04	P-05
Fungsi	Mengalirkan benzena, toluene, dan xylene dari Reboiler 1 ke umpan Menara Distilasi 2	Mengalirkan benzena, toluene, dan xylene dari akumulator 2 ke puncak Menara distilasi 2 dan vaporizer	Mengalirkan benzena, toluene, dan xylene dari reboiler 2 ke tangki 4
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Stainless Steel</i>	<i>Stainless</i>	<i>Stainless Steel</i>
Konstruksi	<i>304</i>	<i>Steel 304</i>	<i>304</i>
Jumlah	2	2	2
Viskositas	0,228713 cP	0,258953 cP	0,000230198 cP
Kapasitas	45,8089674 m ³ /Jam	0,910209047 m ³ /Jam	44,4717307 m ³ /Jam
Total Head	16,60391 m	32,28297 m	16,48455 m

Parameter	P-03	P-04	P-05
Daya Motor	5 HP	0,5 HP	5 HP
Harga	Rp 32.409.255	Rp 91.508.486	Rp 341.250.399

3.3.5 Spesifikasi Alat Penukar Panas

1. Vaporizer

Tabel 3.11 Spesifikasi *Vaporizer* 1

Vaporizer 1 (HE-01)		
Kode	V-01	
Fungsi	Menguapkan komponen C ₆ H ₆ , C ₇ H ₈ , dan C ₈ H ₁₀ sebelum masuk ke SP-01	
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Luas Transfer Panas	1.460,949149	ft ²
<i>Shell Side</i>		
ID	28	in
Jarak Baffle	28	in
Pressure Drop	153,0173438	Pa
Passes	1	
<i>Tube Side</i>		
Nt	649	Batang
L	12	Ft

<i>Tube Side</i>		
OD	0,75	in
BWG	14	
Passes	1	
Rd terhitung	0,925548931	kJ/m ² sK
Pressure Drop	195	Pa
Harga	Rp 3.536.421.734	

2. Heater – 01

Tabel 3.12 Spesifikasi *Heater* 1

Heater 1 (HE-01)		
Kode	HE-01	
Fungsi	Memanaskan Komponen CH ₄ dan C ₂ H ₆ Sebelum Masuk ke R-01	
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Luas Transfer Panas	1.328,199299	ft ²
<i>Shell Side</i>		
ID	37	in
Jarak Baffle	37	in
Pressure Drop	8.182,888764	Pa
Passes	1	

<i>Tube Side</i>		
Nt	1.240	Batang
L	6	Ft
OD	0,75	in
BWG	14	
Passes	1	
Rd terhitung	18,80862548	kJ/m ² sK
Pressure Drop	1.867,108503	Pa
Harga	Rp 3.223.767.737	

3. Heater – 02

Tabel 3.13 Spesifikasi *Heater 2*

Heater 2 (HE-02)		
Kode	HE-02	
Fungsi	Memanaskan Komponen C ₆ H ₆ , C ₇ H ₈ , dan C ₈ H ₁₀ Sebelum Masuk ke R-01	
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Luas Transfer Panas	2.070,70733	ft ²
<i>Shell Side</i>		
ID	78	in
Jarak Baffle	78	in
Pressure Drop	6.615,464652	Pa

<i>Shell Side</i>		
Passes	2	
<i>Tube Side</i>		
Nt	5.964	Batang
L	6	Ft
OD	0,75	in
BWG	14	
Passes	2	
Rd terhitung	29,20228363	$\text{kJ/m}^2\text{sK}$
Pressure Drop	1,135193326	Pa
Harga	Rp 4.196.045.411	

4. Heater – 03

Tabel 3.14 Spesifikasi *Heater 3*

Heater 3 (HE-03)		
Kode	HE-03	
Fungsi	Memanaskan Komponen C_6H_6 , C_7H_8 , dan C_8H_{10} Sebelum Masuk ke MD-01	
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Luas Transfer Panas	40.074	ft^2

<i>Shell Side</i>		
ID	19,25	in
Jarak Baffle	19,25	in
Pressure Drop	11,33787176	Pa
Passes	1	
<i>Tube Side</i>		
Nt	301	Batang
L	8	Ft
OD	0,75	in
BWG	14	
Passes	1	
Rd terhitung	2.492,457073	$\text{kJ/m}^2\text{sK}$
Pressure Drop	25.892,87593	Pa
Harga	Rp 16.742.240.255	

5. Waste Heat Boiler 1

Tabel 3.15 Spesifikasi *Waste Heat Boiler 1*

Waste Heat Boiler (WHB-01)	
Kode	WHB-01
Fungsi	Mendinginkan Gas Keluar dari Reaktor dengan Media Pendingin Air Menguap
Jenis	<i>Shell and Tube</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>

Waste Heat Boiler (WHB-01)		
Luas Transfer Panas	502,8572805	ft ²
<i>Shell Side</i>		
ID	21,25	in
Jarak Baffle	21,25	in
Pressure Drop	5.031,48734	Pa
Passes	1	
<i>Tube Side</i>		
Nt	361	Batang
L	8	Ft
OD	0,75	in
BWG	14	
Passes	1	
Rd terhitung	41,24981887	kJ/m ² sK
Pressure Drop	8.519,707396	Pa
Harga	Rp 703.471.493	

6. Condenser Parsial – 01

Tabel 3.16 Spesifikasi *Condensor Parsial 1*

Condensor Parsial 1 (CDP-01)	
Kode	CDP-01
Fungsi	Mengembunkan gas H ₂ ,CH ₄ ,C ₂ H ₆
Jenis	<i>Shell and Tube</i>

Condensor Parsial 1 (CDP-01)		
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Luas Transfer Panas	5.144,517239	ft ²
<i>Shell Side</i>		
ID	60	in
Jarak Baffle	60	in
Pressure Drop	415,0435626	Pa
Passes	1	
<i>Tube Side</i>		
Nt	3.527	Batang
L	8	ft
OD	0,75	in
BWG	14	
Passes	1	
Rd terhitung	3,437785393	kJ/m ² sK
Pressure Drop	64.441,8495	Pa
Harga	Rp 2.037.970.261	

7. Condenser – 01

Tabel 3.17 Spesifikasi *Condensor 1*

Condensor 1 (CD-01)	
Kode	CD-01

Condensor 1 (CD-01)

Fungsi	Mendinginkan Cairan Keluar dari MD-01 dengan Media Pendingin Air yang Menguap Pada Suhu	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Luas Transfer Panas	21,41688556	ft ²

Annulus

IPS	2	in
ID	1,38	in
OD	2	in
SCH	40	
Pressure Drop	25,70114169	Pa

**Lanjutan Tabel 3.17*

Inner Pipe

IPS	1,25	in
ID	1,38	in
OD	1,66	in
SCH	40	
L	12	ft
Rd terhitung	0,32744	kJ/m ² sK
Pressure Drop	477,052232	Pa
Harga	Rp 22.877.121	

8. Condenser – 02

Tabel 3.18 Spesifikasi *Condensor 2*

Condensor 2 (CD-02)		
Kode	CD-02	
Fungsi	Mendinginkan Cairan Keluar dari MD-02 dengan Media Pendingin Air yang Menguap Pada Suhu	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Luas Transfer Panas	10,53199923	ft ²
<i>Annulus</i>		
IPS	2	in
<i>*Lanjutan Tabel 3.18</i>		
ID	1,38	in
OD	2	in
SCH	40	
Pressure Drop	21,13562657	Pa
<i>Inner Pipe</i>		
IPS	1,25	in
ID	1,38	in
OD	1,66	in
SCH	40	

<i>Inner Pipe</i>		
L	12	ft
Rd terhitung	0,68578	$\text{kJ/m}^2\text{sK}$
Pressure Drop	1.444,87521	Pa
Harga	Rp 19.064.268	

9. Reboiler – 01

Tabel 3.19 Spesifikasi *Reboiler 1*

Reboiler 1 (RB-01)		
Kode	RB-01	
Fungsi	Menguapkan Sebagian Cairan yang Berasal dari Dasar MD-01	
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
<i>*Lanjutan Tabel 3.19</i>		
Luas Transfer Panas	754,0573001	ft^2
<i>Shell Side</i>		
ID	28	in
Jarak Baffle	28	in
Pressure Drop	0	Pa
Passes	1	
<i>Tube Side</i>		
Nt	649	Batang

<i>Tube Side</i>		
L	6	Ft
OD	0,75	in
BWG	14	
Passes	1	
Rd terhitung	9,994264759	$\text{kJ/m}^2\text{sK}$
Pressure Drop	1,305124349	Pa
Harga	Rp 735.880.749	

10. Reboiler – 02

Tabel 3.20 Spesifikasi *Reboiler 2*

Reboiler 2 (RB-02)		
Kode	RB-02	
Fungsi	Menguapkan Sebagian Cairan yang Berasal dari Dasar MD-02	
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Luas Transfer Panas	754,0573001	ft^2
<i>Shell Side</i>		
ID	30	in
Jarak Baffle	30	in
Pressure Drop	0	Pa
Passes	1	

<i>Tube Side</i>		
Nt	764	Batang
L	6	Ft
OD	0,75	in
BWG	14	
Passes	1	
Rd terhitung	11,197422	kJ/m ² sK
Pressure Drop	1,286502644	Pa
Harga	Rp 789.260.699	

11. Cooler – 01

Tabel 3.21 Spesifikasi *Cooler 1*

Cooler 1 (CL-01)		
Kode	CL-01	
<i>*Lanjutan Tabel 3.21</i>		
Fungsi	Mendinginkan Cairan Keluar dari RB-01 yang Akan Masuk Kedalam T-03	
Jenis	<i>Double Pipe</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Luas Transfer Panas	25,88373131	ft ²
<i>Annulus</i>		
IPS	3	in
ID	3,068	in

<i>Annulus</i>		
OD	3,5	in
SCH	40	
Pressure Drop	200,441495	Pa
<i>Inner Pipe</i>		
IPS	2	in
ID	2,067	in
OD	2,38	in
SCH	40	
L	12	ft
Rd terhitung	0,02178	kJ/m ² sK
Pressure Drop	352,7322182	Pa
Harga	Rp 24.783.548	

12. Cooler – 02

Tabel 3.22 Spesifikasi *Cooler 2*

Cooler 2 (CL-02)		
Kode	CL-02	
Fungsi	Mendinginkan Cairan Keluar dari RB-02 yang Akan Masuk Kedalam T-04	
Jenis	<i>Shell and Tube</i>	
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	
Luas Transfer Panas	257,1165817	ft ²

<i>Shell Side</i>		
ID	23,25	in
Jarak Baffle	23,25	in
Pressure Drop	2.659,304617	Pa
Passes	1	
<i>Tube Side</i>		
Nt	495	Batang
L	10	Ft
OD	0,75	in
BWG	14	
Passes	1	
Rd terhitung	11,92085082	$\text{kJ/m}^2\text{sK}$
Pressure Drop	1.750,62391	Pa
Harga	Rp 280.244.741	

3.4 Neraca Massa

Kapasitas Pabrik : 270.000 Ton/Tahun

Operasi Pabrik : 330 Hari/Tahun

Waktu Operasi : 24 Jam

Basis Perhitungan : 1.000 Kg/Jam

3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.23 Neraca Massa Total

Input	Kg/Jam	Output	Kg/Jam
Arus 5	38.302,7530	Arus 4	7.682,6887
Arus 7	40.184,7356	Arus 6	30.620,0643
Arus 8	40.184,7356	Arus 8	40.184,7356
Arus 10	35.078,7786	Arus 9	5.105,9569
Arus 12	34.558,6114	Arus 10	35.078,7786
		Arus 11	520,16726
		Arus 12	34.558,6114
		Arus 13	467,7023
		Arus 14	34.090,9090
Total	188.309,6145	Total	188.309,6145

3.4.2 Neraca Massa Per Alat

1. Separator – 01

Tabel 3.24 Neraca Massa Separator – 01

Komponen	Input		Output	
	Arus 5	Arus 4	Arus 4	Arus 6
	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam
C_6H_6	649.7379862	129.9475972	519.7903889	
C_7H_8	37551.52361	7510.304722	30041.21889	
C_8H_{10}	73.74026345	36.87013172	36.87013172	
Total	38275.00186		38275.00186	

2. Reaktor

Tabel 3.25 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input		Output	
	Arus 7		Arus 8	
	Kg/Jam		Kg/Jam	
H_2			640,0085763	
CH_4	9.404,207652		4.284,139042	
C_2H_6	178,1099934		178,1099934	
C_6H_6	519,7903889		519,7903889	
C_7H_8	30.041,21889		600,8243778	
C_8H_{10}	36,87013172		33.957,32468	
Total	40.180,19706		40.180,19706	

3. Separator – 02

Tabel 3.26 Neraca Massa Separator – 02

Komponen	Input		Output		
	Arus 8		Arus 9		Arus 10
	Kg/Jam		Kg/Jam		Kg/Jam
H_2	640,0085763		640,0085763		
CH_4	4.284,139042		4.284,139042		
C_2H_6	178,1099934		178,1099934		
C_6H_6	519,7903889				519,790389

Komponen	Input		Output	
	Arus 8	Arus 9	Arus 9	Arus 10
	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam
C_7H_8	600,8243778		600,824378	
C_8H_{10}	33.957,32468		33.957,3247	
Total	40.180,19706		40.180,19706	

4. Menara Distilasi – 01

Tabel 3.27 Neraca Massa Menara Distilasi – 01

Komponen	Input		Output	
	Arus 10	Arus 11	Arus 11	Arus 12
	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam
C_6H_6	1.560	1.528,8		31,2
C_7H_8	1.803,2	31,2		1.772
C_8H_{10}	101.913,055			101.913,055
Total	105.276,255		105.276,255	

5. Menara Distilasi – 02

Tabel 3.28 Neraca Massa Menara Distilasi – 02

Komponen	Input		Output	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10	
	Kg/Jam	Kg/Jam	Kg/Jam	
C_6H_6	31,2	31,2		
C_7H_8	1.772	1.260,430151	511,5698492	
C_8H_{10}	101.913,055	110,655	101.802,4	
Total	103.716,255	103.716,255		

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Reaktor

Tabel 3.29 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Input (kJ/Jam)	Output (kJ/Jam)
Q _{in}	2,5441E+09	
Q _{out}		9,4760E+18
Q _R	40423,236	
Q _P		-9,4760E+18
Total	2,5441E+09	2,5441E+09

3.5.2 Menara Distilasi – 01

Tabel 3.30 Neraca Panas Menara Distilasi – 01

Komponen	Input (kJ/Jam)	Output (kJ/Jam)
ΔH umpan	7.131.806,4081	
ΔH distilat		35.253,8995
ΔH condenser		38.509,4967
ΔH bottom		7.221.693,6149
ΔH reboiler	163.650,6030	
Total	7.295.457,0111	7.295.457,0111

3.5.3 Menara Distilasi – 02

Tabel 3.31 Neraca Panas Menara Distilasi – 02

Komponen	Input (kJ/Jam)	Output (kJ/Jam)
ΔH umpan	7.222.654,7072	
ΔH distilat		50.936,5512
ΔH condenser		-117.285,3699
ΔH bottom		7.163.944,7899
ΔH reboiler	-125.058,7360	
Total	7.097.595,9712	7.097.595,9712

3.5.4 Separator – 01

Tabel 3.32 Neraca Panas Separator – 01

Komponen	Input (kJ/Jam)	Output (kJ/Jam)
Qin	5.917.256,6035	
<i>*Lanjutan Tabel 3.32</i>		
Qout (arus 10)		4.730.382,8787
Qout (arus 9)		1.186.873,7248
Total	5.917.256,6035	5.917.256,6035

3.5.5 Separator – 02

Tabel 3.33 Neraca Panas Separator – 02

Komponen	Input (kJ/Jam)	Output (kJ/Jam)
Qin	1.204.449,6010	
Qout (arus 6)		290.287,4349
Qout (arus 4)		914.162,1661
Total	1.204.449,6010	1.204.449,6010

3.5.6 Heater – 01

Tabel 3.34 Neraca Panas *Heater* – 01

Komponen	Input (kJ/Jam)	Output (kJ/Jam)
Qin	107.711,9079	
Qout		11.633.600,52
Qdowntherm	11.525.888,61	

Komponen	Input (kJ/Jam)	Output (kJ/Jam)
Total	11.633.600,52	11.633.600,52

3.5.7 Heater – 02

Tabel 3.35 Neraca Panas *Heater – 02*

Komponen	Input (kJ/Jam)	Output (kJ/Jam)
Qin	1.478.327,06	
Qout		11.770.430,44
Qdowntherm	10.292.103,38	
Total	11.770.430,44	11.770.430,44

3.5.8 Heater – 03

Tabel 3.36 Neraca Panas *Heater – 03*

Komponen	Input (kJ/Jam)	Output (kJ/Jam)
Qin	914.162,1661	
Qout		7.131.806,408
Qsteam	6.217.644,242	
Total	7.131.806,408	7.131.806,408

3.5.9 Waste Heat Boiler – 01

Tabel 3.37 Neraca Panas *Waste Heat Boiler - 01*

Komponen	Input (kJ/Jam)	Output (kJ/Jam)
Qin	32.384.506,6844	

Komponen	Input (kJ/Jam)	Output (kJ/Jam)
Qout		6.816.126,2579
Qpendingin		25.568.380,4265
Total	32.384.506,6844	32.384.506,6844

3.5.10 Condensor Parsial – 01

Tabel 3.38 Neraca Panas *Condensor Parsial – 01*

Komponen	Input (kJ/Jam)	Output (kJ/Jam)
Qin	6.807.343,4838	
Qout		642.561,2707
Qpendingin		6.164.782,2131
Total	6.807.343,4838	6.807.343,4838

3.5.11 Condensor – 01

Tabel 3.39 Neraca Panas *Condensor – 01*

Komponen	Input (kJ/Jam)	Output (kJ/Jam)
Qin	60.939,6877	
Qout		60.347,1484
Qpendingan		592,5394
Total	60.939,6877	60.939,6877

3.5.12 Condensor – 02

Tabel 3.40 Neraca Panas *Condensor* – 02

Komponen	Input (kJ/Jam)	Output (kJ/Jam)
Qin	84.896,1917	
Qout		75.991,3963
Qpendingin		8.904,7953
Total	84.896,1917	84.896,1917

3.5.13 Reboiler – 01

Tabel 3.41 Neraca Panas *Reboiler* – 01

Komponen	Input (kJ/Jam)	Output (kJ/Jam)
Qin	36.374,1768	
Qout		40.378,3889
Qsteam	4.004,2121	
Total	40.378,3889	40.378,3889

3.5.14 Reboiler – 02

Tabel 3.42 Neraca Panas *Reboiler* – 02

Komponen	Input (kJ/Jam)	Output (kJ/Jam)
Qin	37.229,8245	
Qout		40.646,9125
Qsteam	3.417,0880	
Total	40.646,9125	40.646,9125

3.5.15 Cooler – 01

Tabel 3.43 Neraca Panas *Cooler* – 01

Komponen	Input (kJ/Jam)	Output (kJ/Jam)
Qin	60.186,93487	
Qout		10.436,09121
Qpendingin		49.750,84366
Total	60.186,93487	60.186,93487

3.5.16 Cooler – 02

Tabel 3.44 Neraca Panas *Cooler* – 02

Komponen	Input (kJ/Jam)	Output (kJ/Jam)
Qin	7.417.978,305	
Qout		611.784,7438
Qpendingin		6.806.193,561
Total	7.417.978,305	7.417.978,305

BAB IV

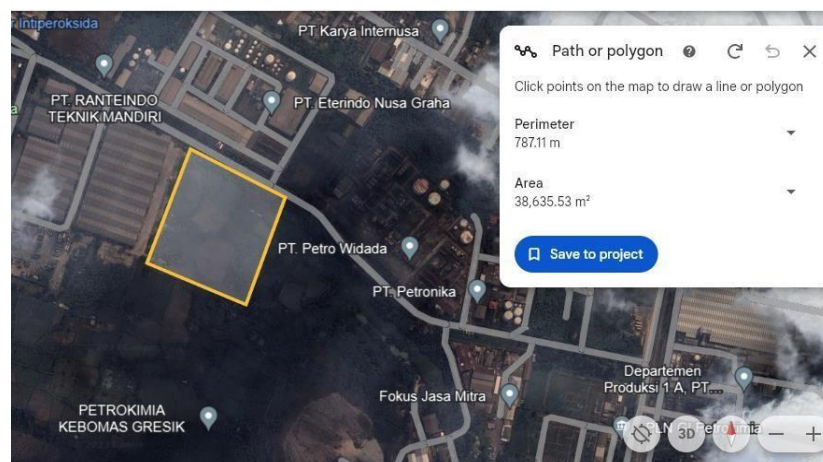
PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik merupakan faktor yang sangat penting dalam merencanakan suatu pabrik. Lokasi pabrik yang tepat dan strategis dapat menjadi faktor keberhasilan produksi dari suatu pabrik untuk masa yang akan datang. Menentukan lokasi pabrik memerlukan beberapa faktor yang menjadi bahan pertimbangan. Faktor proses produksi, pemasaran, perjalanan bahan baku dan keamanan dalam proses merupakan faktor-faktor yang mempengaruhi dalam penentuan lokasi suatu pabrik. Pemilihan tempat pabrik berdiri dapat dibagi menjadi berdasarkan alasan utama pemilihan yaitu pasar, sumber bahan, pengadaan, transportasi, ketersediaan tenaga kerja, iklim dan kebijakan dari pemerintah daerah, kedekatan dengan pelanggan, ketersediaan infrastruktur, ketersediaan tenaga kerja dan sistem pengupahan, serta air yang akan digunakan dan limbah industri (Maulana, 2018).

Pabrik *Xylene* direncanakan akan berdiri di area Kawasan industri, kecamatan manyar, Kabupaten Gresik. Provinsi Jawa Timur yang didasarkan pada beberapa faktor yang telah disebutkan sebelumnya. Faktor umum yang dijadikan dasar dalam menentukan lokasi pabrik di Kabupaten Gresik dikarenakan terdapat wilayah industri yang berkenaan langsung dengan Java Integrated Industrial Part Estate (UPE) Selain itu, keberadaan pabrik penyuplai bahan baku pabrik *Xylene* yang akan didirikan seperti

toluene dan benzene yang terletak dikabupaten tuban Provinsi Jawa Timur serta gas metana (CH₄) yang berada di Pelabuhan Tanjung Perak, Teluk Lamong, Surabaya sehingga dekat dengan pabrik. Lokasi pendirian pabrik *Xylene* ini ditentukan berdasarkan pada Peta Rencana Tata Ruang Wilayah (RTRW) Kabupaten Gresik Tahun 2010- 2030 yang secara faktual dapat dilihat pada Gambar sebagai berikut :



Gambar 4.1 Lokasi Pabrik

Berdasarkan Gambar di atas, terdapat tata ruang untuk wilayah industri (ditandai dengan warna kuning) dan disediakan oleh Pemerintah Daerah Kabupaten Gresik sebagai daerah strategis pengembangan industri. Daerah tersebut terletak di Kecamatan Manyar, Kabupaten Gresik, Jawa Timur. Pada Peta dapat dilihat bahwa terdapat aliran sungai di dekat lokasi pabrik sehingga dapat dimanfaatkan sebagai penyedia utilitas, Kecamatan Manyar sangat dekat dengan aliran sungai Bengawan Solo yang dapat digunakan sebagai penyedia utilitas pabrik serta dekat dengan Pelabuhan Internasional JIPE yang merupakan Pelabuhan Internasional di Gresik. Adanya Pelabuhan Internasional dapat memudahkan aktivitas impor bahan baku dan

ekspor produk melalui transportasi laut. Sehingga, Kabupaten Gresik dipilih sebagai lokasi pabrik *Xylene* yang akan didirikan.

4.1.1 Ketersediaan Bahan Baku

1. Lokasi pabrik dipilih berdasarkan pertimbangan kedekatan dengan lokasi beberapa bahan baku yang digunakan. Hal ini bertujuan untuk mengurangi resiko kerusakan pada bahan baku, mengurangi adanya penyusutan berat dan volume bahan baku akibat menempuh jarak yang cukup jauh dari lokasi pabrik, mencegah penurunan kualitas dan kuantitas bahan baku, serta mengurangi biaya transportasi bahan kebutuhan.
2. Bahan kebutuhan pembuatan *Xylene* beberapa dapat didapatkan di Indonesia seperti bahan toluene dan benzene didapatkan dari PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama yang berada di Tuban, Jawa Timur. CH_4 diperoleh dari PT Perusahaan Gas Negara (PGN) di Pelabuhan Tanjung Perak, Teluk Lamong, Surabaya, serta untuk senyawa CH_4 dengan kemurnian 95% .

4.1.2 Transportasi dan Pemasaran

1. Lokasi pabrik sebaiknya dekat dengan penyedia bahan baku dan juga memungkinkan adanya pemasaran produk sehingga dapat memperkecil biaya transportasi. Pabrik juga sebaiknya dekat dengan Pelabuhan internasional untuk memudahkan pengiriman bahan dari dan ke luar negeri. Lokasi pabrik dipilih di daerah Kabupaten Gresik karena mempunyai sarana transportasi darat yang memadai yaitu

jalan utama Surabaya-Tanjung Perak yang menghubungkan Tanjung Perak sebagai gerbang penghubung Pulau Jawa dengan pula lainnya. Sehingga, mempermudah transportasi bahan baku menuju pabrik dan distribusi produk ke pasaran.

2. Adanya Pelabuhan Internasional JIPE yang dekat dengan lokasi pabrik juga memudahkan aktivitas transportasi laut nasional dan internasional.
3. Sebagian besar industri di Indonesia terletak di Indonesia bagian barat dan Pulau Jawa. Kabupaten Gresik merupakan daerah yang padat dengan industri kimia lain baik menengah maupun besar yang merupakan daerah pasar bagi asam *xylene*. Pabrik *xylene* yang akan dibangun merupakan pabrik yang ditujukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Sehingga potensi pemasaran di daerah Gresik sudah sangat baik.

4.1.3 Utilitas

1. Ketersediaan utilitas untuk kebutuhan pabrik *xylene* dipenuhi dengan adanya sumber air yang berasal dari sungai Bengawan Solo dan terdapat sejumlah waduk di daerah Kabupaten Gresik.
2. Daerah Gresik merupakan kawasan industri yang terdapat sumber penyedia sumber bahan bakar seperti Diesel yang berasal dari PT. Pertamina di Kabupaten Gresik. Sedangkan tenaga listrik diperoleh dari Generator yang menghasilkan listrik menggunakan steam.

4.1.4 Tenaga Kerja

1. Ketersediaan tenaga kerja di sekitar pabrik cukup baik karena lokasi pabrik yang terletak tidak jauh dari pemukiman penduduk.
2. Kabupaten Gresik merupakan daerah dengan penyediaan tenaga kerja produktif dan terdidik yang besar. Hal ini dibuktikan dengan catatan kependudukan oleh Badan Pusat Statistika (BPS) dimana jumlah penduduk dengan usia produktif di Kabupaten Gresik Tahun 2020 sebesar 932.673 jiwa dan penduduk pencari kerja sebesar 36.390 jiwa.
3. Tenaga Pekerja yang dipilih untuk bekerja di pabrik *xylene* adalah tenaga yang terampil dan buruh di lapangan. Pekerja terampil dan terdidik direkrut melalui jalur kerjasama sesama industri. Selain itu juga dilakukan rekrut terhadap tenaga terdidik dan terampil dari perguruan tinggi dengan jurusan yang sesuai dengan bidangnya masing-masing. Tenaga kerja lapangan dipilih dari pembukaan lowongan bagi penduduk usia produktif yang bersedia ditempatkan pada bidang yang dibutuhkan.

4.1.5 Geografis dan Iklim

Kabupaten Gresik merupakan pusat kawasan industri dan sekaligus sebagai pusat kegiatan perdagangan hasil industri di Jawa Timur. Terletak di sebelah Barat Laut Surabaya dengan Panjang pantai 140 km². Luas wilayah Kabupaten Gresik adalah sebesar 1.191,25 km² atau 119,12 Ha. Secara Geografis, kabupaten gresik merupakan dataran rendah dengan ketinggian 2-12 meter di atas permukaan air

laut dari permukaan laut. Kabupaten Gresik mempunyai daerah pesisir pantai hampir sepertiga dari wilayahnya yang berpotensi untuk kegiatan kepelabuhanan. Keberadaan pelabuhan mendukung akses penyediaan bahan baku dan pemasaran produk industri di Kabupaten Gresik (BAPPEDA Jatim, 2021).

4.1 Iklim Kabupaten Gresik termasuk tropis dengan temperatur rata-rata 28,50°C dan kelembaban udara rata-rata 75%. Curah hujan relatif rendah, yaitu rata-rata 2,24 mm per tahun sehingga hal ini dapat mempengaruhi keberhasilan proses dan kualitas hasil operasi (BAPPEDA Jatim, 2021).

4.1.6 Pembuangan Limbah

Limbah yang dihasilkan oleh pabrik *xylene* berupa limbah gas CH₄ dan H₂ yang berasal dari sisa reaksi dan hasil reaksi. Pembuangan limbah pabrik *xylene* terlebih dahulu diolah pada unit pengolahan limbah (UPL) sehingga dapat memenuhi standar AMDAL. Pembuangan limbah tersebut direncanakan berada di daerah yang jauh dari pemukiman penduduk dan lahan produktif.

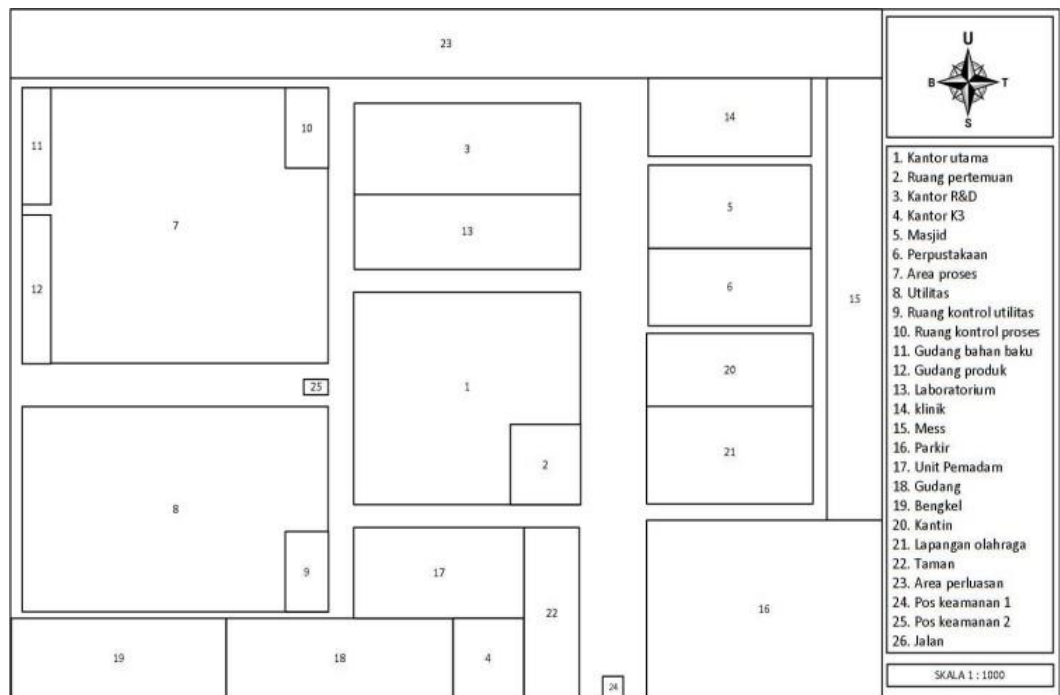
4.2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout)

Perancangan tata letak pabrik *xylene* yang akan didirikan disusun dengan mempertimbangkan beberapa hal sebagai berikut:

1. Perancangan tata letak pabrik terhadap bangunan dan jalan di sekitarnya perlu diberikan jarak secara leluasa sehingga mengurangi dampak buruk

apabila terjadi kecelakaan dalam proses kerja dan tentunya mengurangi resiko kecelakaan itu sendiri.

2. Tata letak dibuat seefisien mungkin dan memberikan area perluasan untuk perkembangan pabrik di masa yang akan datang.
3. Fasilitas penunjang diempatkan sesuai kebutuhan dan estetika.
4. Fasilitas umum menyesuaikan dengan kebutuhan dari pabrik yang berproses serta memperhatikan keamanan dan kenyamanan karyawan.



Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik

Sedangkan luas tanah area pabrik yang akan didirikan membutuhkan sejumlah area tanah sebesar 38.635,53 m² dimana rincian luas area sebagai berikut:

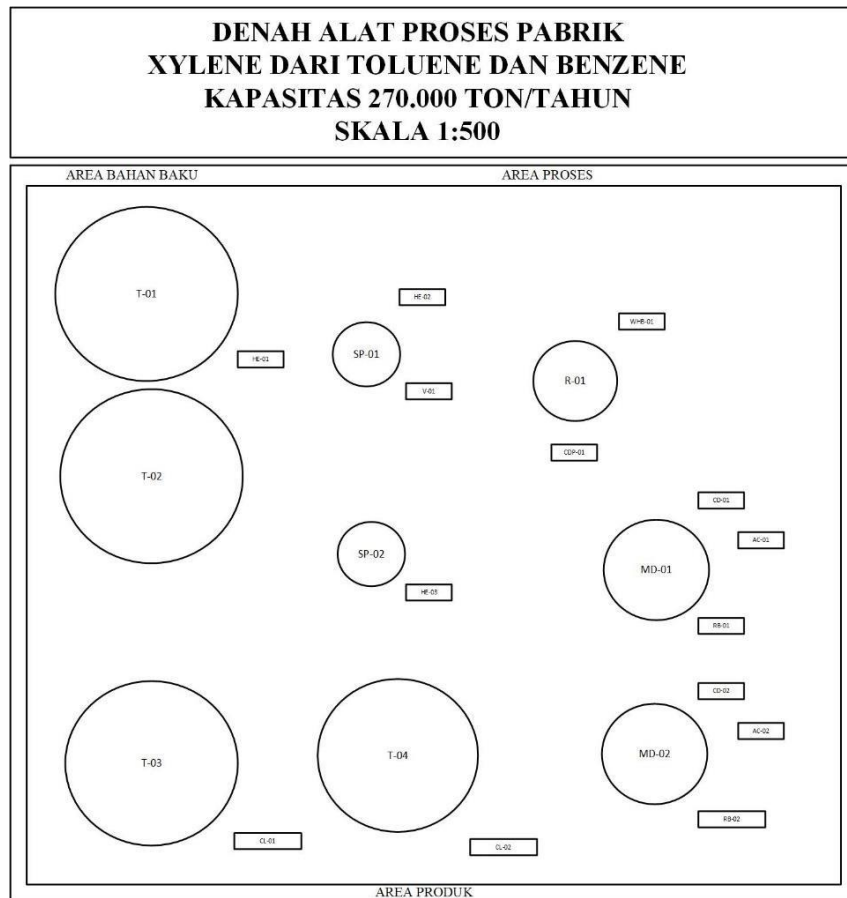
Tabel 4.1 Luas Bangunan dan Tanah

No	Lokasi	Luas (m ²)
1	Kantor Utama	2.502
2	Ruang Pertemuan	557
3	Kantor R&D	1.072
4	Kantor K3	300
5	Masjid	557
6	Perpustakaan	509
7	Area Proses	4.862
8	Utilitas	3.575
9	Ruang Kontrol Utilitas	912
10	Ruang Kontrol Proses	912
11	Gudang Bahan Baku	1.659
12	Gudang Produk	1.530
13	Laboratorium	915
14	Klinik	709
15	Mess	1.272
16	Parker	1.901
17	Unit Pemadam	783
18	Gudang	966
19	Bengkel	889
20	Kantin	913

No	Lokasi	Luas (m ²)
21	Lapangan Olahraga	680
22	Taman	680
23	Area Perluasan	3.317
24	Pos Keamanan 1	50
25	Pos Keamanan 2	50
26	Jalan	6.563
Total		38.635

4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (*Machines Layout*)

Tata letak alat proses atau *machines layout* merupakan pengaturan yang optimum terhadap alat-alat proses pabrik. Perancangan tata letak alat proses yang optimum dapat menguntungkan secara ekonomi karena dapat meminimalisir biaya konstruksi dan kegiatan operasional produksi dapat berjalan secara efisien. Selain itu, hal ini menjadi penting karena berkaitan dengan keamanan, keselamatan dan kenyamanan karyawan selama bekerja. Beberapa hal yang menjadi pertimbangan dalam mengatur tata letak alat proses sebagai berikut :



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses

Keterangan :

1. T-01 = Tangki 1
2. T-02 = Tangki 2
3. HE-01 = Heat Exchanger 1
4. SP-01 = Separator 1
5. HE-02 = Heat Exchanger 2
6. V-01 = Vaporizer 1
7. R-01 = Reaktor 1
8. WHB-01 = Waste Heat Boiler
9. CDP-01 = Condensor Parsial

- 10. SP-02 = Separator 2
- 11. HE-03 = Heat Exchanger 3
- 12. MD-01 = Menara Distilasi 1
- 13. CD-01 = Condensor 1
- 14. RB-01 = Reboiler 1
- 15. T-03 = Tangki 3
- 16. CL-01 = Cooler 1
- 17. T-04 = Tangki 4
- 18. CL-02 = Cooler 2
- 19. MD-02 = Menara Distilasi 2
- 20. CD-02 = Condensor 2
- 21. RB-02 = Reboiler 2
- 22. ACC-01 = Accumulator 1
- 23. ACC-02 = Accumulator 2

4.4 Organisasi Perusahaan

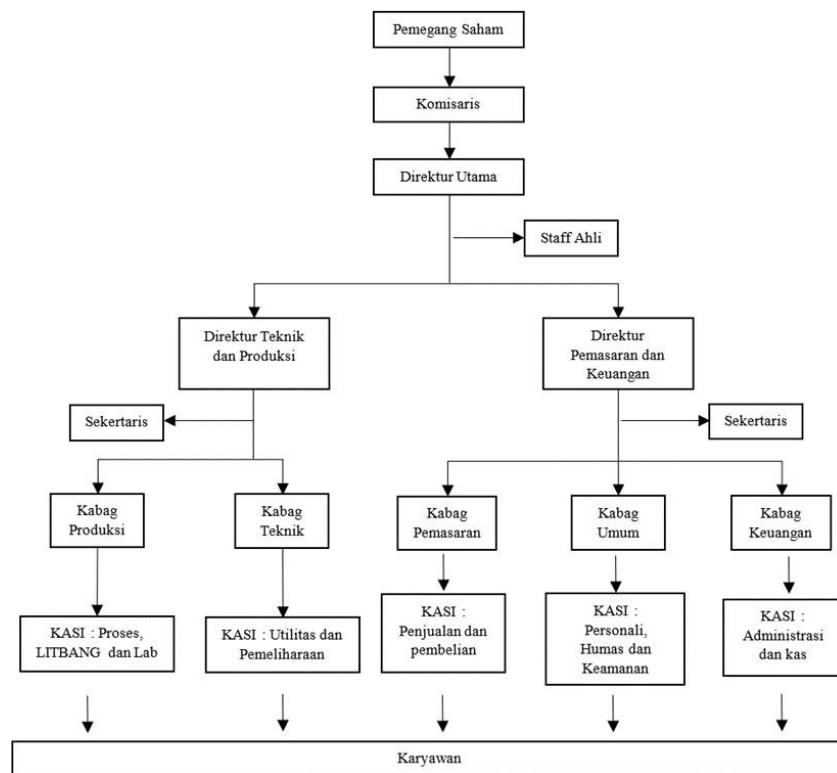
4.4.1 Struktur Organisasi

Untuk menjalankan aktivitas di perusahaan yang efektif dan efisien, diperlukan struktur organisasi. Struktur organisasi yang jelas dan sistematis sangat diperlukan di perusahaan agar karyawan dapat memahami posisi masing-masing. Setiap perusahaan bisa saja memiliki struktur organisasi yang berbeda, tergantung pada kebutuhan masing-masing.

Pada pabrik xylene ini mempunyai struktur organisasi yang dapat dipilih adalah sistem line dan staff. Kelebihan dalam sistem ini adalah garis tujuh puluh delapan kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Dan dalam pembagian tugas, seperti mendapat sistem organisasi fungsional, dimana seorang karyawan bertanggung jawab di atasan saja. Dan dalam menjalankan organisasi, ada dua kelompok yang mempengaruhi sistem, yakni:

1. Sebagai garis adalah orang yang melakukan tugas pokok organisasi untuk mencapai tujuan.
2. Sebagai staf adalah orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahlian di bidangnya dan mempunyai peran untuk memberikan saran kepada unit operasional.

Untuk menjalankan tugas dan wewenangnya, para pemegang saham yang memiliki perusahaan diwakilkan oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilakukan oleh Direktur Utama yang dibantu oleh beberapa Direktur dibawahnya. Dewan komisaris ataupun Direktur Utama dipilih oleh para pemegang saham dalam Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang mempunyai kekuasaan tertinggi didalam perusahaan. Berikut Gambar 4.4 yang menunjukkan struktur organisasi perusahaan :



Gambar 4.4 Struktur Organisasi

4.4.2 Tugas dan Wewenang

1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah orang mengumpulkan modal untuk perusahaan dan menjalankan operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi di perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Tugas dan wewenang RUPS adalah sebagai berikut:

- A. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
- B. Mengangkat dan memberhentikan Direktur.

C. Mengesahkan hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

2. Dewan Komisaris

Dewan komisaris adalah pelaksana tugas sehari-hari dari pemegang saham dan mempunyai tanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas dan wewenang Dewan Komisaris:

A. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber dana dan pengarahannya pemasaran.

B. Mengawasi tugas direktur.

C. Membantu direktur dalam tugas yang penting.

3. Direktur Utama

Direksi Utama adalah pimpinan tertinggi di dalam suatu perusahaan dan mempunyai tanggung jawab terhadap proses perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala kebijakan dan tindakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Tugas Direktur Utama sebagai berikut:

A. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan bertanggung jawab pekerjaan secara berkala atau di masa akhir pekerjaan pada pemegang saham.

- B. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
- C. Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan hasil persetujuan rapat pemegang saham.
- D. Mengkoordinir kerja sama antara bagian produksi (Direktur Produksi) dan bagian keuangan dan umum (Direktur Keuangan dan Umum).

Table 4.2 Tugas Direktur Utama

Posisi	Tugas
Direktur Produksi	<p>Bertanggungjawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi, teknik, dan rekayasa produksi.</p> <p>Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya.</p>
Direktur Keuangan dan Umum	<p>Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang pemasaran, keuangan, dan pelayanan umum.</p>

Posisi	Tugas
	Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala bagian yang menjadi bawahannya.

4. Staff Ahli

Staff ahli terdiri dari tenaga ahli yang memiliki tugas untuk membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staff ahli mempunyai tanggung jawab terhadap Direktur Utama sesuai dengan bidang masing-masing. Tugas dan wewenang Staff Ahli sebagai berikut:

- A. Memberikan nasihat dan saran dalam merencanakan pengembangan perusahaan.
- B. Mengadakan evaluasi teknik dan ekonomi perusahaan.
- C. Memberikan saran dalam bidang hukum.
- D. Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat dan pengembangan produksi.
- E. Mempertinggi efisiensi kerja.

5. Kepala Bagian

Kepala bagian mempunyai tugas sebagai mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya

sesuai dengan garis wewenang yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat bertindak sebagai Staf Direktur. Kepala bagian mempunyai tanggung jawab kepada Direktur Utama. Kepala Bagian ada beberapa bagian sebagai berikut:

A. Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada Direktur Produksi di bidang mutu dan kelancaran produksi dan mengkoordinir kepala kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala Bagian Produksi membawahi :

- Seksi Proses

Tugas Seksi Proses :

- a) Mengawasi jalannya proses produksi.
- b) Menjalankan tindakan seperlunya terhadap kejadian-kejadian yang tidak diharapkan sebelum diambil alih oleh seksi yang berwenang.

- Seksi Pengendalian

Tugas seksi pengendalian :

- a) Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan kerja.
- b) Mengurangi potensi bahaya yang ada.

- Seksi Laboratorium

Tugas seksi laboratorium :

- a) Mengawasi dan menganalisa mutu kualitas bahan baku dan bahan pembantu.
- b) Mengawasi dan menganalisa mutu kualitas produksi.
- c) Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik.
- d) Membuat laporan secara berkala kepada Kepala Bagian Produksi.
- e) Seksi Penelitian dan Pengembangan Tugas Seksi Penelitian dan Pengembangan:
- f) Menyelenggarakan penelitian dan kajian dan menyiapkan rekomendasi perizinan di bidang penelitian dan ilmu pengetahuan teknologi.
- g) Menyelenggarakan fasilitas pelaksanaan kegiatan pengembangan dan penerapan ilmu pengetahuan dan teknologi (IPTEK) serta inovasi teknologi.
- h) Mengkoordinir kegiatan yang berhubungan dengan meningkatkan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

B. Kepala Bagian Teknik

Memiliki tanggung jawab kepada Direktur Produksi dalam bidang peralatan dan utilitas, pemeliharaan, dan k3 serta

mengkoordinir kepala- kepala seksi yang menjadi bawahannya. Kepala Bagian Teknik mengawasi sebagai berikut :

- Seksi Pemeliharaan

Tugas seksi pemeliharaan :

- a) Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik,
- b) Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik

- Seksi Utilitas

Tugas seksi utilitas : Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, air, dan tenaga listrik

- Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja

Tugas seksi keselamatan dan Kesehatan kerja :

- a) Mengatur, menyediakan, dan mengawasi hal-hal yang memiliki erat kaitannya dengan keselamatan kerja.
- b) Melindungi pabrik dari bahaya kebakaran.

C. Kepala Bagian Keuangan

Memiliki tanggung jawab terhadap Direktur Keuangan dan Umum dalam pengelolaan keuangan, anggaran, administrasi perusahaan, dan pengeluaran sesuai dengan anggaran

perusahaan. Kepala Bagian Keuangan mempunyai bawahan sebagai berikut :

- Seksi Administrasi

Tugas seksi administrasi :

- a) Menyediakan sarana administrasi dan kebutuhan dana.
- b) Menyediakan fasilitas kebutuhan sumber daya manusia sesuai hak.
- c) Mengatur administrasi perkantoran.
- d) Mengendalikan dokumen administrasi dan keuangan.

- Seksi Pembelian

Tugas seksi pembelian :

- a) Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.
- b) Mengetahui harga pemasaran dan kualitas mutu bahan baku.
- c) Mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gedung.

D. Kepala Bagian Umum

Memiliki tanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam mengatur hubungan antara perusahaan dengan karyawan maupun konsumen, serta menjaga keamanan baik

internal dan eksternal yang berkaitan dengan perusahaan. Dalam melaksanakannya, Kepala Bagian Umum mempunyai bawahan sebagai berikut :

- Seksi Personalia

Tugas seksi personalia :

- a) Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja sebaik mungkin antara pekerja, pekerjaan, dan lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- b) Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis.
- c) Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

- Seksi Hubungan Masyarakat

Tugas seksi hubungan masyarakat :

- a) Menganalisa informasi atau opini masyarakat dan konsumen dalam kepuasan produk.
- b) Mengelola komunikasi internal dan eksternal lingkungan perusahaan.
- c) Menyiapkan hal yang memiliki hubungan dengan publikasi.

- Seksi Keamanan

Tugas seksi keamanan :

- a) Mengawasi keluar masuknya manusia, baik karyawan maupun bukan karyawan.
- b) Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan.
- c) Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang memiliki hubungan dengan hubungan perusahaan.

6. Kepala Seksi

Kepala Seksi adalah pekerjaan di dalam lingkungannya sesuai dengan bidang yang diatur oleh kepala bagian masing-masing agar dihasilkan hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya masa produksi. Setiap kepala seksi mempunyai tanggung jawab kepada bagian masing-masing sesuai dengan seksinya. Berdasarkan bidangnya, kepala seksi terdiri sebagai berikut:

- A. Kepala Seksi Proses
- B. Kepala Seksi Pengendalian
- C. Kepala Seksi Laboratorium
- D. Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan
- E. Kepala Seksi Utilitas
- F. Kepala Seksi Pemeliharaan
- G. Kepala Seksi Keselamatan, dan Kesehatan Kerja
- H. Kepala Seksi Administrasi

- I. Kepala Seksi Keuangan atau Anggaran
- J. Kepala Seksi Pembelian
- K. Kepala Seksi Hubungan Masyarakat
- L. Kepala Seksi Keamanan
- M. Kepala Seksi Personalia
- N. Kepala Seksi Pemasaran

4.4.3 Status Kerja Karyawan

Status kerja karyawan dibuat berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Berikut golongan status kerja karyawan sebagai berikut :

1. Karyawan Tetap : adalah yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapatkan gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian, dan masa kerja.
2. Karyawan Harian : adalah yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.
3. Karyawan Borongan : adalah yang digunakan oleh pabrik atau perusahaan bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima sistem upah borongan untuk semua pekerjaan.

4.4.4 Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik xylene yang akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam per hari. Sisa hari tidak termasuk hari libur dipergunakan untuk perawatan atau shut down. Sedangkan hari sabtu, minggu, dan

hari besar libur. Oleh karena itu, untuk menjaga kelancaran proses produksi dan kegiatan administrasi dan pemasaran adanya pembagian jam kerja yang diatur secara efektif dan efisien. Berdasarkan jam kerja karyawan di perusahaan ini dibedakan menjadi dua golongan yaitu :

1. Karyawan Non-Shift

Karyawan non-shift adalah karyawan yang tidak memiliki tanggung jawab secara proses produksi. Karyawan non-shift meliputi jajaran direksi, kepala bagian, kepala seksi, serta jabatan yang dibawahnya yang bekerja di kantor. Karyawan non- shift bekerja selama 5 hari sama dengan ketentuan jam sebagai berikut :

Jam kerja : Senin-Jumat pukul 08.00 - 16.00

Jam istirahat : Senin-Kamis pukul 12.00 - 13.00

Jumat pukul 11.00 - 13.00

Sabtu dan Minggu : Libur termasuk hari besar.

2. Karyawan Shift

Karyawan shift adalah karyawan yang bertanggung jawab secara langsung dalam memproduksi atau mengatur bagian tertentu dari pabrik yang memiliki hubungan dengan keamanan dan kegiatan produksi. Sebagian dari bagian teknik, bagian gudang, dan beberapa bagian lain harus siaga demi keselamatan dan keamanan pabrik.

Karyawan shift bekerja sama dengan ketentuan jam sebagai berikut:

Shift 1 : 08.00 - 16.00

Shift 2 : 16.00 - 23.00

Shift 3 : 23.00 - 08.00

Jam kerja shift berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapat pergantian shift setiap hari kerja sekali. Karyawan shift bekerja dengan sistem 3 hari kerja dan 1 hari libur. Hari Minggu dan libur hari besar semua karyawan shift tidak libur. Tetapi, karyawan memiliki hak jatah cuti selama 12 hari setiap tahunnya. Pembagian shift dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran shift sedangkan 1 regu libur.

Jadwal kerja dibagi menjadi empat minggu dan empat kelompok. Setiap kelompok kerja mendapatkan libur satu kali dari tiga kali shift. Setiap hari ada tiga kelompok kerja, dan satu kelompok libur.

Berikut adalah jadwal kerja karyawan shift :

Tabel 4.3 Jadwal Kerja Karyawan Shift

Regu	Hari									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
A	I	I	I	-	III	III	III	-	II	II
B	II	II	-	I	I	I	-	III	III	III
C	III	-	II	II	II	-	I	I	I	-
D	-	III	III	III	-	II	II	II	-	I
Regu	Hari									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
A	II	-	I	I	I	-	III	III	III	-
B	-	II	II	II	-	I	I	I	-	III
C	III	III	III	-	II	II	II	-	I	I
D	I	I	-	III	III	III	I	II	II	II

Regu	Hari									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
A	II	II	II	-	I	I	I	-	III	III
B	III	III	-	II	II	II	-	I	I	I
C	I	-	III	III	III	-	II	II	II	-
D	-	I	I	I	-	III	III	III	-	II

4.4.5 Jumlah Karyawan, Golongan Karyawan, dan Sistem Gaji

1. Jumlah Karyawan

Berikut adalah jumlah karyawan yang ada di dalam perusahaan :

Tabel 4.4 Jumlah Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah
1.	Direktur Utama	1
2.	Direktur Teknik dan Produksi	1
3.	Direktur Keuangan dan Umum	1
4.	Ka. Bag. Produksi	1
5.	Ka. Bag. Teknik	1
6.	Ka. Bag. K3	1
7.	Ka. Bag. Penelitian dan Pengembangan	1
8.	Ka. Bag. Pemasaran	1
9.	Ka. Bag. Administrasi dan Keuangan	1
10.	Ka. Bag. Personalia dan Umum	1
11.	Ka. Seksi Produksi	1
12.	Ka. Seksi Utilitas	1
13.	Ka. Seksi Listrik dan Instrumentasi	1
14.	Ka. Seksi Penelitian	1
15.	Ka. Seksi Laboratorium	1
16.	Ka. Seksi Keuangan	1

No.	Jabatan	Jumlah
17.	Ka. Seksi Pemasaran	1
18.	Ka. Seksi Humas	1
19.	Ka. Seksi Administrsi	1
20.	Ka. Seksi Pengembangan SDM	1
21.	Ka. Seksi Tata Usaha	1
22.	Ka. Seksi Personalia	1
23.	Ka. Seksi K3	1
24.	Ka. Seksi UPL	1
25.	Karyawan K3	16
26.	Karyawan Laboratorium	16
27.	Karyawan Pengendalian	16
28.	Karyawan Maintenance	21
29.	Karyawan Produksi	48
30.	Karyawan Listrik dan Instrumentasi	5
31.	Karyawan Litbang	7
32.	Karyawan Pengolahan Limbah	6
33.	Karyawan Kas/Anggaran	6
34.	Karyawan Pemasaran/Penjualan	6
35.	Karyawan SDM	6
36.	Karyawan Administrasi	6
37.	Sekretaris	5
38.	Dokter	3
39.	Perawat	5
40.	Supir	6
41.	Cleaning services	15
42.	Security	10
Total		227

2. Golongan Pekerja

Dalam pabrik yang telah berdiri harus ada aturan penggolongan jabatan, karena ini memiliki keterkaitan dengan kelangsungan pabrik untuk bersaing di era pasar. Berikut rincian dalam penggolongan jabatan sebagai berikut :

Tabel 4.5 Penggolongan Jabatan

No.	Kepala Seksi	Pendidikan
1.	Direktur Utama	S-2
2.	Direktur	S-2
3.	Kepala Bagian	S-1
4.	Kepala Seksi	S-1
5.	Staff Ahli	S-1
6.	Sekretaris	S-1
7.	Dokter	S-1
8.	Perawat	D-3/D-4/S-1
9.	Karyawan	D-3/D-4/S-1
10.	Supir	SLTA
11.	Cleaning Service	SLTA
12.	Satpam	SLTA

3. System Gaji

Sistem pembagian gaji dalam perusahaan terbagi menjadi tiga jenis yaitu sebagai berikut:

a. Gaji Bulanan

Gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan.

b. Gaji Harian

Gaji yang diberikan kepada karyawan yang tidak tetap atau buruh harian.

c. Gaji Lembur

Gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.

Berikut adalah rincian gaji sesuai dengan jabatan :

Tabel 4.6 Rincian Gaji

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji Perbulan	Total Gaji Perbulan
1.	Direktur Utama	1	Rp 100.000.000	Rp 100.000.000
2.	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 80.000.000	Rp 80.000.000
3.	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 80.000.000	Rp 80.000.000
4.	Ka. Bag. Produksi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
5.	Ka. Bag. Teknik	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
6.	Ka. Bag. K3	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000
7.	Ka. Bag. Penelitian dan Pengembangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
8.	Ka. Bag. Pemasaran	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji Perbulan	Total Gaji Perbulan
9.	Ka. Bag. Administrasi dan Keuangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
10.	Ka. Bag. Personalia dan Umum	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
11.	Ka. Seksi Produksi	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
12.	Ka. Seksi Utilitas	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
13.	Ka. Seksi Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
14.	Ka. Seksi Penelitian	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
15.	Ka. Seksi Laboratorium	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
16.	Ka. Seksi Keuangan	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
17.	Ka. Seksi Pemasaran	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
18.	Ka. Seksi Humas	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
19.	Ka. Seksi Administrsi	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
20.	Ka. Seksi Pengembangan SDM	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
21.	Ka. Seksi Tata Usaha	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji Perbulan	Total Gaji Perbulan
22.	Ka. Seksi Personalia	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
23.	Ka. Seksi K3	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
24.	Ka. Seksi UPL	1	Rp 13.000.000	Rp 13.000.000
25.	Karyawan K3	16	Rp 7.000.000	Rp 112.000.000
26.	Karyawan Laboratorium	16	Rp 7.000.000	Rp 112.000.000
27.	Karyawan Pengendalian	16	Rp 7.000.000	Rp 112.000.000
28.	Karyawan Maintenance	21	Rp 6.500.000	Rp 136.500.000
29.	Karyawan Produksi	48	Rp 6.500.000	Rp 312.000.000
30.	Karyawan Listrik dan Instrumentasi	5	Rp 6.500.000	Rp 32.500.000
31.	Karyawan Litbang	7	Rp 6.500.000	Rp 45.500.000
32.	Karyawan Pengolahan Limbah	6	Rp 6.500.000	Rp 39.000.000
33.	Karyawan Kas/Anggaran	6	Rp 6.500.000	Rp 39.000.000
34.	Karyawan Pemasaran/Penjualan	6	Rp 6.500.000	Rp 39.000.000

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji Perbulan	Total Gaji Perbulan
35.	Karyawan SDM	6	Rp 6.500.000	Rp 39.000.000
36.	Karyawan Administrasi	6	Rp 6.500.000	Rp 39.000.000
37.	Sekretaris	5	Rp 6.500.000	Rp 32.500.000
38.	Dokter	3	Rp 9.000.000	Rp 27.000.000
39.	Perawat	5	Rp 5.500.000	Rp 27.500.000
40.	Supir	6	Rp 4.800.000	Rp 28.000.000
41.	Cleaning services	15	Rp 4.600.000	Rp 69.000.000
42.	Security	10	Rp 5.000.000	
Total		227	Rp 713.000.000	Rp 1.901.500.000
				0

4.4.6 Kesejahteraan Sosial Karyawan

1. Tunjangan

Tunjangan yang diberikan kepada karyawan adalah sebagai berikut:

- a. Tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.

- b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan.
- c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2. Cuti

Hak cuti yang diberikan kepada karyawan adalah sebagai berikut:

- a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu tahun.
- b. Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

3. Pakaian Kerja

Pakaian kerja yang diberikan kepada karyawan sebanyak 3 pasang untuk setiap tahunnya untuk menghindari kesenjangan antar karyawan. Selain itu, perusahaan juga menyediakan masker dan alat pelindung diri (APD) sebagai alat pengaman kerja.

4. BPJS Kesehatan

Berdasarkan UU No. 40 Tahun 2004 tentang Sistem Jaminan Sosial Nasional dan UU No. 24 Tahun 2011 BPJS Kesehatan Pasal 5 Ayat 2 Huruf A menyelenggarakan program jaminan kesehatan. Jaminan kesehatan yang diberikan oleh perusahaan adalah sebagai berikut:

- a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.
- b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak diakibatkan oleh kecelakaan kerja yang diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

5. BPJS Ketenagakerjaan

Berdasarkan UU No. 40 Tahun 2004 tentang Sistem Jaminan Sosial Nasional dan UU No. 24 Tahun 2011 tentang Badan Penyelenggara Jaminan Sosial, BPJS Ketenagakerjaan menyelenggarakan 4 program yaitu Program Jaminan Kecelakaan Kerja (JKK), Jaminan Hari Tua (JHT), Jaminan Pensiun (JP), dan Jaminan Kematian (JK). Sementara program jaminan kesehatan diselenggarakan oleh BPJS Kesehatan. Berdasarkan UU, pemberi kerja (perusahaan) wajib mendaftarkan seluruh pekerja menjadi peserta BPJS Ketenagakerjaan secara bertahap menurut ketentuan perundang-undangan.

BAB V

UTILITAS

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Unit utilitas merupakan sarana penunjang yang penting demi kelancaran jalannya proses produksi. Sarana penunjang adalah sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai dengan yang diinginkan. Beberapa utilitas yang diperlukan dalam perancangan pabrik Xylene dari Benzene dan Toluene ini meliputi :

1. Diagram Alir Utilitas
2. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)
3. Unit Penyediaan Air Pemanas (*Steam System*)

Unit ini berfungsi sebagai penyedia steam.

4. Unit Pembangkit Listrik (*Power plant System*)

Unit ini berfungsi sebagai penyedia tenaga penggerak peralatan proses, penerangan, bahkan lingkungan pabrik. Listrik diperoleh dari PLN dan generator sebagai cadangan apabila PLN mengalami gangguan.

5. Unit Penyediaan Udara Instrumen (*Instrument Air System*)

Unit ini berfungsi sebagai penyedia udara tekan untuk menjalankan sistem instrumentasi. Udara tekan diperlukan untuk alat kontrol pneumatik. Alat penyediaan udara tekan berupa kompresor dan tangki udara.

6. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit ini berfungsi untuk menyediakan bahan bakar penggerak generator.

7. Unit Pengolahan Limbah

5.1.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Unit penyediaan air merupakan salah satu unit utilitas yang bertugas untuk menyediakan air kebutuhan industri maupun rumah tangga. Untuk memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut. Dalam perancangan pabrik *xylene* ini, sumber air yang digunakan berasal dari aliran sungai Bengawan Solo yaitu dengan beberapa pertimbangan:

- a. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi jika dibandingkan dengan air sumur, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- b. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahan pada umumnya lebih besar karena dalam air laut tersebut memiliki lebih banyak kandungan garam dan mineral yang perlu dipisahkan.
- c. Jumlah air sungai lebih banyak dibandingkan dengan air sumur.
- d. Letak sungai berada tidak jauh (bersampingan) dari lokasi pabrik.

Dalam kebutuhannya, air sungai yang digunakan untuk keperluan pabrik antara lain sebagai air proses, air domestik, dan air umpan boiler. Air proses berfungsi untuk mensuplai kebutuhan air selama alat proses berjalan, sehingga tidak akan terjadi pemberhentian selama

berlangsungnya proses. Air domestik berfungsi untuk memenuhi keperluan atau kebutuhan domestik yang bertujuan untuk keperluan perkantoran dan lingkungan pabrik.

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Dalam perancangan pabrik ini, kebutuhan air diambil dari air sungai yang jarak atau lokasinya berdekatan dengan pabrik. Air sungai yang digunakan pada lingkungan pabrik perlu dilakukan proses pengolahan terlebih dahulu untuk mendapatkan spesifikasi air yang diinginkan. Tahap proses pengolahan air yang dilakukan antara lain:

a. Penyaringan Awal

Sebelum mengalami proses pengolahan, air dari sungai harus dilakukan penyaringan terlebih dahulu agar pada proses selanjutnya dapat berlangsung dengan lancar. Penyaringan awal terhadap air sungai dilakukan agar kandungan padatan seperti sampah, plastik, daun, dan lain sebagainya yang terbawa oleh air dapat terpisah. Setelah dilakukan proses penyaringan awal kemudian air dialirkan menuju bak pengendap.

b. Bak Pengendap

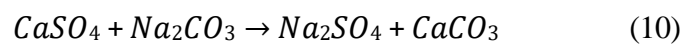
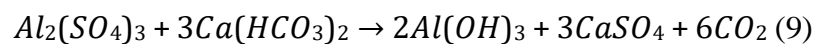
Bak pengendap bertujuan untuk mengendapkan lumpur dan kotoran air laut yang tidak lolos dari penyaring awal.

c. Bak Pencampur Cepat

Air sungai yang telah melalui bak pengendap awal, kemudian dialirkan menuju bak pencampur cepat yang bertujuan

untuk menggumpalkan koloid tersuspensi dalam cairan (larutan) yang tidak mengendap di bak pengendap dengan cara menambahkan senyawa kimia. Umumnya flokulan yang biasa digunakan adalah tawas ($Al_2(SO_4)_3$) dan Na_2CO_3 .

Adapun reaksi yang terjadi pada bak pencampur cepat adalah:



d. *Clarifier*

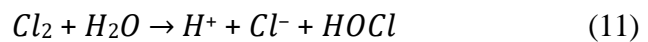
Air hasil proses dari bak pencampur cepat kemudian dialirkan menuju clarifier untuk memisahkan gumpalan dari bak pencampur cepat dengan cara mengendapkan. Air baku yang telah dialirkan ke dalam clarifier yang alirannya telah diatur ini akan diaduk dengan pengaduk. Air yang keluar dari clarifier melalui bagian pinggir secara *overflow* sedangkan *sludge* yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi untuk dilanjutkan dengan proses *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan.

e. Bak Penyaring (*sand filter*)

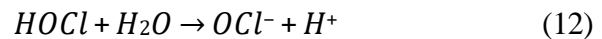
Setelah melakukan proses *clarifier*, selanjutnya air yang diperoleh dialirkan menuju bak penyaring dengan tujuan untuk menyaring partikel halus yang masih terdapat dalam air dan belum terendapkan. Proses penyaringan dilakukan dengan menggunakan *sand filter* yang terdiri dari antrasit, pasir dan kerikil sebagai media penyaring.

f. Bak Air Bersih

Air yang keluar dari bak penyaring kemudian dialirkan menuju bak air bersih. Di dalam bak air bersih dilakukan penginjeksian dengan klorin (Cl_2) yang berperan sebagai oksidator dan disinfektan. Sebagai oksidator, klorin digunakan untuk menghilangkan bau dan rasa pada pengolahan air bersih. Sedangkan klorin sebagai desinfektan bertujuan untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti amuba, ganggang dan lain sebagainya yang terkandung di dalam air sehingga aman untuk dikonsumsi. Dalam reaksinya, klorin di dalam air akan membentuk asam hipoklorit dengan reaksi sebagai berikut:



Selanjutnya, asam hipoklorit pecah sesuai dengan reaksi berikut:



g. Tangki Deklorinasi

Tangki deklorinasi bertujuan untuk menghilangkan klorin (Cl_2). Karena penambahan klorin dalam bentuk gas akan menyebabkan turunnya pH air dan terjadi pembentukan asam kuat. Klorin juga memiliki sifat yang sangat beracun yang dapat merusak kesehatan. Setelah klorin hilang, air dapat didistribusikan sebagai air pabrik dan lingkungannya.

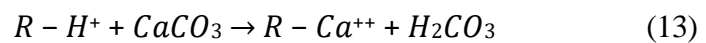
h. Demineralisasi

Demineralisasi merupakan salah satu teknologi proses pengolahan air untuk menghilangkan mineral dari air. Demineralisasi biasanya digunakan secara khusus untuk proses pertukaran ion dan penghilangan total kontaminan mineral ion sampai mendekati angka nol. Demineralisasi dilakukan dengan menggunakan resin penukar kation (*cation exchanger*) dan penukar anion (*anion exchanger*).

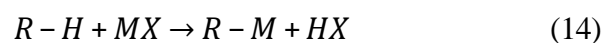
i. Tangki Penukar Kation

Air dari bak air bersih berfungsi sebagai *make up* boiler yang selanjutnya air dialirkan menuju ke tangki penukar kation. Air yang dilewatkan pada *cation exchanger* berisi resin positif sehingga ion positif tertukar dengan resin positif.

Adapun reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu dilakukan regenerasi. Regenerasi dilakukan dengan Dowex, karena resin dowex dapat menghasilkan peningkatan efisiensi regenerasi dan meningkatkan kapasitas yang lebih tinggi serta mengurangi penggunaan regenerant. Proses regenerasi dowex menggunakan HCl 33% dengan reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.



Dengan :

R : Resin Dowex

R – H : Resin dowex mengikuti kation

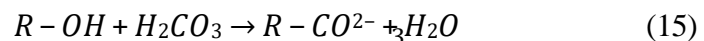
MX : Mineral yang terkandung dalam air

R – M : Resin dalam kondisi mengikat kation

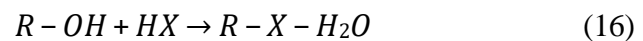
HX : Asam Mineral yang terbentuk setelah melewati resin kation

j. Tangki Penukar Anion

Air yang keluar dari tangki kation kemudian diumpankan menuju tangki *anion exchanger*. Tangki ini berfungsi untuk mengikat ion negatif (*anion*) yang terlarut dalam air dengan resin yang bersifat basa. Adapun reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu dilakukan regenerasi. Regenerasi dilakukan dengan Dowex, karena resin dowex dapat menghasilkan peningkatan efisiensi regenerasi dan meningkatkan kapasitas yang lebih tinggi serta mengurangi penggunaan regenerant. Proses regenerasi dowex menggunakan NaOH 40% dengan reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.



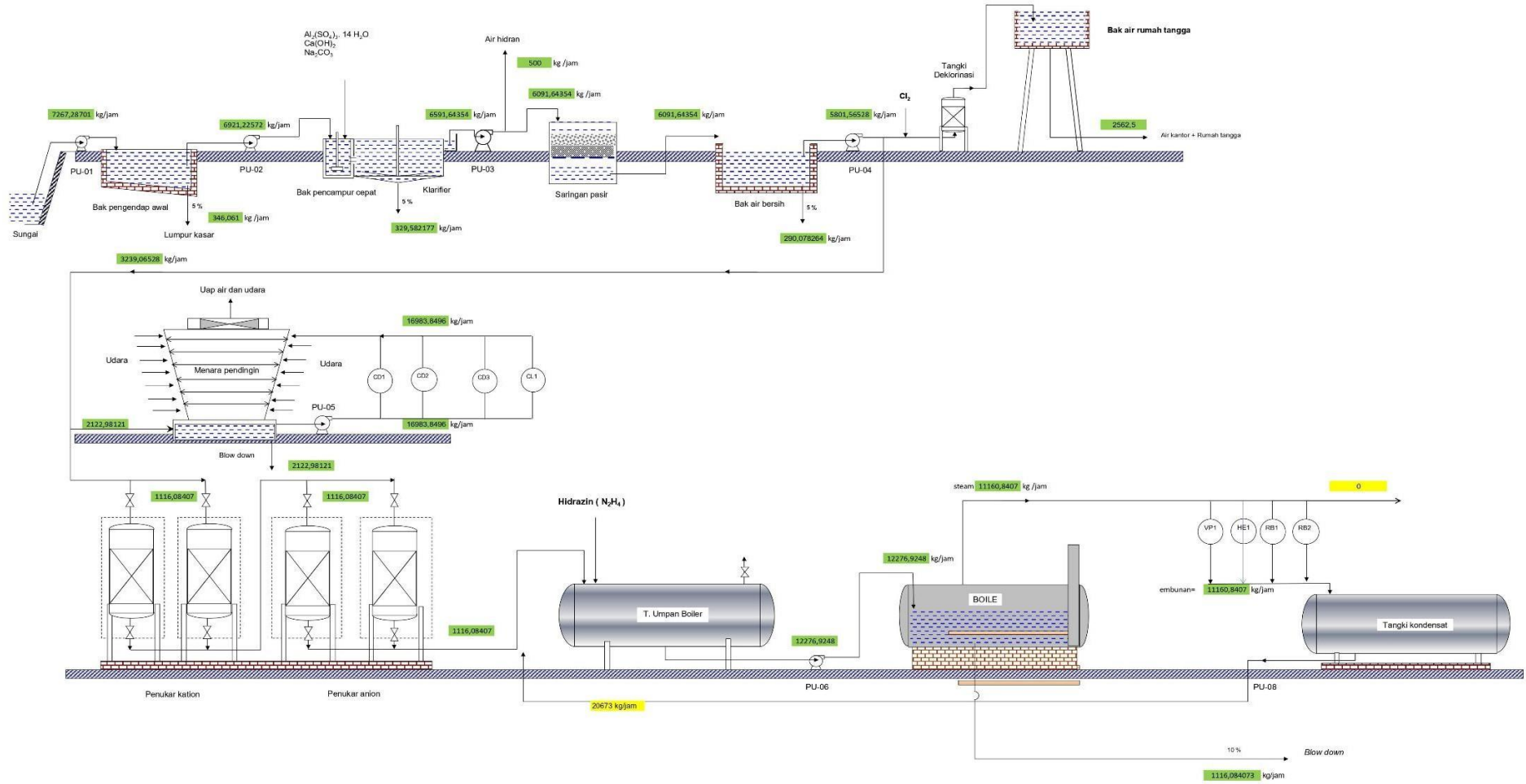
Dengan

R : Resin dowex

R – OH : Resin dowex mengikat anion

R – X : Resin dalam kondisi mengikat anion

UTILITAS



Gambar 5.1 Diagram Alir Proses Pengolahan Air

5.1.3 Kebutuhan Air

Dalam perancangan pabrik, kebutuhan air terbagi menjadi beberapa media. Antara lain air domestic, air layanan umum, dan air pendingin.

1. Air Domestik (Domestic Water)

Domestik water adalah air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan seperti air minum, toilet, perumahan dan sebagainya. Air domestic yang digunakan harus memenuhi persyaratan, seperti :

- Air jernih
- Tidak berbau
- Tidak berasa
- Tidak mengandung zat organik dan anorganik
- Tidak beracun

Dilingkungan pabrik ada 5 mess dan setiap mess diisi 6 orang dan 78 orang pekerja saat di kantor.

Jatah air untuk mess : 300 liter/orang x hari

: 375 liter/jam

: 375 kg/jam

Jatah air untuk kantor : 150 liter/orang x hari

: 11.700 kg/hari

: 487,5 kg/jam

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Domestik

Penggunaan	Jumlah (Kg/Jam)
Kantor	487,5 kg/jam
Mess	862,5 kg/jam
Jumlah	1.350 kg/jam

2. Air Layanan Umum

Service water merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan layanan umum seperti bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, masjid dan lain-lain. Kriteria service water yang digunakan pada kebutuhan air yang digunakan untuk pemadam kebakaran apabila terjadi timbulnya api atau kebakaran suatu tempat di dalam pabrik, kebutuhan air hydrant bersifat kondisional yang sewaktu-waktu dibutuhkan mendesak yang harus dipadamkan apabila terjadi kebakaran. Air sanitasi untuk memenuhi kualitas tertentu yaitu :

A. Syarat Fisika

Meliputi :

- Suhu : di bawah suhu udara
- Warna : jernih
- Rasa : tidak berasa
- Bau : tidak berbau

B. Syarak Kimia

Meliputi :

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air
- Tidak mengandung bahan beracun
- Tidak mengandung bakteri terutama pathogen yang dapat merubah fisik air. Total perkiraan kebutuhan air untuk pemakaian layanan umum (service water) dan hydrant 1.375 kg/jam.

3. Air Pendingin

Air pendingin merupakan air yang digunakan sebagai media pendingin pada proses produksi. Beberapa hal yang menjadi pertimbangan digunakan air pendingin sebagai media pendingin antara lain :

- a. Air pendingin diperoleh dengan mudah dan dalam jumlah besar.
- b. Mudah dilakukan pengaturan dan pengolahan
- c. Memiliki daya serap terhadap panas persatuan volume cukup tinggi
- d. Tidak terdekomposisi

Namun terdapat beberapa syarat kandungan zat yang tidak diperbolehkan ada dalam air pendingin, seperti :

- Besi, karena dapat menyebabkan korosi
- Silika, karena dapat menyebabkan kerak
- Oksigen terlarut, karena dapat menyebabkan korosi.

- Minyak, karena dapat menyebabkan gangguan pada film corrosion inhibitor, penurunan heat exchanger coefficient dan menimbulkan endapan karena minyak dapat menjadi makanan bagi mikroba.

Kebutuhan air pendingin pada pabrik Xylene ini perancangan dibuat air makeup sebesar 12,5% maka kebutuhan air make up untuk pendingin menjadi sebesar 99.640,4 kg/jam dan air make up untuk boiler sebesar 10% massa air make up untuk steam sebesar 1.237,8 kg/jam.

Tabel 5.2 Air sebagai media pendingin

Penggunaan	Kode Alat	Jumlah (Kg/Jam)
Condensor	CD-01	4.739,0723 kg/jam
Condenser	CD-02	8.760,5686 kg/jam
Cooler	CL-01	1.237,296 kg/jam
Cooler	CL-02	521,47645 kg/jam
Condensor Parsial	CDP-01	781.865,54 kg/jam
Jumlah		797.123,96 kg/jam

5.2 Unit Pembangkit Steam

Unit pembangkit steam bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi. Direncanakan boiler menghasilkan steam jenuh (saturated steam) pada tekanan 1 atm dan suhu 150 °C.

Tabel 5.3 Kebutuhan Steam

Penggunaan	Kode Alat	Jumlah (Kg/Jam)
Vaporizer	V-01	9.185,2743 kg/jam
Reboiler	RB-01	128,3347 kg/jam
Reboiler	RB-02	127,28029 kg/jam
Heat Exchanger 3	HE-03	2.937,1233 kg/jam
Jumlah		12.378,013 kg/jam

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik di pabrik ini diperoleh dari PLN, selain dari PLN listrik cadangan didapatkan dari generator pabrik apabila listrik dari PLN mengalami kendala. Hal ini bertujuan agar pasokan listrik dapat berlangsung kontinyu dan tidak ada gangguan listrik yang padam.

- A. Listrik untuk AC
- B. Listrik untuk laboratorium dan bengkel
- C. Listrik untuk keperluan proses dan utilitas
- D. Listrik untuk penerangan
- E. Listrik untuk instrumentasi

Kelebihan menggunakan listrik PLN adalah biayanya murah, sedangkan kekurangan menggunakan listrik PLN adalah kontinyu dari penyediaan listrik tenaganya tidak tetap dan kurang terjamin.

Tabel 5.4 Daya Alat Proses

No	Nama Alat	Kode Alat	Daya	
			HP	kWatt
1	Pompa 1	P-01	0,75	0,559
2	Pompa 2	P-02	0,5	0,373
3	Pompa 3	P-03	5	3,729
4	Pompa 4	P-04	0,5	0,373
5	Pompa 5	P-05	5	3,729
Total			11,75	8,763

Tabel 5.5 Daya Alat Utilitas

No	Nama Alat	Kode Alat	Daya	
			HP	kWatt
1	Pompa Utilitas 1	PU-01	15	11,19
2	Pompa Utilitas 2	PU-02	40	29,83
3	Pompa Utilitas 3	PU-03	5	3,73
4	Pompa Utilitas 4	PU-04	5	3,73
5	Pompa Utilitas 5	PU-05	1.750	1.304,97
6	Pompa Utilitas 6	PU-06	1	0,74
7	Udara Tekan	Udara Tekan	0,5	0,37
8	Menara Pendingin	CT	100	74,57

No	Nama Alat	Kode Alat	Daya	
			HP	kWatt
9	Bak Pencampur Cepat	RMT	0,5	0,37
10	Klarifier	KL	1,5	1,12
Total			1.918,5	1.430,62

Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Pabrik

No	Unit	Kebutuhan (kWatt)
1	Power Plant	3.739,374 kWatt
2	Utilitas	190,157 kWatt
3	Penerangan	2.500 kWatt
4	Kantor	2.500 kWatt
5	Bengkel Laboratorium	2.500 kWatt
Jumlah		11.429,53 kWatt

5.4 Unit Penyedia Udara Tekan

Pada unit penyedia udara tekan mempunyai fungsi untuk menyediakan kebutuhan udara yang dibutuhkan semua dari alat controller memenuhi kebutuhan udara tekan untuk alat – alat yang bekerja dengan prinsip pneumatic terutama alat – alat kontrol. Pada dasar proses yang terjadi pada unit ini adalah mengurangi berat jenis udara dari kandungan kondensat

sebelum masuk ke unit instrument udara. Total kebutuhan udara tekan sebesar 48 m³/jam.

5.5 Unit Penyedia Bahan Bakar

Pada unit penyedia bahan bakar bertujuan menyediakan bahan bakar yang dipergunakan pada boiler dan furnace. Bahan bakar yang dipilih untuk menjalankan boiler yaitu solar dan dibutuhkan sebanyak 262.187,6 liter/tahun. Prinsip kerja dari generator adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi yang selanjutnya akan menghasilkan panas. Panas nantinya digunakan untuk menghidupkan generator dan menghasilkan tenaga listrik kemudian didistribusikan ke panel dan selanjutnya dialirkan ke unit proses dan utilitas.

5.6 Unit Pengolahan Limbah

Limbah merupakan bahan sisa buangan dari suatu proses produksi industry pabrik yang sudah tidak terpakai lagi. Pengolahan limbah pabrik xylene dari Benzene dan Toluene ini berupa limbah Gas. Limbah dari proses produksi pabrik harus dikondisikan agar tidak terjadi pencemaran lingkungan seperti kematian ikan, merusak tanaman, keracunan pada hewan, maupun gangguan Kesehatan manusia. Limbah ini diolah di Unit Pengolahan Limbah yang menghasilkan sebagai berikut :

1. Limbah Gas

Limbah gas pabrik xylene berasal dari separator dibuang dengan cara di

flare dengan menggunakan O₂ dari udara dihasilkan H₂O dan CO₂ dan langsung dibuang ke udara bebas.

5.7 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Bak Pengendapan Awal

Tabel 5.7 Spesifikasi Bak Pengendapan Awal

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Bak Pengendap Awal
Kode	BP
Fungsi	Mengendapkan kotoran yang terbawa dari air sungai
Bentuk	Persegi Panjang
Bahan	Beton Bertulang
Volume	2867,77763 m ³
Waktu Tinggal	24 jam
Over Design	20%

2. Bak Pencampuran Cepat

Tabel 5.8 Spesifikasi Bak Pencampuran Cepat

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Bak Pencampuran Cepat
Kode	RMT

Spesifikasi Umum	
Fungsi	Mencampur bahan kimia penggumpal dan pengurang kesadahan
Bentuk	Silinder Tegak
Bahan	Baja Karbon
Volume	1,89668 m ³
Waktu Tinggal	1 menit
Over Design	20%

3. Klarifier

Tabel 5.9 Spesifikasi Klarifier

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Klarifier
Kode	KL
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran koloid yang terbawa oleh air
Bentuk	Bak
Bahan	Beton bertulang
Volume air	569,003 m ³
Volume Klarifier	682,804 m ³
Diameter	10,988 m ³

Spesifikasi Umum	
Waktu Tinggal	5 jam
Over Design	20%

4. Saringan Pasir

Tabel 5.10 Spesifikasi Saringan Pasir

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Saringan Pasir
Kode	SF
Fungsi	Menyaring partikel – partikel halus yang ada didalam sungai
Bentuk	Bak
Bahan	Beton bertulang
Kecepatan Penyaringan	6,11121 m ³ / jam
Laju aliran	561,7 m ²
Panjang	17,652 m
Lebar	4,201 m

5. Bak Air Bersih

Tabel 5.11 Spesifikasi Bak Air Bersih

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Bak Air Bersih
Kode	BAB

Spesifikasi Umum	
Fungsi	Menampung air bersih hasil penyaringan
Bentuk	Bak
Bahan	Beton bertulang
Volume Bak	1035,639 m ³
Panjang	27,8699 m
Lebar	9,29 m
Waktu Tinggal	8 jam
Over Design	20%

6. Bak Air Minum

Tabel 5.12 Spesifikasi Bak Air Minum

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Bak Air Minum
Kode	BAM
Fungsi	Menampung air untuk kantor pelayanan dan perumahan
Bentuk	Persegi Panjang
Bahan	Beton bertulang
Volume Air	32,562 m ³
Volume Bak	39,075 m ³
Panjang	5,413 m

Spesifikasi Umum	
Lebar	1,80 m
Waktu Tinggal	24 Jam
Over Design	20%

7. Menara Pendingin

Tabel 5.13 Spesifikasi Menara Pendingin

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Menara Pendingin
Kode	CT
Fungsi	Mendinginkan suhu air dari 50°C sampai 30°C
Jenis	Menara Pendingin Jujut Tarik
Bahan	Beton bertulang
Flux Volume	4,28 m ³ /m ² jam
Luas Penampang	187,274 m ²
Panjang	13,684 m
Lebar	13,684 m
Daya Penggerak	82 HP

8. Tangki Penukar Kation

Tabel 5.14 Spesifikasi Tangki Penukar Kation

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki Penukar Kation
Kode	TK
Fungsi	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air
Jenis	Tangki silinder tegak
Bahan	Baja karbon
Volume Resin	0,18034 m ³
Diameter	0,612 m
Tinggi Resin	0,612 m
Tinggi Tangki	0,734 m
Over Design	20%

9. Tangki Penukar Anion

Tabel 5.15 Spesifikasi Tangki Penukar Anion

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki Penukar Anion
Kode	TA
Fungsi	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air
Jenis	Tangki silinder tegak

Spesifikasi Umum	
Bahan	Baja karbon
Volume Resin	0,057 m ³
Diameter	0,418 m
Tinggi Resin	0,418 m
Tinggi Tangki	0,502 m
Over Design	20%

10. Tangki NaCl

Tabel 5.16 Spesifikasi Tangki NaCl

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki NaCl
Kode	TNaCl
Fungsi	Melarutkan NaCl untuk regenerasi penukar kation
Jenis	Tangki silinder tegak
Bahan	Baja karbon
Volume Resin	0,180 m ³
Volume Tangki	0,139 m ³
Volume Larutan	0,116 m ³
Massa Air	109,772 kg
NaCl digunakan	5,777 kg
Diameter	0,528 m

Spesifikasi Umum	
Tinggi Tangki	0,528 m
Over Design	20%

11. Tangki NaOH

Tabel 5.17 Spesifikasi Tangki NaOH

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki NaOH
Kode	TNaOH
Fungsi	Melarutkan NaOH untuk regenerasi penukar kation
Jenis	Tangki silinder tegak
Bahan	Baja karbon
Volume Resin	0,057 m ³
Volume Tangki	0,044 m ³
Volume Larutan	0,037 m ³
Massa Air	35,127 kg
NaOH digunakan	1,848 kg
Diameter	0,361 m
Tinggi Tangki	0,361 m
Over Design	20%

12. Tangki Umpan Boiler

Tabel 5.18 Spesifikasi Tangki Umpan Boiler

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki Umpan Boiler
<i>*Lanjutan Tabel 5.18</i>	
Kode	TBWF
Fungsi	Menyimpan air umpan boiler
Jenis	Tangki silinder tegak
Bahan	Baja karbon
Volume Resin	9,952 m ³
Volume Tangki	11,942 m ³
Waktu Tinggal	8 jam
Diameter	1,72 m
Panjang Tangki	5,15 m
Over Design	20%

13. Tangki Kondensat

Tabel 5.19 Spesifikasi Tangki Kondensat

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki Kondensat
Kode	Tkondensat

Spesifikasi Umum	
Fungsi	Menyimpan air kondensat
Jenis	Tangki silinder tegak
Bahan	Baja karbon
Volume Air	12,440 m ³
Volume Tangki	14,928 m ³
Waktu Tinggal	1 jam
Diameter	1,85 m
Panjang Tangki	5,55 m
Over Design	20%

14. Kompresor Udara

Tabel 5.20 Spesifikasi Kompresor Udara

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Kompresor Udara
Fungsi	Menekan udara
Jenis	Kompresor sentrifugal
P1	1 atm
P2	4 atm
Jumlah Stage	1
Daya Motor	0,5 HP

Spesifikasi Umum	
Suhu	30°C

15. Tangki Silika

Tabel 5.21 Spesifikasi Tangki Silika

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki Silika
Fungsi	Menghilangkan uap air yang masih terkandung dalam udara
Jenis	Tangki silinder tegak
Bahan	Baja karbon
Massa Air Diserap	7,771 kg
Massa Silika Gel	388,579 kg
Volume Silika	0,323 m ³
Volume Tangki	0,388 m ³
Diameter	0,790 m
Over Design	20%

16. Tangki Udara Tekan

Tabel 5.22 Spesifikasi Tangki Udara Tekan

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Tangki Udara Tekan

Spesifikasi Umum	
Fungsi	Menampung udara tekan selama 120 menit
Jenis	Tangki silinder tegak
Tekanan	4 atm
Volume Tangki	1,12454 m ³
Diameter	1 m
Panjang	3 m

17. Boiler

Tabel 5.23 Spesifikasi Boiler

Spesifikasi Umum	
Nama Alat	Boiler
Fungsi	Menguapkan air menjadi steam
Jenis	Boiler Lorong api
Luas	384,86 m ²
BBM diperlukan	791,9759 liter/jam
Beban Panas Total	31.318.055 kJ/jam
ID	0,062 m
OD	0,073 m
Panjang Pipa	0,3048 m

18. Pompa

Tabel 5.24 Spesifikasi Pompa

Spesifikasi Umum				
Kode		PU-01	PU-02	PU-03
Fungsi		Memompa air sungai ke bak pengendap awal	Memompa air dari bak ke bak klarifier pengendap awal	Memompa air dari klarifier ke saringan pasir
Jenis		Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal
Massa Air (kg/jam)		118.893,2	113.231,6	107.839,7
Kecepatan Volume Fluida (m ³ /s)		0,03319	0,03161	0,02996
Kecepatan Aliran (kg/jam)		2,026	1,344	1,274 m
Diameter dalam Pipa (m)		0,128	0,154	0,154
Diameter Luar Pipa (m)		0,143	0,168	0,168
Luas aliran (m ²)		0,012	0,018	0,018

Spesifikasi Umum			
Kode	PU-01	PU-02	PU-03
Efisiensi Motor (%)	89	82	80
Power Pompa (HP)	12,112	33,284	4,1269
Power Motor Standart (HP)	15	40	5

19. Pompa

Tabel 5.25 Spesifikasi Pompa

Spesifikasi Umum			
Kode	PU-04	PU-05	PU-06
Fungsi	Memompa air dari bak air bersih ke tendon air	Memompa air dari bak air bersih ke cooling tower	Memompa air dari menara pendinginboiler ke anion kation
Jenis	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal	Pompa sentrifugal
Massa Air (kg/jam)	102.228,2	797.123,9	13.615,8

Spesifikasi Umum				
Kode		PU-04	PU-05	PU-06
Kecepatan				
Volume Fluida		0,0284	0,022254	0,0038
	(m ³ /s)			
Kecepatan				
Aliran (kg/jam)		1,274	1,212	3,470
Diameter dalam				
Pipa (m)		0,154	0,154	0,254
Diameter Luar				
Pipa (m)		0,168	0,168	0,273
Luas aliran (m ²)		0,018	0,01864	0,050
Efisiensi Motor				
(%)		80	87	87
Power Pompa				
(HP)		3,79074	1735,31	0,93063
Power Motor				
Standart (HP)		5	1.750	1

BAB VI

EVALUASIEKONOMI

6.1 Evaluasi Ekonomi

Untuk mengetahui apakah pabrik yang didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak di dirikan dari segi ekonomi, maka perlu evaluasi ekonominya. Evaluasi ekonomi dapat meninjau kebutuhan modal investasi, besar keuntungan yang diperoleh, lama modal investasi dapat dikembalikan, dan titik terjadinya impas yaitu total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Sehingga dapat menjadi suatu dasar kelayakan untuk mendirikan suatu pabrik. Dalam evaluasi ekonomi terdapat beberapa factor yang ditinjau, antara lain:

- A. Return Of Investment (ROI)
- B. Pay Out Time (POT)
- C. Discount Cash Flow Rate (DCFR)
- D. Break Even Point (BEP)
- E. Shut Down Point (SDP)

Sebelum dilakukan Analisa terhadap kelima factor tersebut, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penentuan Modal Industri

Penentuan modal industry meliputi modal tetap (*fixed capital investment*) dan modal kerja (*working capital investment*)

2. Penentuan Biaya Produksi Total

Dalam penentuan biaya produksi total meliputi biaya pembuatan (*manufacturing cost*) dan biaya pengeluaran umum (*general expense*).

3. Pendapatan Modal

Dalam pendapatan modal, untuk mengetahui titik impas diperlukan perkiraan terhadap biaya tetap (*fixed cost*), biaya variable (*variable cost*) dan biaya mengambang (*regulated cost*)

6.2 Penaksiran Harga Alat

Harga Peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

Pabrik xylene beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari dan tahun evaluasi pada tahun 2027. Di dalam Analisa ekonomi, harga alat maupun harga lain diperhitungkan pada tahun Analisa. Untuk mencari harga pada tahun Analisa maka dilakukan pencarian indeks pada tahun Analisa. Harga indeks dapat ditentukan dengan persamaan regresi linear. Berikut adalah indeks harga yang ada dalam teknik kimia.

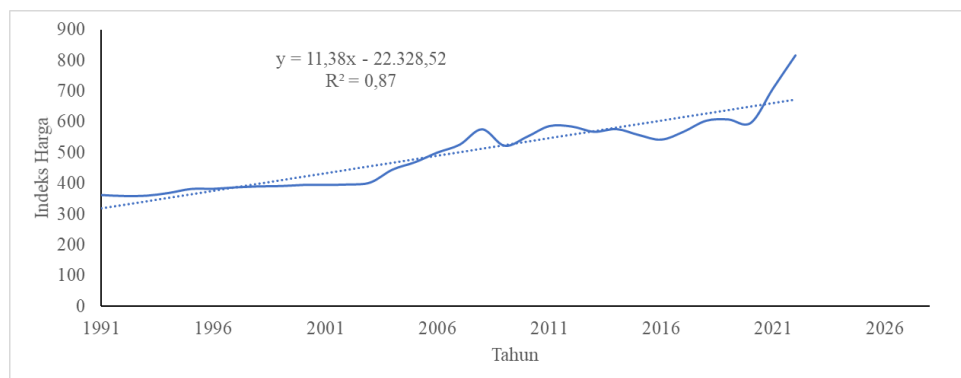
Tabel 6.1 Chemical Engineering Plant Cost Index

Tahun	Indeks
1991	361,3
1992	358,2

Tahun	Indeks
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,4
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1

Tahun	Indeks
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2
2021	708,8
2022	816

Sumber : www.chemengonline.com



Gambar 6.1 Grafik Regresi Linear Index

Berdasarkan data indeks, diperoleh persamaan regresi linear yaitu. Dengan menggunakan persamaan tersebut dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, sehingga indeks pada tahun 2027 sebesar. Harga alat lainnya dapat diperhitungkan pada tahun evaluasi. Selain itu, harga alat dan lainnya ditentukan dengan referensi (Klaus D. Timmerhaus & Max S. Peters, 1991). Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan berikut:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

Dimana :

E_x : Harga tahun pembelian

E_y : Harga tahun referensi

N_x : Indeks harga pada tahun pembelian

N_y : Indeks harga pada tahun referensi

Dari analisis perhitungan untuk mengetahui indeks pada tahun perencanaan pendirian pabrik, maka untuk harga alat pada tahun tersebut dapat dilihat pada Tabel

Tabel 6.2 Harga Alat Proses pada Tahun Evaluasi

Kode	Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			2014	2027	2014	2027
R-01		1	576.1	665.125	\$ 1.003.600	\$ 1.021.062
SP-01		1	576.1	665.125	\$ 69.000	\$ 70.201
SP-02		1	576.1	665.125	\$ 69.000	\$ 70.201
V-01		1	576.1	665.125	\$ 185.500	\$ 188.728
MD-021		1	576.1	665.125	\$ 125.000	\$ 127.175
MD-02		1	576.1	665.125	\$ 120.000	\$ 122.088
T-01		1	576.1	665.125	\$ 332.700	\$ 712.180
T-02		1	576.1	665.125	\$ 1.725.200	\$ 1.755.218
T-03		1	576.1	665.125	\$ 201.900	\$ 205.413

Kode		NY	NX	EY	EX
Alat	Jumlah	2014	2027	2014	2027
Proses					
T-04	1	576.1	665.125	\$ 3.086.200	\$ 3.139.899
ACC-01	1	576.1	665.125	\$ 15.600	\$ 15.871
ACC-02	1	576.1	665.125	\$ 17.600	\$ 17.906
HE-01	1	576.1	665.125	\$ 169.100	\$ 172.042
HE-02	1	576.1	665.125	\$ 220.100	\$ 223.930
WHB-01	1	576.1	665.125	\$ 65.400	\$ 66.538
HE-03	1	576.1	665.125	\$ 878.200	\$ 893.480
CDP-01	1	576.1	665.125	\$ 336.700	\$ 342.558
CD-01	1	576.1	665.125	\$ 1.900	\$ 1.933
CD-02	1	576.1	665.125	\$ 1.500	\$ 1.526
CL-01	1	576.1	665.125	\$ 2.100	\$ 2.137
CL-02	1	576.1	665.125	\$ 31.400	\$ 31.946
RB-01	1	576.1	665.125	\$ 97.200	\$ 98.891
RB-02	1	576.1	665.125	\$ 102.100	\$ 103.877
P-01	1	576.1	665.125	\$ 17.900	\$ 18.211
P-02	1	576.1	665.125	\$ 7.300	\$ 7.427
P-03	1	576.1	665.125	\$ 1.700	\$ 1.730
P-04	1	576.1	665.125	\$ 4.800	\$ 4.884
P-05	1	576.1	665.125	\$ 17.900	\$ 18.211
Total				\$ 9.273.900	\$ 9.435.262

Tabel 6.3 Harga Alat Utilitas Pada Tahun Evaluasi

Kode Alat Utilitas	Jumlah	NY	NX	EY	EX
		2014	2027	2014	2027
BP-01	1	576.1	665.125	\$ 400.200	\$ 407.163
RMT-01	1	576.1	665.125	\$ 4.700	\$ 4.782
KL-01	1	576.1	665.125	\$ 120.900	\$ 123.004
SF-01	1	576.1	665.125	\$ 101.800	\$ 103.571
BAK-01	1	576.1	665.125	\$ 183.400	\$ 186.591
BAM-01	1	576.1	665.125	\$ 21.800	\$ 22.179
CT-01	1	576.1	665.125	\$ 800.000	\$ 813.920
TK-01	1	576.1	665.125	\$ 25.400	\$ 25.842
TA-01	1	576.1	665.125	\$ 25.400	\$ 25.842
TNaCl-01	1	576.1	665.125	\$ 674.500	\$ 686.236
TNaOH-01	1	576.1	665.125	\$ 352.300	\$ 358.430
TBWF-01	1	576.1	665.125	\$ 654.700	\$ 666.092
Tkondensat- 06	1	576.1	665.125	\$ 12.800	\$ 13.023
Kompresor- 01	1	576.1	665.125	\$ 53.600	\$ 54.533
Tsilika-01	1	576.1	665.125	\$ 1.100	\$ 1.119
Tudara tekan-01	1	576.1	665.125	\$ 5.100	\$ 5.189

Kode Alat Utilitas	Jumlah	NY	NX	EY	EX
		2014	2027	2014	2027
Boiler-01	1	576.1	665.125	\$ 517.700	\$ 526.708
PU-01	1	576.1	665.125	\$ 4.300	\$ 4.375
PU-02	1	576.1	665.125	\$ 5.500	\$ 5.596
PU-03	1	576.1	665.125	\$ 5.500	\$ 5.596
PU-04	1	576.1	665.125	\$ 5.500	\$ 5.596
PU-05	1	576.1	665.125	\$ 5.500	\$ 5.596
PU-06	1	576.1	665.125	\$ 10.300	\$ 10.479
Total				\$ 3.992.000	\$ 4.061.459

6.3 Dasar Perhitungan

Kapasitas pabrik	: 270.000 Ton/Tahun
Satu tahun operasi	: 330 Hari
Umur Pabrik	: 10 Tahun
Tahun pabrik didirikan	2027
Kurs Rupiah tahun 2023	: 1US\$ = Rp15.485

6.4 Perhitungan Biaya

Untuk memperhitungkan biaya yang diperlukan dalam mendirikan suatu pabrik, diperlukan beberapa tahapan perhitungan agar pabrik tersebut dapat dikatakan layak secara ekonomis. Beberapa tahapannya antara lain:

6.4.1 *Capital Investment*

Capital Investment merupakan banyaknya pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas pabrik dan untuk pengoperasiannya. *Capital Investment* terdiri dari beberapa biaya, antara lain:

- a. *Fixed Capital Investment*, merupakan biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas yang ada dalam pabrik.
- b. *Working Capital Investment*, merupakan biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

6.4.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries dan Newton, *Manufacturing Cost* meliputi :

- a. *Direct Cost*, merupakan pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.
- b. *Indirect Cost*, merupakan pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.
- c. *Fixed Cost*, merupakan biaya-biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak bergantung pada waktu dan tingkat produksi.

6.4.3 *General Expense*

General Expense atau pengeluaran umum meliputi beberapa pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

6.5 Analisa Kelayakan

6.5.1 *Percent Return On Investment* (ROI)

Return On Investment atau biasa disingkat dengan ROI merupakan tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\text{keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\%$$

Keuntungan dihitung berdasarkan penjualan tahunan atau annual sales (Sa) dan total *manufacturing cost*. Keuntungan akan dihitung sebagai komponen yang berisi pengembalian hutang selama pembangunan pabrik. Keuntungan akan berkontribusi terhadap cash flow dari pabrik. Pabrik dengan resiko yang cenderung rendah memiliki minimum ROI sebelum pajak sebesar 11%, sedangkan pabrik dengan resiko tinggi memiliki minimum ROI sebelum pajak sebesar 44%.

6.5.2 *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time atau bisa disingkat dengan POT merupakan perkiraan jumlah tahun yang diperlukan untuk mengembalikan *Fixed Capital Investment* (FCI) berdasarkan keuntungan yang diperoleh (Aries, Newton. 1954). Pabrik dengan resiko rendah memiliki nilai POT maksimal 5 tahun, sedangkan pabrik dengan resiko tinggi memiliki nilai

POT maksimal 2 tahun. Untuk menghitung POT dapat menggunakan persamaan sebagai berikut.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investmen (FCI)}}{(\text{Profit} + \text{Depresiasi})}$$

6.5.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point merupakan titik impas, dengan besarnya kapasitas produksi dapat menutupi biaya keseluruhan dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan namun tidak menderita kerugian (Peters & Timmerhaus, 2003). Nilai BEP pada umumnya memiliki nilai berkisar 40% hingga 60%. Untuk menghitung nilai BEP, dapat menggunakan persamaan berikut :

$$BEP = \frac{Fa + 0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 R} \times 100\%$$

Dimana:

Fa : Annual Fixed Manufacturing Cost pada produksi maksimum

Ra : Annual Regulated Expenses pada produksi maksimum

Va : Annual Variable Value pada produksi minimum

Sa : Annual Sales Value pada produksi minimum

6.5.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) merupakan suatu titik dimana pabrik mengalami kerugian sebesar *Fixed Cost* yang menyebabkan pabrik harus tutup (Peters & Timmerhau, 2003). Nilai SDP menjadi suatu titik atau saat penentuan aktivitas produksi pada suatu pabrik. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi atau bisa juga karena

keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan). Nilai SDP pada umumnya berkisar antara 20% hingga 30%. Untuk menghitung SDP dapat menggunakan persamaan berikut :

$$SDP = \frac{0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 R} \times 100\%$$

6.5.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR) adalah interest rate yang diperoleh saat seluruh modal yang ada digunakan semuanya untuk proses produksi. DCF dari suatu pabrik dinilai menguntungkan jika melebihi satu setengah kali bunga pinjaman bank. DCF (i) dapat dihitung dengan metode Present Value Analysis dan *Future Value Analysis* (Peter & Timmerhaus. 2003).

Present Value Analysis:

$$(FC + WC) = \frac{C}{(1+i)} + \frac{C}{(1+i)^2} + \dots + \frac{C}{(1+i)^n} + \frac{WC}{(1+i)^n} + \frac{SV}{(1+i)^n}$$

Future Value Analysis:

$$(FC + WC)(1+i)^n = (WC + SV) + [(1+i)^{n-1} + \dots + 1] \times C$$

Dengan trial solution, diperoleh nilai i = %.

6.6 Hasil Perhitungan

Pendirian pabrik Asam Sulfamat ini memerlukan perencanaan keuangan dan analisis yang baik untuk meninjau apakah layak atau tidaknya pabrik ini didirikan. Hasil perhitungan ditunjukkan pada Tabel 6.4 hingga Tabel 6.13.

Tabel 6.4 *Physical Plant Cost (PPC)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Purchased Equipment</i>		
<i>Cost</i>	\$ 18.826.900	Rp 291.534.546.500
<i>Delivered Equipment</i>		
<i>Cost</i>	\$ 4.706.725	Rp 72.883.636.625
<i>Installation Cost</i>	\$ 2.981.259	Rp 46.164.804.520
<i>Piping Cost</i>	\$ 10.277.716	Rp 159.150.432.879
<i>Instrumentation Cost</i>	\$ 4.689.137	Rp 72.611.291.986
<i>Insulation Cost</i>	\$ 707.041	Rp 10.948.537.083
<i>Electrical Cost</i>	\$ 2.024.924	Rp 31.355.955.338
<i>Building Cost</i>	\$ 7.530.760	Rp 116.613.818.600
<i>Land and Yard</i>		
<i>Improvement</i>	\$ 35.928.423	Rp 556.351.632.000
Total	\$ 87.672.887	Rp 1.357.614.655.532

Tabel 6.5 *Direct Plant Cost (DPC)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Engineering and</i>		
<i>Construction</i>	\$ 87.672.887	Rp 1.357.614.655.532
<i>Physical Plant Cost</i>		
<i>(PPC)</i>	\$ 17.534.577	Rp 271.522.931.106
Total	\$ 105.207.464	Rp 1.629.137.586.639

Tabel 6.6 *Fixed Capital Investment (FCI)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Direct Plant Cost</i> <i>(DPC)</i>	\$ 105.207.464	Rp 1.629.137.586.639
<i>Contractor's Fee</i>	\$ 10.520.746	Rp 162.913.758.663
<i>Contingency</i>	\$ 26.301.866	Rp 407.284.396.659
Total	\$ 110.442.050	Rp 2.199.335.741.963

Tabel 6.7 *Working Capital Investment (WCI)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Raw Material</i>		
<i>Inventory</i>	\$ 4.056.383	Rp 62.813.104.767
<i>In Process Inventory</i>	\$ 8.762	Rp 135.692.550
<i>Product Inventory</i>	\$ 12.618.487	Rp 195.397.272.451
<i>Extended Credit</i>	\$ 21.715.353	Rp 336.262.249.178
<i>Available Cash</i>	\$ 12.618.487	Rp 195.397.272.451
Total	\$ 51.017.474	Rp 790.005.591.399

Tabel 6.8 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Raw Material	\$ 44.620.222	Rp 690.944.152.440
Labor Cost	\$ 1.467.975	Rp 22.731.600.000

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Supervision Cost	\$ 366.993	Rp 5.682.900.000
Maintenance Cost	\$ 9.942.105	Rp 153.953.501.937
Plant Supplies Cost	\$ 1.491.315	Rp 23.093.025.290
Royalty and Patent Cost	\$ 11.943.444	Rp 184.944.237.048
Utilities	\$ 17.399.268	Rp 269.427.677.472
Total	\$ 87.231.326	Rp 1.350.777.094.188

Tabel 6.9 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Payroll Overhead</i>	\$ 293.595	Rp 4.546.320.000
<i>Laboratory Cost</i>	\$ 293.595	Rp 4.546.320.000
<i>Plant Overhead Cost</i>	\$ 1.467.975	Rp 22.731.600.000
<i>Shipping and Packaging</i>	\$ 31.052.955	Rp 480.855.016.325
Total	\$ 33.108.121	Rp 512.679.256.325

Tabel 6.10 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Depreciation	\$ 14.203.007	Rp 219.933.574.196
Property Taxes	\$ 2.840.601	Rp 43.986.714.839
Insurance Cost	\$ 1.420.300	Rp 21.993.357.419

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Total	\$ 18.463.910	Rp 285.913.646.455

Tabel 6.11 Manufacturing Cost

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Direct Manufacturing Cost</i>	\$ 87.231.326	Rp 1.350.777.094.188
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	\$ 33.108.121	Rp 512.679.256.325
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	\$ 18.463.910	Rp 285.913.646.455
Total	\$ 138.803.357	Rp 2.149.369.996.969

Tabel 6.12 General Expense (GE)

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Administration</i>	\$ 5.552.134	Rp 85.974.799.878
<i>Sales Expense</i>	\$ 13.880.335	Rp 214.936.999.696
<i>Research</i>	\$ 11.104.268	Rp 171.949.599.757
<i>Finance</i>	\$ 2.840.601	Rp 43.986.714.839
Total	\$ 33.377.340	Rp 516.848.114.172

Tabel 6.13 Analisa Keuntungan

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Total Penjualan	\$ 238.868.888	Rp 3.301.187.941.683
Total Produksi	\$ 172.180.698	Rp 2.666.218.111.141
Total Keuntungan sebelum pajak	\$ 66.688.190	Rp 1.032.666.629.820
Keuntungan setelah pajak	\$ 53.350.552	Rp 826.133.303.856

5.8 Hasil Analisa Kelayakan

6.7.1 Return On Investment (ROI)

Dari hasil Analisa, diperoleh nilai ROI antara lain sebagai berikut :

ROI sebelum pajak : 46,95%

ROI setelah pajak : 37,56%

6.7.2 Pay Out Time (POT)

Dari hasil Analisa, diperoleh nilai POT antara lain sebagai berikut :

POT sebelum pajak : 1,76 Tahun

POT setelah pajak : 2,1 Tahun

6.7.3 Break Even Point (BEP)

Tabel 6.14 Annual Fixed Cost (Fa)

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Depreciation</i>	\$ 14.203.007	Rp 219.933.574.196
<i>Property Taxes</i>	\$ 2.840.601	Rp 43.986.714.839

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Insurance</i>	\$ 1.420.300	Rp 21.993.357.419
Total	\$ 11.044.205	Rp 171.019.515.067

Tabel 6.15 *Annual Regulated Cost (Ra)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Labor Cost</i>	\$ 1.467.975	Rp 22.731.600.000
<i>Supervision</i>	\$ 366.993	Rp 5.682.900.000
<i>Payroll Overhead</i>	\$ 293.595	Rp 4.546.320.000
<i>Plant Overhead</i>	\$ 1.467.975	Rp 22.731.600.000
<i>Laboratorium</i>	\$ 293.595	Rp 4.546.320.000
<i>General Expense</i>	\$ 33.377.340	Rp 516.848.114.172
<i>Maintenance</i>	\$ 9.942.105	Rp 153.953.501.937
<i>Plant Supplies</i>	\$ 1.491.315	Rp 23.093.025.290
Total	\$ 48.700.896	Rp 754.133.381.400

Tabel 6.16 *Annual Variabel Cost (Va)*

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
<i>Raw Material</i>	\$ 44.620.222	Rp 690.944.152.440
<i>Packaging and Shipping</i>	\$ 31.052.955	Rp 480.855.016.325
<i>Utilities</i>	\$ 17.399.268	Rp 269.427.677.472
<i>Royalty and Patent</i>	\$ 11.943.444	Rp 184.944.237.048

Jenis	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Total	\$ 105.015.891	Rp 1.626.171.083.285

Total penjualan diperoleh sebesar = \$ 195.749.947
= Rp 3.031.187.941.683

Maka diperoleh nilai BEP sebesar :

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{Fa+0,3Ra}{Sa-Va-0,7Ra} \times 100\% \\ &= 58,39\% \end{aligned}$$

6.7.4 Shut Down Point (SDP)

Dari hasil Analisa, diperoleh nilai SDP sebesar :

$$\begin{aligned} \text{SDP} &= \frac{0,3Ra}{Sa-Va-0,7Ra} \times 100\% \\ &= 25,79\% \end{aligned}$$

6.7.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Umur Pabrik = 10 Tahun

FCI = \$ 142.962.541
= Rp 2.199.335.741.963

Working Capital = \$ 51.352.417
= Rp 790.005.591.399

Salvage Value = \$ 36.164.302
= Rp 556.351.632.000

Cash Flow = Annual Profit + Depreciation + Finance
= \$ 70.856.317
= Rp 1.090.053.592.891

Maka, untuk memperoleh nilai DCFR dapat menggunakan persamaan berikut :

$$(FC + WC)(1 + i)^n = (WC + SV) + [(1 + i)^{n-1} + \dots + 1] \times C$$

Dengan $R = S$, maka hasil dari trial dan error diperoleh nilai $i = 35,482\%$

5.9 Analisa Resiko Pabrik

Untuk mendirikan suatu pabrik, resiko pabrik perlu diperhatikan apakah pabrik tersebut memiliki resiko yang rendah (*low risk*) atau beresiko tinggi (*high risk*). Adapun parameter untuk menentukan pabrik xylene yang akan berdiri. Parameter yang dilihat antara lain:

1. Kondisi Operasi

Suhu tertinggi terdapat pada alat Reaktor yang beroperasi pada suhu 470°C .

2. Karakteristik Bahan Baku dan Produk

a. Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan yaitu Benzene dan Toluene. Urea merupakan cairan yang tidak berwarna yang bersifat mudah terbakar dan sangat volatile. Sedangkan Toluene merupakan merupakan cairan bening yang memiliki aroma yang tajam dan dangat mudah terbakar.

b. Produk

Produk yang dihasilkan merupakan Xylene. Xylene merupakan senyawa berbentuk cairan tak berwarna dengan bau yang khas. Senyawa ini mudah menguap dan mudah terbakar.

3. Sumber Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan yaitu Benzene dan Toluene. Toluene dan benzene didapatkan dari PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama yang berada di Tuban, Jawa Timur. CH₄ diperoleh dari PT Perusahaan Gas Negara (PGN) di Pelabuhan Tanjung Perak, Teluk Lamong, Surabaya, serta untuk senyawa CH₄ dengan kemurnian 95% .

Berdasarkan penjelasan dari beberapa poin diatas. Dari segi kondisi operasi, sifat/karakteristik bahan baku serta produk dan sumber bahan baku, maka pabrik ini tergolong memiliki resiko yang tinggi.

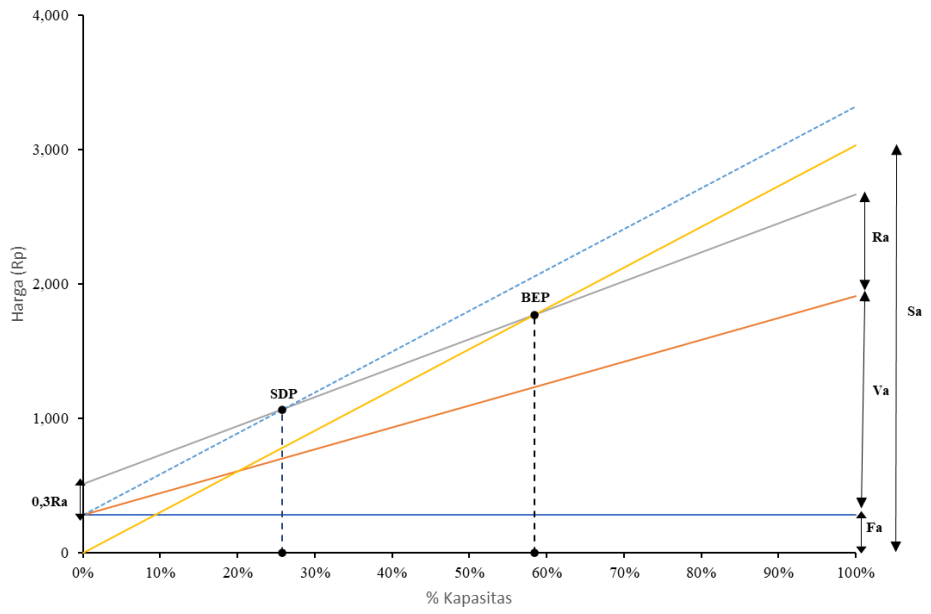
5.10 Analisa Kelayakan

Untuk Analisa kelayakan, dapat disinggung dari Analisa resiko yaitu pabrik tergolong dalam resiko tinggi dan berikut adalah hasil dari Analisa kelayakan yang telah diperhitungkan. Berdasarkan Tabel 6.17, Analisa kelayakan ekonomi pada pabrik xylene memenuhi semua parameter kelayakan ekonomi. Dari hasil analisis ekonomi pabrik tersebut, dapat disimpulkan bahwa pabrik yang akan berdiri termasuk kedalam pabrik yang memiliki resiko tinggi (*high risk*).

Tabel 6.17 Analisa Kelayakan

Parameter	Terhitung	Keterangan
ROI sebelum pajak	46,95%	Menurut Aries dan Newton, pabrik industrial chemical dengan resiko

Parameter	Terhitung	Keterangan
		tinggi dikatakan layak jika minimal ROI sebelum pajak sebesar 44%. Jadi dapat disimpulkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan.
POT sebelum pajak	1,76 Tahun	Menurut Aries dan Newton, untuk pabrik industrial chemical memiliki nilai maksimal 2 tahun untuk high risk. Jadi dapat disimpulkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan.
BEP	58,39%	Menurut Aries dan Newton, nilai BEP direntang angka dari 40% hingga 60%. Nilai tersebut sudah memenuhi persyaratan untuk disebut layak.
SDP	25,79%	
DCFR	35,48%	Diketahui suku bunga bank sebesar 5,5%. Dari perhitungan diperoleh suku bunga bank minimum sebesar 8,25%. Sehingga, perhitungan DCFR yang telah didapatkan diatas nilai minimum.



Gambar 6.2 Analisa Kelayakan

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

1. Pabrik *Xylene* dari *Toluene* dan *Methane* dengan kapasitas 270.000 Ton/tahun didirikan dengan alasan kebutuhan *xylene* di Indonesia masih sangat tinggi dilihat dari peluang pada data perhitungan kapasitas pabrik.
2. Pabrik *Xylene* dari *Toluene* dan *Methane* dengan kapasitas 270.000 Ton/tahun membutuhkan bahan baku berupa *methane* sebesar 9.589,26 kg/jam dan *toluene* sebesar 30.152,36 kg/jam.
3. Pabrik *Xylene* dari *Toluene* dan *Methane* dirancang dengan bentuk Perseroan Terbatas (PT) yang beroperasi selama 330 hari dalam 1 tahun dan akan didirikan pada tahun 2027 di Gresik dengan luas tanah sebesar 38.000 m² dan luas bangunan sebesar 38.635 m² dengan jumlah karyawan sebanyak 251 orang.
4. Ditinjau berdasarkan proses produksi, sifat bahan baku dan produk, pabrik *Xylene* dari *Toluene* dan *Methane* tergolong pabrik yang memiliki resiko tinggi (*high risk*)

Berdasarkan analisis ekonomi diperoleh data sebagai berikut :

- a. Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 1.032.666.629.820 per tahun dan setelah pajak sebesar Rp 826.133.303.856 per tahun.

- b. Return Of Investment (ROI) sebelum pajak sebesar 46,95% dan setelah pajak sebesar 37,56 %. Syarat minimum ROI untuk pabrik resiko tinggi adalah 44%.
- c. Pay Out Time (POT) sebelum pajak 1,76 tahun dan setelah pajak 2,1 tahun.
- d. Break Even Point (BEP) sebesar 58,39%. Nilai tersebut sudah termasuk kedalam syarat BEP dari pabrik kimia yaitu antara 40% sampai 60%.
- e. Shut Down Point (SDP) sebesar 25,79%.
- f. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) sebesar 35,482%. Syarat minimum DCFR adalah diatas suku bunga pinjaman bank yaitu 1,5 x suku bunga pinjaman bank.

Berdasarkan hasil Analisa ekonomi dan kelayakan dapat disimpulkan bahwa pabrik *Xylene* dari *Toluene* dan *Methane* dengan kapasitas 270.000 Ton/tahun layak untuk didirikan.

7.2 Saran

Dalam pra-rancangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan suatu pabrik kimia, antara lain :

1. Optimasi pemilihan alat proses dan alat penunjang serta bahan baku perlu di perhatikan agar pabrik dapat menghasilkan untung yang lebih banyak

2. Pengolahan limbah perlu diperhatikan agar kedepannya pabrik-pabrik kimia akan lebih ramah lingkungan
3. Produksi *Xylene* diharapkan akan memenuhi kebutuhan di masa yang akan datang dan dapat memenuhi pasar internasional.

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D. 1954. Chemical Engineering Cost Estimation . McGraw Hill Book Company Inc, New York.
- Badan Perencanaan Pembangunan, Penelitian, dan Pengembangan Daerah Kabupaten Gresik. 2011. Rencana Tata Ruang Wilayah Kabupaten Gresik Tahun 2010-2030. Perda Nomor 8 Tahun 2011. Pemerintah Kabupaten Gresik.
- Badan Pusat Statistika. 2023. Kebutuhan Impor dan Ekspor Xylene 2023.
- Brownell, L. E., dan Young, E. H. 1979. Process Equipment Design . Wiley Eastern Limited. New Delhi.
- Brown, G.G., 1950. Unit Operations . pp, 131-143; 174-186; John Wiley and Sons, Inc, New York.
- Coulson, J.M., and Richardson, J,F . 1983. Chemical Engineering Design. Vol, 6, pp,157-161; 762-778, Pergamon Press, Oxford.
- Crowl, D.A., And Louvar, J,F. 2002. Chemical Process Safety Fundamentals with Applications, 2nd ed, pp, 368-370, Prentice Hall PTR, New Jersey.
- Evans, F,L. 1979. Equipment Design Handbook , Vol,1, 2 nd ed, Gulf Publishing Co, Houston.
- Fogler, H.S. 2006 . Elements of Chemical Reaction Engineering . 4th ed, pp, 12-23, Pearson Education, Inc Massachusetts.

- Geankoplis, J., Christie . 1978 . Transport Process and Unit Operation . Prentice Hall International.
- Joback, K. G., & Reid, R. C. 1987. Estimation of Pure-Component Properties from Group-Contributions. Chemical Engineering Communications, 57(1-6), 233-243.
- Kern, D. Q. 1965. Process Heat Transfer. New York: McGraw-Hill Book, Co.
- Liu, J., Yang, Y., Wei, S., Shen, W., Rakovitis, N., & Li, J. (2018). Intensified P-xylene Production Process through Toluene and Methanol Alkylation. Industrial & Engineering Chemistry Research.
- Hill, Ian., Malek, Andre., and Bhan, Aditya. 2013. Kinetics and Mechanism of Benzene, Toluene, and Xylene Methylation over H-MFI. United States.
- Loh, H. P. 2002. Process Equipment Cost Estimation. Morgantown: EG & G Technical Services.
- McCabe, Smith, J.C., and Harriot .1985. Unit Operation of Chemical Engineering 4th edition . New York : McGraw Hill Book Company.
- McKetta, John J . 1984 . Encyclopedia of Chemical Processing and Design . Marcel Dekker Inc USA.
- Perry, R. H. 1997. Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th Edition. United States of America. The McGraw Hill Companies.
- Peters, M. S., and Timmerhaus, H. C. 1991. "Plant Design and Economics for Chemical Engineering ", 4th Ed. Tokyo: McGraw Hill.

Poling, B. E., Thomson, G. H., Friend, D. G., Rowley, R. L., dan Wilding, W. V.
2008. Perry's Chemical Engineers' Handbook. Ed. 8th. United State:
McGraw-Hill Companies, Inc.

Sinnott, R. K. 2005. Coulson and Richardson's Chemical Engineering Design 4th
Edition, Volume 6. (Hal. 322: Heat Capacities of the Element). Oxford:
Elsevier Butterworth-Heinemann.

Smith, J. M. 1982. Chemical Engineering Kinetics 2nd Edition. New York:
McGraw Hill Book Company.

Treybal, R,E .1981 . Mass Transfer Operation . 3 rd ed, pp 189-210; 252-261,
McGraw-Hill Book Company, Singapore.

Ulrich, Gael D .1984 . A Guide to Chemical Engineering Process Design and
Economics . John Wiley & Sons, Inc, New York .

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

Yaws, C. L. 1999. Chemical Properties Handbook. New York: McGraw Hill
Education.

Daftar Pencarian Website :

Alibaba,"Machinery", [www,alibaba.com](http://www.alibaba.com), diakses tanggal 20 Desember 2023

Badan Pusat Statistik, "Data Impor dan ekspor xylene di Indonesia",
[www,bps,go,id](http://www.bps.go.id), diakses tanggal 10 januari 2023.

Info Harga BBM, “Harga Keekonomian BBM Solar Industri PT Pertamina (persero), Periode 1-20 Desember 2023”, www.infohargabbm.com, diakses tanggal 20 Desember 2023.

Kurs Dollar, “Kurs Dollar Hari Ini”, www.kursdollarweb.id, diakses tanggal 20 Desember 2023.

Listrik, “Tarif Dasar PLN Desember 2023”, www.listrik.org, diakses tanggal 20 Desember 2023.

LAMPIRAN A

REAKTOR

Fungsi : Mereaksikan CH_4 dan C_7H_8 menjadi C_8H_{10} dan H_2

Tipe reactor : Fixed Bed Reaktor

Kondisi Operasi : Suhu 470°C

Tekanan 7 atm

Konversi 98%

Reaksi : Endotermis

Tujuan Perancangan :

1. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reaktor fixed bed dengan pertimbangan sebagai berikut:

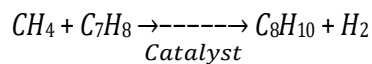
- a. Zat pereaksi berupa fase gas dengan katalis padat
- b. Umur katalis Panjang
- c. Reaksi endotermis sehingga diperlukan luas perpindahan panas yang besar
- d. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reactor
- e. Konstruksi reaktor fixed bed lebih sederhana jika dibandingkan dengan reaktor fluidized bed sehingga biaya pembuatan, operasional dan perawatan relatif murah

2. Menghitung Neraca Massa

Tabel 1.1 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Input (Kg/Jam)	Output (Kg/Jam)
<i>H₂</i>	0	640,0085763
<i>CH₄</i>	9.411,02615	4.284,139042
<i>C₂H₆</i>	178,2391316	178,1099934
<i>C₆H₆</i>	520,1672617	519,7903889
<i>C₇H₈</i>	30.063,0002	600,8243778
<i>C₈H₁₀</i>	12,30292272	33.957,32468
Total	40.180,19706	40.180,19706

Reaksi yang terjadi dalam reactor :



3. Menghitung Neraca Panas

Tabel 1.2 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Input	Output
	ΔH_{in}	ΔH_{out}
	kJ/jam	kJ/jam
Q _{in}	2,5444E+09	
Q _{out}		9,4691E+18
Q _R	40423,236	
Q _P		-9,4691E+18
Total	2,5445E+09	2,5445E+09

4. Perancangan Reaktor

A. Menentukan Z umpan reaktor

Tc umpan	: 335,340 K
Pc umpan	: 43,7548 atm
Tr	: 2,2161
Pr	: 0,0685
Pr/Tr	: 0,0309

Menentukan Z menggunakan koefisien virial dengan menggunakan persamaan sebagai berikut :

$$B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{Tr^{1,6}}$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{Tr^{4,2}}$$

$$Z = 1 + \frac{BPc}{RTc} \times \frac{Pr}{Tr}$$

Tabel 1.3 Menentukan Z Umpan Reaktor

Komponen	B ₀	B ₁	Z
H ₂	0,0800	0,3189	1,0000
CH ₄	0,0351	0,3184	1,0006
C ₂ H ₆	-0,0187	0,3148	1,0003
C ₆ H ₆	-0,1870	0,2657	0,9938
C ₇ H ₈	-0,2101	0,2529	0,9915
C ₈ H ₁₀	-0,2304	0,221	0,9891
Total	-0,5310	1,6641	5,9895

B. Menentukan volume gas masuk reaktor

$$V_g = \frac{Z \cdot n \cdot R \cdot T}{P}$$

Dimana :

V_g = Laju alir volumetric, cm^3/dtk

n = mol umpan, mol/dtk

R = konstanta gas, $\text{cm}^3/\text{gmol.K}$

T = suhu, K

P = tekanan, atm

Sehingga didapat nilai volume gas masuk reactor sebesar $268,57 \text{ m}^3/\text{dtk}$

C. Menentukan densitas umpan

Menentukan densitas umpan masuk reactor menggunakan persamaan :

$$\rho = \frac{P \times BM}{R \times T \times Z}$$

Sehingga diperoleh nilai densitas umpan total sebesar $0,00012 \text{ gr}/\text{cm}^3$

D. Menentukan viskositas umpan

Tabel 1.4 Viskositas Umpan Reaktor

Komponen	A	B	C	μ (kg/s.m)
H_2	27,758	0,212	-0,0000328	1,67191E-05
CH_4	3,844	0,40112	-0,00014303	2,22945E-05
C_2H_6	0,514	0,33449	-0,000071071	2,0984E-05
C_6H_6	-0,151	0,25706	-8,9797E-06	1,85924E-05
C_7H_8	1,787	0,23566	-9,3508E-06	1,71754E-05
C_8H_{10}	-21,62	0,2782	-0,000060531	1,51696E-05
Total				0,000110935

(Yaws, 1999)

Sehingga diperoleh viskositas umpan sebesar 0,000110935 kg/s.m

E. Menentukan konduktivitas umpan

Untuk menghitung konduktivitas umpan dapat digunakan persamaan :

$$K_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

Tabel 1.5 Konduktivitas Umpan Reaktor

Komponen	A	B	C	Kgas (W/m.K)
H ₂	0.03951	0.00045918	-6.4933E-08	0.344888944
CH ₄	-0.00935	0.00014028	3.318E-08	0.113223464
C ₂ H ₆	-0.01936	0.00012547	3.8298E-08	0.095033941
C ₆ H ₆	-0.00565	0.000034493	6.9298E-08	0.058254813
C ₇ H ₈	-0.00776	0.000044905	6.4514E-08	0.061240422
C ₈ H ₁₀	-0.00375	0.000029995	7.4603E-08	0.059741926
Total				0.73238351

Sehingga diperoleh konduktivitas umpan total sebesar 0,73238351

W/m.K

F. Menentukan kapasitas panas umpan

Untuk menghitung kapasitas panas umpan dapat digunakan persamaan:

$$C_p = \int A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Tabel 1.6 Kapasitas Panas Umpan Reaktor

Komponen	A	B	C	D	E	Cp (J/mol.K)
H ₂	25,399	2,01E-02	-3,8E-05	3,18E-08	-8,7E-12	2,9518E+01

CH ₄	34,942	-3,9E-02	1,91E-04	-1,5E-07	3,93E-11	6,0382E+01
C ₂ H ₆	28,146	4,34E-02	1,89E-04	-1,9E-07	5,33E-11	1,0302E+02
C ₆ H ₆	-31,36	4,74E-01	-3,1E-04	8,52E-08	-5,0E-12	1,8281E+02
C ₇ H ₈	-24,09	5,21E-01	-2,9E-04	6,12E-08	1,26E-12	2,2451E+02
C ₈ H ₁₀	-16,72	5,64E-01	-2,6E-04	1,33E-08	1,58E-11	2,6676E+02
Total						867,0113451

Sehingga diperoleh kapasitas panas umpan total sebesar 867,0113451

J/mol.K

G. Menentukan ΔH_R

Tabel 1.7 Data Entalpi Pembentukan Umpan Reaktor

Komponen	ΔH_f (kJ/mol)	ΔH_f (kJ/kmol)
H ₂	0	0
CH ₄	-74,85	-74.850
C ₂ H ₆	-84,68	-84.680
C ₆ H ₆	82,93	82.930
C ₇ H ₈	50	50.000
C ₈ H ₁₀	17,24	17.240

Untuk menghitung ΔH_R dapat diperoleh menggunakan persamaan:

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

Sehingga diperoleh ΔH_R sebesar 42.090 kJ/Kmol

H. Menentukan dX/dZ

Rate of input – rate of output – rate of reaction = rate of accumulation

$$FA|v - FA|v + \Delta v - rA \cdot \Delta v = 0$$

$$FA|v - FA|v + \Delta v = rA \cdot \Delta v$$

$$\lim_{\Delta v \rightarrow 0} \frac{FA|v - FA|v + \Delta v}{\Delta v} = rA$$

$$- \frac{dFA}{dv} = rA$$

$$- \frac{dFA}{dZ} = rA \frac{\pi d^2}{4}$$

$$- \frac{FA0 \cdot dX}{dZ} = rA \frac{\pi d^2}{4}$$

Dimana :

$$(-rA) = k_0 \cdot \exp\left(\frac{-Ea}{RT}\right)$$

$$v = \frac{\pi d^2}{4} Z$$

$$dv = \frac{\pi d^2}{4} dZ$$

$$FA = FA0 \cdot (1 - XA)$$

$$dFA = -FA0 \cdot dX$$

Sehingga didapatkan rumus dengan jumlah pipa (Nt) yaitu:

$$\frac{dX}{dZ} = -rA \cdot Nt \frac{\pi d^2}{4} \frac{1}{FA0}$$

$$\frac{dX}{dZ} = \frac{(-rA) \cdot Nt \cdot \pi \cdot (IDt)^2}{4 \cdot FA0}$$

I. Menentukan dT/dZ

Rate of input – rate of output – rate of reaction = rate of accumulation

$$H/v - HA/v + \Delta v - rA \Delta HR \Delta v = 0$$

Jika diambil $\Delta v = 0$, maka:

$$\lim_{\Delta v \rightarrow 0} \frac{H|v - H|v + \Delta v}{\Delta v} = rA \cdot \Delta HR$$

$$-\frac{dH}{dv} = rA \cdot \Delta HR$$

$$-\frac{dH}{\frac{\pi d^2}{4} dz} = rA \cdot \Delta HR$$

$$-\frac{dH}{dv} = U (T - T_{ref}) rA \frac{\pi d^2}{4}$$

dimana,

$$v = \frac{\pi d^2}{4} Z$$

$$dv = \frac{\pi d^2}{4} dZ$$

$$\Delta HR = U (T - T_{ref})$$

$$H = \sum F_i \cdot C_{pi} (T - T_{ref})$$

$$dH = d \sum F_i \cdot C_{pi} (T - T_{ref})$$

$$dH = \sum F_i \cdot C_{pi} \cdot dT$$

$$\sum F_i \cdot C_{pi} = 0,98F_0 x \cdot cpA + 0,6340F_0 \cdot cpB + 0,0064F_0 \cdot cpC +$$

$$0,0071F_0 \cdot cpD + 0,98F_0(1 - x)cpE + 0,9801f_0 x \cdot cpF$$

sehingga didapatkan rumus dengan jumlah pipa (Nt) yaitu:

$$-\frac{\sum F_i \cdot C_{pi} \cdot dT}{dZ} = rA \cdot \Delta HR \frac{\pi d^2}{4}$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(\Delta HR) \cdot FA_0 \cdot \frac{dX}{dZ} - U d \cdot \pi \cdot OD t \cdot N_t \cdot (T - T_p)}{\sum F_i \cdot C_{pi}}$$

J. Menentukan dP/dZ

Pendekatan menghitung pressure drop dengan menggunakan Ergun

equation (Fogler hal.154)

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{G}{\rho g D} \cdot \frac{1-s}{s^3} \cdot \left[\frac{150(1-s)\mu}{Dp} + 1,75G \right]$$

dimana,

G : Kecepatan aliran massa gas dalam pipa, gr/cm³

ρ : Densitas gas, gr/cm³

D_p : Densitas partikel katalisator, cm

g : gaya gravitasi cm/det²

ϵ : porositas tumpukan katalisator

μ : viskositas gas, gr/cm jam

K. Menentukan tinggi reaktor

Untuk menentukan tinggi dari reaktor digunakanlah ketiga persamaan diferensial dengan menggunakan metode Euler, Sehingga didapatkan hasil sebagai berikut:

Tabel 1.8 Menentukan Tinggi Reaktor

Z (m)	x	T (K)	P (atm)
0	0	743.15	7
0.1	0.969391	743.444	7
0.2	1.938783	743.7382	7
0.3	2.908174	744.0327	7.000001
0.4	3.877566	744.3275	7.000001
0.5	4.846957	744.6225	7.000001
0.6	5.816349	744.9178	7.000001
0.7	6.78574	745.2134	7.000001
0.8	7.755132	745.5092	7.000001

0.9	8.724523	745.8052	7.000002
1	9.693914	746.1015	7.000002
1.1	10.66331	746.3981	7.000002
1.2	11.6327	746.695	7.000002
1.3	12.60209	746.9921	7.000002
1.4	13.57148	747.2895	7.000002
1.5	14.54087	747.5871	7.000003
1.6	15.51026	747.885	7.000003
1.7	16.47965	748.1832	7.000003
1.8	17.44905	748.4816	7.000003
1.9	18.41844	748.7803	7.000003
2	19.38783	749.0792	7.000003
2.1	20.35722	749.3784	7.000004
2.2	21.32661	749.6779	7.000004
2.3	22.296	749.9777	7.000004
2.4	23.26539	750.2777	7.000004
2.5	24.23479	750.578	7.000004
2.6	25.20418	750.8785	7.000004
2.7	26.17357	751.1793	7.000005
2.8	27.14296	751.4804	7.000005
2.9	28.11235	751.7817	7.000005
3	29.08174	752.0834	7.000005
3.1	30.05113	752.3852	7.000005

3.2	31.02053	752.6874	7.000005
3.3	31.98992	752.9898	7.000006
3.4	32.95931	753.2925	7.000006
3.5	33.9287	753.5955	7.000006
3.6	34.89809	753.8987	7.000006
3.7	35.86748	754.2022	7.000006
3.8	36.83687	754.506	7.000006
3.9	37.80627	754.81	7.000007
4	38.77566	755.1143	7.000007
4.1	39.74505	755.4189	7.000007
4.2	40.71444	755.7238	7.000007
4.3	41.68383	756.0289	7.000007
4.4	42.65322	756.3343	7.000007
4.5	43.62261	756.64	7.000008
4.6	44.59201	756.9459	7.000008
4.7	45.5614	757.2521	7.000008
4.8	46.53079	757.5586	7.000008
4.9	47.50018	757.8654	7.000008
5	48.46957	758.1724	7.000008
5.1	49.43896	758.4798	7.000009
5.2	50.40836	758.7874	7.000009
5.3	51.37775	759.0952	7.000009
5.4	52.34714	759.4034	7.000009

5.5	53.31653	759.7118	7.000009
5.6	54.28592	760.0205	7.000009
5.7	55.25531	760.3295	7.000001
5.8	56.2247	760.6388	7.000001
5.9	57.1941	760.9483	7.000001
6	58.16349	761.2581	7.000001
6.1	59.13288	761.5682	7.000001
6.2	60.10227	761.8786	7.000001
6.3	61.07166	762.1892	7.000011
6.4	62.04105	762.5002	7.000011
6.5	63.01044	762.8114	7.000011
6.6	63.97984	763.1229	7.000011
6.7	64.94923	763.4347	7.000011
6.8	65.91862	763.7467	7.000011
6.9	66.88801	764.0591	7.000012
7	67.8574	764.3717	7.000012
7.1	68.82679	764.6846	7.000012
7.2	69.79618	764.9978	7.000012
7.3	70.76558	765.3113	7.000012
7.4	71.73497	765.625	7.000012
7.5	72.70436	765.9391	7.000013
7.6	73.67375	766.2534	7.000013
7.7	74.64314	766.568	7.000013

7.8	75.61253	766.8829	7.000013
7.9	76.58192	767.1981	7.000013
8	77.55132	767.5136	7.000013
8.1	78.52071	767.8293	7.000014
8.2	79.4901	768.1454	7.000014
8.3	80.45949	768.4617	7.000014
8.4	81.42888	768.7783	7.000014
8.5	82.39827	769.0952	7.000014
8.6	83.36766	769.4124	7.000014
8.7	84.33706	769.7299	7.000015
8.8	85.30645	770.0477	7.000015
8.9	86.27584	770.3657	7.000015
9	87.24523	770.6841	7.000015
9.1	88.21462	771.0027	7.000015
9.2	89.18401	771.3217	7.000016
9.3	90.1534	771.6409	7.000016
9.4	91.1228	771.9604	7.000016
9.5	92.09219	772.2802	7.000016
9.6	93.06158	772.6003	7.000016
9.7	94.03097	772.9207	7.000016
9.8	95.00036	773.2414	7.000017
9.9	95.96975	773.5624	7.000017
10	96.93914	773.8837	7.000017

10.1	97.90854	774.2052	7.000017
10.2	98.87793	774.5271	7.000017

Dipilih tinggi bed 10,2 m dengan konversi 98%

L. Menentukan berat katalis

$$W = S \cdot \rho b \cdot z$$

$$W = \pi \cdot \frac{D^2}{4} \cdot \rho b \cdot z$$

$$W = 3,14 \times \frac{3^2}{4} \cdot 1790 \cdot 15,5$$

$$W = 108.109,0355 \text{ kgcat}$$

M. Menentukan ukuran reaktor

1. Menghitung volume shell reaktor

Volume dibuat over design sebesar 20% dengan alasan keselamatan

$$V_{bed} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} \cdot Z \cdot (1 + 0,20)$$

$$V_{bed} = \frac{3,14 \times 101,5^2}{4} \times 10,2 \times (1 + 0,20)$$

$$V_{bed} = 63,86 \text{ m}^3$$

2. Menghitung diameter shell reaktor

$$r^2 = \frac{V}{\pi \cdot t}$$

$$r^2 = \frac{153,8526}{3,14 \times 13,78} = 1,8 \text{ m}$$

$$r = 1,37 \text{ m}$$

$$D = r \times 2$$

$$D = 1,38 \times 2 = 2,74 \text{ m}$$

3. Menghitung tebal dan dinding reactor

Spesifikasi

Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C

Allowable stress (fall) : 12.650 psi

Efisiensi sambungan (e) : 0,85

(Brownell and young, Hal 251)

4. Menghitung factor korosi

Faktor korosi berkisar antar 0,13 mm/tahun hingga 0,5 mm/tahun

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

(Brownell and young, Hal 251)

5. Menghitung tekanan perancangan

Tekanan dibuat over design 20% dengan alasan keselamatan

$$P_{design} = P_{operasi} \times 20\%$$

$$P_{design} = 7 \text{ atm} \times 20\%$$

$$P_{design} = 8,4 \text{ atm}$$

6. Menghitung tebal dinding standar

$$r = \frac{ID_s}{2}$$

$$r = \frac{77.06}{2}$$

$$r = 38,53 \text{ in}$$

Tebal Shell

$$t_s = \frac{P_{design} \times r}{f \times E - 0.6 P_{design}} + C''$$

$$t_s = \frac{1,2 \times 38,53}{12.650 \times 0,85 - 0,6 \times 1,2} + 0,125$$

$$t_s = 0,5 \text{ in}$$

Digunakan tebal standar 5/8 in

Sehingga

$$\text{OD dari shell reaktor} = \text{IDs} + 2 \times t_s$$

$$\text{OD} = 95,38 \text{ in} + 2 \times 0,625$$

$$\text{OD} = 96,6328 \text{ in}$$

Dipilih OD standar 102 in

(Brownell and Young, Hal 91)

7. Menghitung dan menentukan head

Head yang digunakan yaitu Ellipsoidal head dengan bahan Carbon Steel SA-283 Grade C karena dapat digunakan untuk tekanan operasi hingga 1 bar, harganya cukup ekonomis, serta dapat digunakan untuk tangki dengan tekanan tinggi dalam rentang 100 psig dan digunakan untuk tekanan diatas 200 psig.

(Coulson, Hal 818)

a. Menghitung tebal head

Tebal head dapat dihitung dengan persamaan:

$$t_H = \frac{P \times \text{IDs}}{2 \times f \times E - 0,2 \times P} + C$$

$$t_H = \frac{17,63 \times 95,38}{2 \times 12650 \times 0,85 - 0,2 \times 17,63} + 0,625$$

$$t_H = 0,7032 \text{ in}$$

dipilih tebal head standar ¾ in

(Brownell and Young, Hal 88)

b. Straight flange

Straight flange menurut buku brownell hal 93 berkisar dari 1,5 hingga 3 in. maka di pilih SF maximum karna diameter lebih dari 60 in.

$$SF = 3 \text{ in} = 0,0762 \text{ m}$$

c. Menghitung tinggi head

Dari OD standar dan ts didapatkan data head:

$$OD \text{ standar} = 102 \text{ in}$$

$$ts = 0,625 \text{ in}$$

$$ID \text{ baru} = 101,5$$

Maka diperoleh :

$$Icr = 6,125$$

$$r = 96$$

(Brownell and Young, Hal 90)

$$Hhead = r - \sqrt{(r - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2}\right)^2} + t + SF$$

$$Hhead = 102 - \sqrt{(102 - 7,625)^2 - \left(\frac{101,5}{2} - 7,625\right)^2} + 0,1875 + 3$$

$$Hhead = 21,173 \text{ in} = 0,537 \text{ m}$$

Maka

$$Hreaktor = Hbed + 2 \times Hhead$$

$$Hreaktor = 10,2 \text{ m} + 2 \times 0,537 \text{ m}$$

$$Hreaktor = 11,27 \text{ m}$$

d. Menghitung volume head

$$V_{\text{head}} = 0,000049 \times ID^3$$

$$V_{\text{head}} = 0,000049 \times 101,53$$

$$V_{\text{head}} = 51,2382 \text{ ft}^3 = 1,4509 \text{ m}^3$$

e. Menghitung volume total reaktor

$$V_{\text{total}} = V_{\text{bed}} + 2 \times V_{\text{head}}$$

$$V_{\text{total}} = 63,86 + 2 \times 1,4509$$

$$V_{\text{total}} = 66,76 \text{ m}^3$$

LAMPIRAN C
KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA-RANCANGAN

Nama Mahasiswa 1 : Putri Tsabitah Dasril

NIM Mahasiswa 1 : 19521190




Nama Mahasiswa 2 : Imam Ahmad Nurkholis

NIM Mahasiswa 2 : 19521224

PRA-RANCANGAN PABRIK XYLENE DARI BENZENE DAN TOLUENE
KAPASITAS 270.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 10 Oktober 2022

Batas Akhir Bimbingan : 27 Desember 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	23 Oktober 2022	Perkenalan dan diskusi awal mengenai judul yang akan dipilih	
2	1 Maret 2023	Diskusi mengenai pergantian judul	
3	6 April 2023	Diskusi mengenai kapasitas pabrik	

4	24 Juli 2023	Diskusi mengenai termodinamika	
5	16 Agustus 2023	Bimbingan spesifikasi dan diagram alir	
6	14 September 2023	Neraca Massa	
7	6 Oktober 2023	Alat-alat, PEFD, dan Reaktor	
8	23 Oktober 2023	Revisi- revisi alat	
9	11 Desember 2023	Bimbingan pengecekan seluruh alat	

Dosen Pembimbing



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