

**PRARANCANGAN PABRIK PARAXYLENE DARI
PROSES SELECTIVITAS DISPROPORSIONASI
TOLUENE KAPASITAS 125.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

Diajukan sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia



Oleh :

Nama : Marlina Lihidayanti Nama : Nadila Tsurayya
NIM : 14521075 NIM : 14521109

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

2018

LEMBAR PERNYATAAN HASIL KEASLIAN HASIL PERANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Marlina Lihidayanti Nama : Nadila Tsurayya
No. Mahasiswa : 14521075 No. Mahasiswa : 14521109

Yogyakarta, 8 Oktober 2018

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

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



Marlina Lihidayanti
NIM 14521075



Nadila Tsurayya
NIM 14521109

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRARANCANGAN PABRIK PARAXYLENE DARI
PROSES SELEKTIVITAS DISPROPORSIONASI
TOLUENE
DENGAN KAPASITAS 125.000 TON / TAHUN

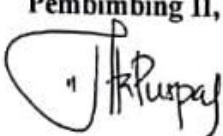


Nama : Marlina Lihidayanti Nama : Nadila Tsurayya
No. Mahasiswa : 14521075 No. Mahasiswa : 14521109

Yogyakarta, 8 Oktober 2018

Pembimbing I,

Faisal RM, Ir. Drs., M.T., Ph.D
NIDN: 0509115701

Pembimbing II,

Ifa Puspasari, Dr., S.T., M.Eng
NIDN: 0506038203

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK PARAXYLENE DARI PROSES
SELECTIVITAS DISPROPORSIONASI TOLUENE KAPASITAS 125.000
TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama	: Marlina Lihidayanti	Nama	: Nadila Tsurayya
No. Mhs	: 14521075	No. Mhs	: 14521109

Telah dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk
memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 8 Oktober 2018

Tim Penguji,

1. Faisal RM, Ir., Drs., M.T., Ph.D.
Ketua Penguji
2. Prof.Ir. Zainus Salimin, M.Si
Anggota I
3. Lucky Wahyu Nuzulia Setyaningsih, S.T., M.Eng (
Anggota II



Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri



Suharno Rusdi, Dr.
NIDN: 0520066001

LEMBAR MOTTO

Berjuang untuk mendapatkan sesuatu, bukan menunggu untuk mendapatkannya

Pangkal dari semua kebaikan di dunia maupun di akhirat adalah takwa kepada Allah SWT (Abu Sulaeman Addarani)

Jadilah kamu manusia yang pada kelahiranmu semua orang tertawa bahagia, tetapi hanya kamu sendiri yang menangis; dan pada kematianmu semua orang menangis sedih, tetapi hanya kamu sendiri yang tersenyum (Mahatma Gandhi)

Janganlah senang menjadi sukses dengan pikiran orang lain, tetapi senanglah saat menatap kesuksesan atas usaha yang telah dilakukan dengan pikiran sendiri

**Sesungguhnya sesudah ada kesulitan disitu ada kemudahan. Maka apabila kamu telah selesai (dari suatu urusan), kerjakanlah dengan sungguh-sungguh (urusan) yang lain.
(Q.S Al-Insyirah 7-8)**

LEMBAR PERSEMBAHAN

Marlina Lihidayanti,

Alhamdulillah Rabbil' alamin

Segala Puji bagi Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya sepanjang hidupku, yang tanpa lelah selalu menunjukkan jalan yang benar dan yang selalu mengingatkanku akan kewajiban sebagai hamba-Nya serta memberikan nikmat yang begitu berharga dan tak terhingga. Kupersembahkan tulisan ini untuk,

Bapak Suwardi dan Ibu Istirokati

Kedua orang tuaku yang tercinta yang selalu memberikan dukungan, perhatian dan kasih sayang tanpa batas serta pelajaran hidup yang sangat berharga. Kehadiran bapak dan ibu dalam hidupku telah memberikan kebahagiaan dan kekuatan yang tak terhingga.

Kak Echa, dan abang Rahmat

Kedua saudaraku yang juga selalu memberi dukungan padaku, doa untuk kesuksesanku

Ayu, Ita, Novi, Nadila

Ke tiga sahabatku yang dari awal menemaniku merantau di kota orang, dimana kita saling menyemangati satu sama lain, dan sama-sama berjuang demi membanggakan kedua orangtua kita. Semoga suatu saat kita bisa bertemu lagi dalam keadaan sehat dan menjadi orang yang sukses !

Kak Anisa Maulidia

Kakak sekaligus sahabat yang dari awal menemaniku merantau di kota orang, serta tempat aduan selama jauh dari kedua orang tua, dimana kita saling menyemangati satu sama lain, dan saling mendukung satu sama lain. Semoga suatu saat kita bisa bertemu lagi dalam keadaan sehat dan menjadi orang yang sukses !

LEMBAR PERSEMBAHAN

Nadila Tsurayya,

Alhamdulillah Rabbi' alamin

Segala Puji bagi Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya kepadaku.

Salawat serta salam senantiasa kujunjung tinggi untuk Nabi besar, Muhammad SAW,

sebagai suri tauladan untuk kita semua. Kupersembahkan tulisan ini untuk:

Bapak Kasman dan Ibu Yanti Refita

Kedua orang tuaku yang telah membesarkaniku, menafkahkaniku, mendidikku, menyayangiku,

mendukungku sampai saat sekarang ini. Kehadiran Bapak dan Ibu dalam hidupku,

memberikan kebahagiaan yang sangat besar bagiku.

Kak Chonita, Marlina, dan Rina

kedua sahabat selama masa kuliah. Yang selalu menyemangati, mendukung, selalu ada di

kala aku sedih dan senang. Kak Choco kak yang selalu menemaniku di kost, dan Marlina dan

rina sahabat sejak semester 1 perdana masuk kuliah sekaligus sekarang menjadi partner

skripsiku, kalian bertiga yang selalu menyemangati, mendukungku juga. Sukses buat kita

semua, sahabat-sahabatku!!

Aamiin!

KATA PENGANTAR



Assalamu'alaikum Wr. Wb.

Puji syukur atas kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, taufik dan karunia-Nya sehingga Tugas Akhir ini dapat diselesaikan dengan baik dan tepat waktu. Laporan Tugas Akhir Perancangan Pabrik ini disusun berdasarkan data-data yang diperoleh dan diolah.

Shalawat dan salam tidak lupa pula kami sampaikan kepada Nabi Muhammad SAW yang telah membawa kita dari zaman kegelapan menuju zaman yang terang benderang dan ilmu pengetahuan seperti saat ini.

Tugas Akhir Perancangan Pabrik ini merupakan salah satu syarat wajib yang harus ditempuh dalam Program Studi Teknik Kimia. Selain untuk menuntaskan program studi yang kami tempuh, Perancangan Pabrik ini ternyata telah memberikan banyak manfaat kepada penulis baik dari segi akademik maupun untuk pengalaman yang tidak dapat penulis temukan saat berada dibangku kuliah.

Dalam penyusunan laporan Tugas Akhir Perancangan Pabrik ini penulis banyak mendapatkan bantuan dari berbagai pihak, oleh sebab itu penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT atas segala rahmat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan tugas akhir ini.

2. Orang Tua kami tercinta yang selalu memberikan doa, dukungan dan motivasi sehingga laporan Tugas Akhir ini dapat terselesaikan. Terima kasih atas segala cinta dan kasih sayang yang telah diberikan, terlebih anggaran selama mengenyam pendidikan S1 Teknik Kimia di UII.
3. Bapak Suharno Rusdi, Dr. selaku Kepala Jurusan Teknik Kimia FTI UII.
4. Bapak Faisal RM., Drs., Ir., MSIE., Ph.D dan Ibu Ifa Puspasari. Dr.,ST.,M.Eng selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan dan bimbingan dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
5. Kakak-kakak tingkat yang telah membantu memberikan nasehat dan solusi sehingga Tugas Akhir ini dapat terselesaikan, diantaranya: Anisa Maulidia, Retno Fitri Ariyanti, Oki Setiawan, dan Dimas Anggara Timor.
6. Sahabat, teman-teman Teknik Kimia angkatan 2014, dan teman-teman SMK atas segala motivasi, dukungan dan bantuannya.
7. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
8. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu dalam penyusunan dan penyelesaian Tugas Akhir ini dengan tulus dan ikhlas.

Penulis menyadari bahwa dalam pelaksanaan maupun penyusunan laporan ini terdapat banyak kekurangan dan kesalahan. Oleh karena itu, penulis mengharapkan kritik dan saran yang membangun sehingga laporan kami selanjutnya dapat menjadi lebih baik.

Akhir kata semoga laporan ini dapat bermanfaat bagi banyak pihak dan apabila dalam penulisan terdapat kesalahan kami atas nama penyusunan mohon maaf.

Yogyakarta, 8 Oktober 2018

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR JUDUL TUGAS AKHIR PERANCANGAN PABRIK	
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN PERANCANGAN PABRIK	
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING	
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
LEMBAR MOTTO	v
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
KATA PENGANTAR	viii
DAFTAR ISI	xi
DAFTAR TABEL	xiv
DAFTAR GAMBAR	xvi
ABSTRAK	xvii
BAB I PENDAHULUAN	
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Tinjauan Pustaka	7
BAB II PERANCANGAN PRODUK	
2.1. Spesifikasi Produk	19
2.2. Spesifikasi Bahan Baku	22
2.3. Pengendalian Kualitas	24
2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku	25
2.3.2. Pengendalian Kualitas Produksi	26
2.3.3. Pengendalian Kualitas Produk	26

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian Proses	27
A. Tahap Penyimpanan Bahan Baku	27
B. Tahap Penyiapan Bahan Baku	27
C. Tahap Reaksi Dalam Reaktor	28
D. Tahap Pemisahan Dan Pemurnian Produk	29
E. Tahap Penyimpanan Produk	29
3.2. Spesifikasi Alat/Mesin Produk	29
3.3. Perencanaan Produksi	55

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik	57
4.2. Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>)	60
4.3. Tata Letak Mesin (<i>Machines Layout</i>)	63
4.4. Alir Proses dan Material	66
1. Neraca Massa	66
2. Neraca Panas	72
4.5. Pelayanan Teknik (<i>Utilitas</i>)	79
4.5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air	79
4.5.2. Unit Pengadaan dan Pengolahan <i>Steam</i>	80
4.5.3. Unit Pengadaan listrik	80
4.5.4. Unit Pengadaan Udara Tekan	81
4.5.5. Unit Penyediaan Bahan Bakar	82
4.5.6. Unit Penyediaan Downterm A	82

4.5.5. Unit Penyediaan Amonia	82
4.6. Organisasi Perusahaan	86
4.6.1. Bentuk Perusahaan	86
4.6.2. Struktur Organisasi	87
4.6.3. Sistem Penggajian atau Upah	98
4.6.4. Jam Kerja Karyawan	102
4.7. Evaluasi Ekonomi	103
4.7.1. Harga Index	104
4.7.2. Harga Alat	106
4.7.3. Perhitungan Biaya	107
4.7.4. Analisa Kelayakan	114
BAB V PENUTUP	
5.1. Kesimpulan	117
5.2. Saran	118
DAFTAR PUSTAKA	119
LAMPIRAN	122

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Produsen Toluene Dalam Negeri	3
Tabel 1.2 Data Impor Paraxylene di Indonesia	4
Tabel 1.3. Proyeksi Data Impor Paraxylene	5
Tabel 1.4. Kapasitas Pabrik Produsen Paraxylene	6
Tabel 1.5. Perbandingan Proses Produksi Paraxylene	15
Tabel 1.6. Penggunaan Paraxylene Dalam Industri	17
Tabel 4.1. Neraca Massa Di <i>Vaporizer</i>	66
Tabel 4.2. Neraca Massa Di <i>Furnance</i>	67
Tabel 4.3. Neraca Massa Di Reaktor	68
Tabel 4.4. Neraca Massa Di <i>Flash Drum</i>	68
Tabel 4.5. Neraca Massa Di Menara Distilasi 1	69
Tabel 4.6. Neraca Massa Di Menara Distilasi 2	69
Tabel 4.7. Neraca Massa Di Kristalizer	70
Tabel 4.8. Neraca Massa Di <i>Centrifuge</i>	70
Tabel 4.9. Neraca Massa Di Melter	71
Tabel 4.10. Neraca Panas Di <i>Vaporizer</i>	72
Tabel 4.11. Neraca Panas Di <i>Furnance</i>	72
Tabel 4.12. Neraca Panas Di Reaktor	73
Tabel 4.13. Neraca Panas Di <i>Flash Drum</i>	73
Tabel 4.14. Neraca Panas Di Menara Distilasi 1	74
Tabel 4.15. Neraca Panas Di Menara Distilasi 2	74

Tabel 4.16. Neraca Panas Di Kristalizer	75
Tabel 4.17. Neraca Panas Di <i>Centrifuge</i>	75
Tabel 4.18. Neraca Panas Di <i>Melter</i>	76
Tabel 4.19. Gaji Karyawan	99
Tabel 4.20. Jadwal Kerja Masing-Masing Regu	103
Tabel 4.21. Harga Index CEP Pada Berbagai Tahun	104
Tabel 4.22. Harga Index Hasil Regresi Linear	106
Tabel 4.23. Rician Harga Alat	106
Tabel 4.24. <i>Fixed Capital Investment</i>	112
Tabel 4.25. <i>Manufacturing Cost</i>	113
Tabel 4.26. <i>Working Capital Investment</i>	114
Tabel 4.27. <i>General Expense</i>	114

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Garfik Impor Paraxylene 2011 - 2015	4
Gambar 1.2. Disproposionasi Toluene	15
Gambar 4.1. Tata Letak Pabrik	58
Gambar 4.2. <i>Lay Out</i> Pabrik	62
Gambar 4.3. <i>Machines Layout</i>	65
Gambar 4.4. Diagram Alir Kualitatif	77
Gambar 4.5. Diagram Alir Kuantitatif	78
Gambar 4.6. Diagram Alir Pengolahan Air Untuk Domestik	83
Gambar 4.7. Diagram Alir Pengolahan Air Untuk Kebutuhan Steam	84
Gambar 4.8. Diagram Alir Pengolahan Air Untuk Kebutuhan Pendingin	85
Gambar 4.9. Struktur Organisasi	98
Gambar 4.10. Hubungan Kapasitas Produksi Dan Biaya	116

ABSTRAK

Saat ini paraxylene banyak digunakan sebagai bahan baku pembuatan *purified terephthalic acid* (PTA) dan *dimethyl terephthalate* (DMT) dimana keduanya merupakan bahan baku pembuatan polimer seperti *polyethylene terephthalate* (PET), *polypropylene terephthalate* (PPT), dan *polybutene terephthalate* (PBT). Selain itu paraxylene juga banyak digunakan untuk bahan baku pembuatan *fiber*, pelapis cat, *emulsifier*, bahan penggosok, pewarna dan perekat, film, resin, dan lain-lain.

Pabrik direncanakan didirikan pada tahun 2023 di Cikarang, Jawa Barat dengan kapasitas sebesar 125.000 ton/tahun. Pabrik bekerja secara kontinyu selama 24 jam dalam sehari dan 330 hari selama setahun dan satu bulan *shut down* untuk perbaikan dan perawatan pabrik. Jumlah karyawan yang dipekerjakan di pabrik ini sebanyak 127 orang.

Pembuatan paraxylene menggunakan bahan baku berupa toluene dengan kemurnian 97% berat dan bahan pembantu Hidrogen dengan katalis Zeolit HZSM-05. Proses pembentukan paraxylene dilakukan di dalam reaktor *fixed bed multitube* pada suhu 450 - 470 °C dan tekanan 21 atm dengan kondisi *non-isothermal non-adiabatic*. Kemurnian paraxylene yang dihasilkan sebesar 99,50%.

Berdasarkan hasil analisis ekonomi, diperoleh *Return on Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 92,40 % dan ROI setelah pajak sebesar 46,20 %, *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 0,98 tahun dan POT setelah pajak sebesar 1,78 tahun, *Break Even Point* (BEP) sebesar 41,97%, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 33,80%, dan *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 21,51 % per tahun. Dari hasil analisis ekonomi yang telah dilakukan dan batasan yang berlaku, maka dapat disimpulkan bahwa pabrik paraxylene dari proses selektivitas disproporsionasi toluene dengan kapasitas 125.000 ton per tahun dinilai layak didirikan karena memenuhi standar persyaratan pendirian suatu pabrik.

Kata-kata kunci : Paraxylene; Reaktor fixed bed multitube; Toluene; Zeolite HZSM-05; Disproporsionasi

ABSTRACT

Paraxylene is currently widely used as the raw material to manufacture purified terephthalic acid (PTA) and dimethyl terephthalate (DMT) where both are raw material to manufacture polymers such as polyethylene terephthalate (PET), polypropylene terephthalate (PPT), and polybutene terephthalate (PBT). Furthermore paraxylene is also widely used for raw material for the manufacture of fiber, coating paint, emulsifier, polisher, dyes and adhesives, films, resins, and others.

Plant planned to be established in 2023 in Cikarang, West Java, with a capacity of 125,000 tons/year. The plant will work continuously for 24 hours in a day and 330 days a year and one month shut down for repair and the treatment plant. The number of employees employed in this plant is 127 people.

The raw material for manufacture Paraxylene is toluene with a purity 97% of the weight and auxiliary material is hydrogen and Zeolite HZSM-05 as catalyst. The process of formation of paraxylene is done in fixed bed multitube reactors at temperatures 450 - 470 °C and a pressure of 21 atm with the condition of non-isothermal non-adiabatic. The resulting paraxylene purity of 99.50%.

Based on the results of the economic analysis, obtained Return on Investment (ROI) before tax value of 92.40% and ROI after tax value of 46.20%, Pay Out Time (POT) before tax amounted to 0.98 years and POT after tax amounted to 1.78 years, Break Even Point (BEP) of 41.97%, Shut Down Point (SDP) of 33.80%, and Discounted Cash Flow Rate (DCFR) of 21.51% per year. From results analyst is economy that has been done and restrictions apply, then it can be inferred that the factory of paraxylene from selectivity Disproportionation process of toluene with a capacity of 125.000 tonnes per year considered worthy to be established because it meets the standard requirements for the establishment of a factory.

Key words : Paraxylene; Fixed bed multitube Reactors; Toluene; Zeolite HZSM-05; Disproporsionation

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 LATAR BELAKANG

Perkembangan dan pertumbuhan industri merupakan bagian dari usaha pembangunan ekonomi jangka panjang yang ditujukan untuk menciptakan struktur ekonomi yang kokoh dan seimbang, yaitu struktur dengan titik berat industri maju yang di dukung dengan sektor pertanian yang tangguh. Pada tahun 2009 Indonesia telah memasuki era globalisasi yaitu dengan adanya perdagangan bebas. Dengan adanya era ini kita dipacu untuk lebih efisien dalam melakukan terobosan-terobosan sehingga produk yang dihasilkan mempunyai harga pasar yang tinggi, daya saing, efektif dan efisien dan juga ramah terhadap lingkungan.

Salah satu jenis industri kimia yang sangat besar pengaruhnya terhadap industri kimia lainnya di Indonesia adalah *paraxylene*. *Paraxylene* adalah salah satu *isomer xylene* yang paling penting.

Saat ini, hanya terdapat dua produsen *paraxylene* di Indonesia yaitu PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama (kapasitas 550.000 ton/tahun dan PT. Pertamina (kapasitas 270.000 ton/tahun), sehingga diperoleh total kapasitas pabrik *paraxylene* di Indonesia hanya 820.000 ton/tahun (Badan Pusat Statistik, 2016).

Berdasarkan data tersebut, maka pabrik yang beroperasi saat ini belum mampu memenuhi kebutuhan *paraxylene* di Indonesia. Oleh karena itu, perlu didirikan pabrik *paraxylene* dengan kapasitas yang cukup besar. Selain itu, produksi *paraxylene* dengan proses disproportionasi *toluene* menghasilkan produk

samping yaitu *benzene* yang dapat berguna pada pembuatan bahan kimia seperti alkil *benzene*, *styrene*, *cumene*, dan lain-lain.

Disamping bahan-bahan tersebut diatas masih banyak lagi kegunaan *benzene*. Namun saat ini ternyata kegunaan *benzene* dan *paraxylene* masih merupakan bahan impor dari luar negeri. Sehingga dengan berdirinya pabrik ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan *paraxylene* di Indonesia. Selain pertimbangan diatas, pendirian pabrik ini juga didasarkan pada hal-hal berikut :

1. Mengurangi ketergantungan pada Negara asing
2. Menciptakan lapangan kerja baru, dalam hal ini juga mengurangi jumlah pengangguran.
3. Memacu pertumbuhan-pertumbuhan industri baru yang menggunakan bahan baku *paraxylene* dan *benzene*.
4. Meningkatkan lapangan pendapatan Negara dari sektor industri, serta menghemat devisa Negara.
5. Meningkatkan kualitas sumber daya manusia Indonesia lewat alih teknologi.

Dalam penentuan kapasitas rancangan pabrik yang akan didirikan ada beberapa pertimbangan, diantara nya :

1. Produksi *Paraxylene* di Indonesia

Saat ini, kapasitas produksi *paraxylene* dalam negeri masih mencapai 820.000 ton/tahun sementara pada 2017 diperkirakan kebutuhan *paraxylene* mencapai 1,25 juta ton/tahun dan akan terus meningkat setiap tahunnya.

2. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku hidrogen dapat diperoleh dari beberapa pemasok dalam negeri, antara lain PT. Pertamina Petrochina, PT. Alindo Merak, PT. Samator Gas Industri, PT. Aneka Gas Industri, PT. Air Liquide Indonesia, PT. Usaha Mulia Gas Mandiri, dan PT. Air Products Indonesia. Sedangkan, untuk produsen *toluene* di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Kapasitas produksi *toluene* dalam negeri sangat sedikit. Untuk itu, kapasitas produksi pun disesuaikan dengan jumlah *toluene* yang tersedia di dalam negeri karena kebutuhan *toluene* diperoleh seluruhnya dari dalam negeri.

Tabel 1.1. Produsen *Toluene* Dalam Negeri

Nama Perusahaan	Kapasitas (ton/tahun)
PT. Trans Pacific Petrochemical Indonesia	300.000
PT. Pertamina IV Cilacap	12.000
Total	312.000

(Kementrian Perindustrian RI)

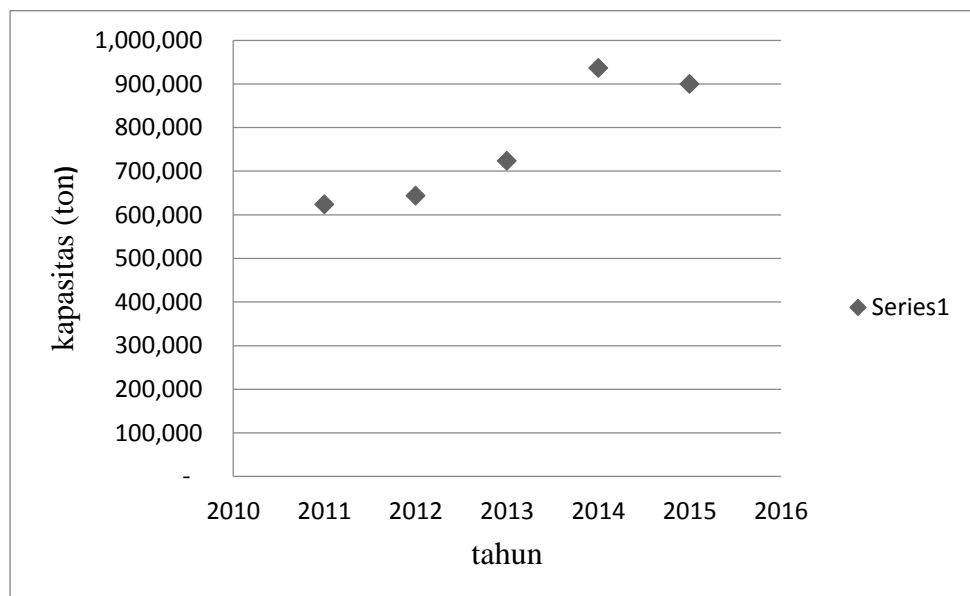
3. Proyeksi Kebutuhan *Paraxylene* di Indonesia

Data impor *paraxylene* dari tahun 2011 sampai 2015 berdasarkan data Badan Pusat Statistika menunjukkan bahwa jumlah impor *paraxylene* mengalami peningkatan dan penurunan seperti terlihat pada Tabel 1.2.

Tabel 1.2. Data Impor Paraxylene di Indonesia

Tahun	Impor Paraxylene (ton)
2011	623.773
2012	643.406
2013	723.503
2014	935.987
2015	899.201

(Badan Pusat Statistik, 2011-2015)

Gambar 1.1. Grafik impor *paraxylene* di Indonesia dari tahun 2011 – 2015

Berdasarkan data impor yang diperoleh, maka dapat diproyeksikan impor *paraxylene* dari tahun 2016 sampai tahun 2023 yang ditunjukkan pada tabel 1.3.

Tabel 1.3. Proyeksi Data Impor *Paraxylene*

Tahun	Kapasitas impor <i>Paraxylene</i> (ton)
2016	1.018.205
2017	1.102.549
2018	1.186.893
2019	1.271.237
2020	1.355.581
2021	1.439.924
2022	1.524.268
2023	1.608.612

Sekjen Asosiasi Industri Aromatik, Olefin dan Plastik Indonesia (Inaplas), Fajar Budiyo dalam berita industri yang dikeluarkan oleh Kementerian Perindustrian yang menyatakan bahwa sektor petrokimia membutuhkan pabrik baru untuk menambah memproduksi *paraxylene*. Saat ini, kapasitas produksi *paraxylene* dalam negeri masih mencapai 7.750 ton/tahun sementara pada 2017 diperkirakan kebutuhan *paraxylene* mencapai 1,25 juta ton/tahun.

Hasil proyeksi data impor yang diperoleh dengan pernyataan yang dikeluarkan oleh Sekjen Asosiasi Industri Aromatik, Olefin dan Plastik Indonesia (Inaplas) dapat dikatakan sesuai dengan selisih yang tidak besar. Selain itu, berdasarkan pernyataan tersebut, maka kemungkinan pada tahun 2018 kebutuhan *paraxylene* akan meningkat. Data mengenai kapasitas pabrik produsen *paraxylene* di dalam dan luar negeri tersaji pada Tabel 1.4.

Tabel 1.4. Kapasitas Pabrik Produsen *Paraxylene*

Nama Perusahaan	Negara	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT Pertamina	Indonesia	270.000
PT TPPI	Indonesia	550.000
Chevron Philips Chemical	USA	454.000
El Paso	Kanada	330.000
Pamex	Meksiko	280.000
Sabic-Shell	Arab Saudi	520.000
Idemitsu Petrochemical	Jepang	465.000
Mitsubishi Oil	Jepang	370.000
Samsung General Chemical	Korea	530.000
Petronas	Malaysia	350.000
Formoca Chemical & Fiber Corp	Taiwan	450.000
Thai Aromatics	Thailand	520.000

(Zagita & Adiwijaya, 2016)

Berdasarkan dari kapasitas - kapasitas pabrik yang sudah ada di dalam negeri seperti yang ditunjukkan pada table 1.4, diasumsikan bahwa sampai dengan tahun 2023 tidak ada pabrik *paraxylene* baru yang berdiri di dalam negeri, maka jumlah produksi *paraxylene* di Indonesia pada tahun 2023 sebesar 820.000 ton/tahun yaitu PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama (kapasitas 550.000 ton/tahun dan PT. Pertamina (kapasitas 270.000 ton/tahun).

Pada hasil proyeksi *import* tahun 2023 diperoleh sebesar 1.608.612 ton/tahun dan data proyeksi tersebut ditotalkan dengan jumlah kapasitas produksi

yang ada di dalam negeri, diperoleh sekitar 2.438.612 ton/tahun sebagai data pasokan (*supply*). Asumsi bahwa data pasokan (*supply*) tersebut hanya untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Pada kondisi tersebut peluang kapasitas produksi dari pabrik yang akan didirikan merupakan *substitusi import*. Berdasarkan kebutuhan tersebut maka diambil peluang kapasitas pabrik sebesar 7,8% dari nilai *import* atau sebesar 125.000 ton/tahun.

Berdasarkan pernyataan diatas, kapasitas pabrik *paraxylene* yang akan dirancang dipilih sebesar 125.000 ton/tahun. Di asumsikan dengan kapasitas tersebut sudah mendapatkan keuntungan yang cukup besar.

1.2 TINJAUAN PUSTAKA

1.2.1 *Paraxylene*

Paraxylene atau yang disebut juga 1,4 dimetilbenzen 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*. Dengan menggunakan proses disproporsionasi *toluene*, bahan baku hidrogen dapat diperoleh dari beberapa pemasok dalam negeri dan bahan baku *toluene* dapat diperoleh dari PT. Trans Pacific Petrochemical Indonesia. Proses tersebut menghasilkan produk samping yang juga bermanfaat yaitu *benzene*.

Dari ketiga isomer *xylene* (para, ortho, dan meta), *paraxylene* memiliki pasar komersial yang paling besar. Hal ini dikarenakan *paraxylene* merupakan

bahan baku pembuatan *purified terephthalic acid* (PTA) dan *dimethyl terephthalate* (DMT). Perkembangan industri *purified terephthalic acid* (PTA) sangat pesat, bahkan di Indonesia terdapat lima produsen *purified terephthalic acid* (PTA) yang beroperasi dengan kapasitas total sebesar 4.070.000 ton/tahun. Kemudian, selanjutnya *purified terephthalic acid* (PTA) dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan polimer seperti *polyethylene terephthalate* (PET), *polypropylene terephthalate* (PPT), dan *polybutene terephthalate* (PBT). Selain itu, paraxylene banyak digunakan untuk bahan baku pembuatan *fiber*, pelapis cat, *emulsifier*, bahan penggosok, perekat, film, resin, dan lain-lain.

Sedangkan jika dikehendaki juga dapat diambil *metaxylene* dan *orthoxylyene* sebagai hasil samping, dimana kegunaan dari kedua isomer *paraxylene* diatas adalah sebagai berikut:

1. Orthoxylyene

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

2. Metaxylene

Bahan ini dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan *isophthalic acid* yang pada konversi lebih lanjut akan diubah menjadi *polyester* resin dan *alkyl* resin juga. Disamping itu *metaxylene* juga digunakan untuk *isophthalonytril*.

1.2.2 Macam-macam Proses

Proses pembuatan *paraxylene* dapat dilakukan dengan menggunakan beberapa proses yang berbeda, antara lain :

a. Adsorpsi dan Isomerasi Xylene

Proses dengan proses adsorpsi dan isomerasi ini ada berbagai macam antara lain :

1. Proses Mobil Oil Cooperation

C8 aromatis dipompa ke adsorber untuk menyerap *paraxylene* dengan adsorbent AD (*Barium Oxide on Silica Aluminium Support*) yaitu molekular *sieve adsorbent* temuan UOP. Zat ini merupakan materi zeolitik yang memiliki afinitas penyerapan hanya terhadap *paraxylene*. Jumlah stage dalam adsorber dibuat agar *paraxylene* dalam campuran dapat terserap dalam pori-pori *adsorbent*. Sedangkan campuran *xylene* yang tidak terserap dikirim ke aliran *recycle*.

Desorben *para-diethylbenzene* digunakan sebagai larutan pencuci untuk mengambil komponen *paraxylene* dari pori-pori adsorben. Sebelum masuk reaktor, umpan dipanaskan dalam furnace agar sesuai dengan kondisi reaktor kemudian reaksi isomerasi terjadi. Isomerasi katalitik ini digunakan katalis jenis ZSM-5 yang menghasilkan konversi total 80,3% dengan konversi *ethylbenzene* 31,6%, *ortoxylene* 26,4%, *metaxylene* 22,3% sehingga untuk memperoleh kemurnian maksimal perlu bahan baku dengan kemurnian tinggi.

Reaksi terjadi secara eksotermis reversibel dengan selectiviti *paraxylene* total 30%. Sistem operasi reaktor non-isotermal non-adiabatis. Reaksi terjadi dalam tube katalis pada suhu 380⁰C dan tekanan 9 atm. Produk keluaran reaktor diturunkan tekanannya menjadi atmosferik dengan menggunakan ekspander. Aliran gas di kirim ke separator, di dinginkan dalam kondensor sampai kondisinya antara *dew point* dan *bubble point* sehingga aliran terpisah antara gas dan cairan. H₂, CH₄, dan C₇H₈ terpisah sebagai hasil atas dan dikirim ke *off gas* sedangkan aliran bawah C₈ aromatis dan sedikit toluene dikirim ke menara distilasi untuk dimurnikan dan diambil toluennya kemudian dikirim ke *mixing tank* untuk dicampur dengan umpan segar.

2. Proses Kombinasi Aromax dan Isolene (Kombinasi Adsorpsi dan Isomerisasi)

Proses kuno pemisahan C₈ aromatis dengan menggunakan fraksional kristalisasi hanya akan memperoleh 50% dari aliran umpan sedangkan hasil yang tinggi tidak dimungkinkan karena adanya formasi eutetik yang akan mengurangi kemurnian produk. Proses Aromax mengembangkan substansi yang membuat proses lebih ekonomis dengan menyusun seri padatan *adsorbent* yang dapat mengadsorpsi secara selektif isomer tertentu dari campuran *xylene*. Proses isolene dikembangkan untuk mengisomerisasi keluaran ini untuk memperbanyak hasil C₈ aromatis.

Aromax adalah kolom adsorpsi yang terdiri dari stage yang saling bebas dan secara horizontal disusun seri berisi adsorbent susunan *fixed bed*. *Mixed xylene* dilewatkan dalam adsorber dan rafinat yang terdiri dari sejumlah kecil

dialirkan lagi ke beberapa stage adsorpsi tersebut untuk memurnikan *paraxylene* dan memperbanyak kontak antara *adsorbent* dan umpan. *Paraxylene* yang telah teradsorpsi didesorpsi dengan senyawa aromatik tertentu yang akan terpisah ke atas dan akan kemudian diekstraksi. *Desorbent* direcycle ke adsorber setelah didestilasi.

Larutan induk yang berasal dari langkah Aromax dicampur dengan hidrogen dan dipanaskan hingga suhu reaksi kemudian dikirim ke reaktor *fixed bed* adiabatik. Keluaran reaktor didinginkan dan dipisahkan menjadi liuid dan fase gas. Produk xylene di *recycle* ke unit aromax lagi. Satu aliran hasil C₈ aromatis didapatkan lagi 98%. Tekanan reaktor berkisar 24 – 31 atm dan suhu 250 – 450⁰C.

3. Kristalisasi dan Isomerisasi Xylene (Proses Isomar Maruzen)

Proses ini digunakan untuk mengkristalkan dan mengisomerisasikan *mixed* C₈ aromatis menjadi *paraxylene* dengan kemurnian tinggi hingga 99,9% dari umpan yang mengandung 32% *xylene*. Aromatik berat dan ringannya dapat digunakan dalam campuran bensin dengan octane number 92 atau lebih.

Pada tipe proses ini, xylene berisi 15 – 20% *paraxylene* yang didinginkan pada precooler –40⁰C kemudian dilewatkan melalui heat exchanger yang suhunya dijaga pada –70⁰C dengan pendinginan luar memakai ethylene. *Slurry* kristal *paraxylene* dilewatkan ke holding tank kemudian secara bertahap dilewatkan ke centrifuge. Tiap centrifuge dilengkapi dengan tanki pelelehan. Sisa *mother liquor* dialirkan sebagai *cooling medium* dalam *precooler*. Centrifuge dibuat secara kontinyu.

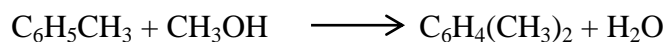
Kristal mentah dari centrifuge mengandung 80% *paraxylene* lalu dilelehkan dan dikristalkan kembali hingga kemurnian 95%. Kapasitas unit kristalisasi kedua kurang dari 1/8 unit kristalisasi pertama tapi mempunyai desain yang hampir sama.

Dengan *recycle filtrate* semua *paraxylene* dapat diperoleh semua. Sisa larutan induk dari centrifuge stage pertama dilewatkan ke reaktor *fixed bed* katalis silica alumina pada tekanan atmosfer. Katalis mempunyai selektifitas terhadap *paraxylene* dan menjaga aromatik dapat ter *recorvery* 100%.

4. Alkilasi Toluene

Bahan bakunya adalah *toluene* dan *methanol* sebagai pemberi gugus alkyl. Umumnya disebut *methylasi* dari *toluene*. Gugus *methyl* dari *methanol* akan masuk pada senyawa *benzene* dan membentuk *paraxylene*.

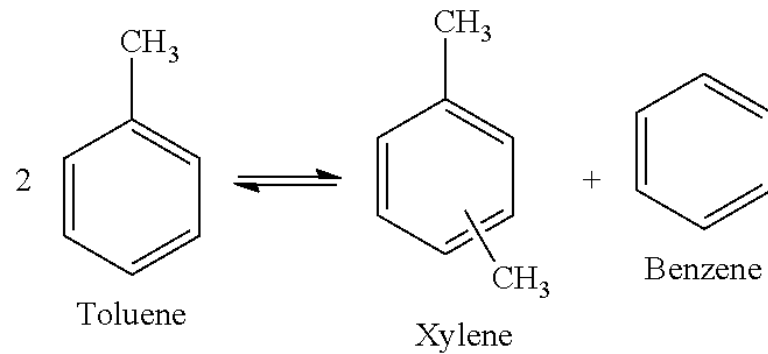
Reaksi Utama :



Toluene Methanol p-xylene air

5. Disproporsionasi Toluene

Proses disproporsionasi *toluene* merupakan proses transkilasi secara katalitik, di mana *toluene* dikonversi menjadi *benzene* dan *xylene*. Dua mol *toluene* menjadi satu *benzene* dan satu *xylene*, seperti gambar berikut ini:



Gambar 1.2. Disproporsionasi Toluene

Xylene yang terbentuk dari campuran ini adalah *mixed xylene* dan *benzene*. *Paraselectivity* adalah jumlah proporsi *paraxylene* (p-xylene) dalam total campuran xylene. Dari percobaan yang dilakukan oleh Young Butter dan Kaeding (Journal of Catalyst, 1982) di dapatkan bahwa penggunaan katalis ZSM-5 zeolit pada reaksi disproporsionasi *toluene* akan menghasilkan *paraxylene* dengan konsentrasi 70–90% dalam *mixed xylene* tersebut. Konsentrasi ini jauh lebih besar dibandingkan dengan konsentrasi *paraxylene* dalam kesetimbangan yang hanya mencapai 24%. Kenaikan *paraselectivity* pada katalis ZSM-5 ini disebabkan oleh adanya kontrol dispersi secara selektif dari pori-pori katalis. *Benzene* yang terbentuk dari reaksi disproporsionasi *toluene* dapat dengan cepat meninggalkan permukaan katalis, kemudian diikuti oleh *paraxylene*.

Sedangkan, *ortho-xylene* dan *meta-xylene* memiliki waktu tinggal di dalam katalis yang lebih lama, hal ini disebabkan oleh difusivitas dari keduanya yang lebih rendah dibanding *paraxylene*. Proses disproporsionasi *toluene* telah dikembangkan oleh beberapa perusahaan seperti Mobil di Enichem Refinery yang diberi nama MSTDP (*Mobil Selective Toluene Disproportionation Process*).

Sedangkan, proses produksi *paraxylene* di Indonesia dilakukan oleh Pertamina yang menggunakan disproporsionasi *toluene* dengan proses UOP. Proses PxMax menghasilkan kemurnian produk *paraxylene* yang lebih tinggi, total *yield* dari *xylene* yang lebih baik, dan rasio *xylene benzene* yang lebih baik pula, serta kebutuhan hidrogen dapat ditekan sehingga dapat diperoleh keuntungan yang lebih besar.

Berdasarkan penjelasan masing-masing proses produksi *paraxylene* di atas, maka perbandingan dari semuanya dapat ditampilkan dalam Tabel 1.5.

Tabel 1.5. Perbandingan Proses Produksi Paraxylene

Nama Proses	Ekstraksi Aromatis (UOP)	Metilasi Toluen	Kristalisasi dan Isomerisasi Xylene (Isomar, Maruzen)	Adsorpsi dan Isomerisasi Xylene (Aromax, UOP)	Disproporsionasi Toluen PxMax (ExxonMobil)
Bahan	C8 aromatis	Toluen,metanol	C8 aromatis	C8 aromatis	Toluen
Alat Proses	Ekstraktor	<i>Fixed bed reactor</i>	Kristalizer dan <i>fixed bed reactor</i>	Adsorber dan <i>fixed bed reactor</i>	<i>Fixed bed reactor</i>
Reaksi Samping	Tidak ada	Ada (2)	Tidak ada	Tidak ada	Tidak ada
Suhu Operasi	87°C	440°C	-18°C	450°C	470°C
Tekanan Operasi	1 atm	2,4 atm	10 atm	24 atm	21 atm
Katalis	Tidak ada	Zeolit	Tidak ada	1-9 <i>support</i> Ba	ZSM-5
Kemurnian paraxylene	88%	90%	95%	90%	99,5%
Ekonomi	Memerlukan banyak <i>solvent</i> generator	Banyak reaksi samping	Hanya untuk kapasitas kecil	Modal besar dan pemurnian produk tidak Efisien	Umur katalis panjang

Dari beberapa proses diatas, keuntungan proses disproporsionasi *toluene* adalah :

1. Reaksi disproporsionasi *toluene* tidak mempunyai reaksi samping sedangkan reaksi alkilasi *toluene* mempunyai reaksi samping yang cukup banyak (hingga tiga reaksi samping).

2. Reaksi disproportionasi *toluene* mempunyai produk samping *benzene* yang cukup besar, namun dalam hal ini *benzene* dapat diolah untuk dijual.

1.2.3 Kegunaan Produk

A. Produk Utama : Paraxylene

Kegunaan utama dari komersial *paraxylene* adalah sebagai solvent dalam industri kimia dan campuran bensin. *Paraxylene* juga digunakan sebagai bahan mentah dari beberapa produk intermediete seperti *xylidines*, *phthalic anhidrid*, *terephthalic acid* dan *isophthalic acid*. Dalam penggunaan di bidang kimia o-xylene banyak digunakan dalam oksidasi *phthalic anhidrid*. Metaxylene banyak dikonversi dengan oksidasi menjadi *isophthalic acid*, tapi kebanyakan digunakan untuk nitrasi pada xylidine.

Di dalam industri *paraxylene* mempunyai banyak kesamaan penggunaan dengan *toluene* yang digunakan sebagai *solvent* dalam penguapan. *Paraxylene* juga digunakan sebagai bahan pembersih kering untuk *spotting*. *Toluene*, *paraxylene* juga digunakan sebagai pelindung lapisan, sebagai pelarut dalam resin.

Adapun gambaran proses pemakaian *paraxylene* dalam berbagai macam industri tercantum dalam Tabel 1.6.

Tabel 1.6. Penggunaan Paraxylene dalam Industri

No.	Jenis Penggunaan	Proses Pemakaian
1.	PTA	Bahan baku produk <i>intermediate</i> PTA
2.	<i>Solvent</i> penguapan	Ditambahkan pada zat yang akan diuapkan sehingga prosesnya lebih cepat
3.	<i>Xylidine</i>	Nitrasi senyawa xylene menjadi nitroxylene dan diubah menjadi <i>xylidine</i>
4.	Serat Sintesis Dakron	Paraxylene dioksidasi dicampur metanol dan <i>ethyl glycol</i>
5.	Petroleum	Komponen aviasi dan sebagai campuran bensin dengan harga antiknok tinggi
6.	Emulsifier dari fungisida dan insektisida	Pelarutan <i>toxaphene</i> , <i>hexachlorobenzene</i>
7.	<i>Solvent</i> resin	Pelarut resin alam, phenol murni, <i>vinyl</i> , <i>styrene</i> , resin akrilik, resin maleic, karet, <i>melamine</i> , fenol, fenol <i>formaldehyde</i>
8.	Pewarna	Digunakan untuk fotografi, lithographi, cetak sutera, batik, dll
9.	Perekat	Dicampur dengan karet sintesis, neoprena, perbunan.
10.	Hidrotoping agent	Reaksi sulfonasi untuk pembedaan kelarutan pada pemisahan isomer
11.	Bahan penggosok	Penghilang spotting untuk pengeringan kering
12.	Xylenols	Sulfonasi yang dilanjutkan dengan desulfonasi sebagai bahan pembakaran kaustik.

B. Produk Samping

Benzene banyak digunakan dalam industri sebagai :

1. Bahan pelarut dalam keperluan operasi ekstraksi dan distilasi
2. Bahan baku untuk pembuatan senyawa kimia organik lain atau intermediate dari produk – produk komersial, misalnya : styrene, cumene cyclohexane, alkyl benzene, deterjen alkylate, nitrobenzene, dan chlorobenzene.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk

1. Paraxylene (Produk Utama)

Sifat - Sifat Fisis :

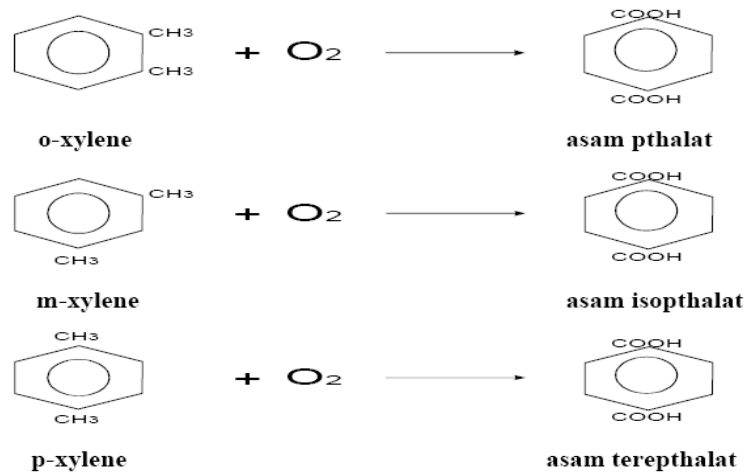
- Fasa (T dan P kamar) : cair
- Berat molekul : 106,168 g/mol
- Densitas (20⁰C) : 0,861 g/ml
- Kemurnian : min 99,5% wt
 - M-xylene : max 0,30% wt
 - O-xylene : max 0,15% wt
 - Toluene : max 0,05% wt
- Titik didih (P = 1 atm) : 138,36⁰C
- Titik beku (P = 1 atm) : 13,26⁰C
- Temperature kritis : 343,05⁰C
- Tekanan kritis : 34 atm
- *Auto ignition* : 590⁰C

(Kirk, R.E and Othmer D.F)

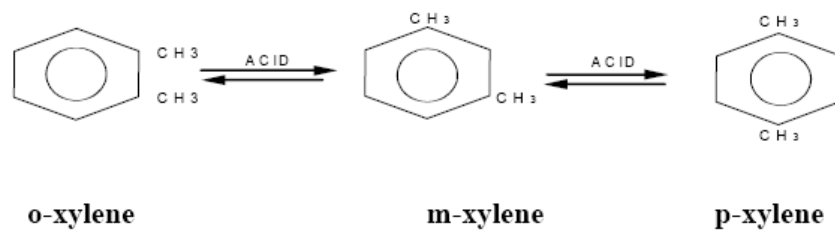
Sifat-Sifat Kimia :

Xylene disini terdapat 3 isomer yang mempunyai sifat – sifat kimia sebagai berikut :

1. Mengalami reaksi oksidasi :



2. Mengalami reaksi isomerisasi :



3. Sulfonasi dan Desulfonasi

Paraxylene paling sulit bereaksi dalam sulfonasi dibandingkan dengan isomer-isomer lainnya karena karakteristik sifat ini, maka dapat digunakan untuk pemisahannya dengan isomer lainnya. Sodium xylene sulfonat banyak digunakan untuk pemisahan kelarutan / *hidrotoping agent*.

2. Benzene (Produk Samping)

A. Sifat – Sifat Fisis :

- Rumus molekul : C_6H_6
- Berat molekul : 78,114 g/mol
- Kemurnian : 99,7% wt
 - Toluene : max 0,3% wt
- Fasa (pada T, P kamar) : cair
- Density (20^0C) : 0,879 g/ml
- Titik beku : $5,5^0C$
- Titik didih : $80,1^0C$
- Temperatur kritis : $288,5^0C$
- Tekanan kritis : 47,7 atm

(Kirk, R.E and Othmer D.F)

B. Sifat – Sifat Kimia :

1. Substitusi

Dalam kondisi yang sesuai, satu atau lebih atom hidrogen pada *benzene* dapat digantikan dengan atom halogen atau pun gugus nitro, sulfonat dan lainnya.

2. Oksidasi

Benzene dapat dioksidasi menjadi produk – produk yang berlainan. Dengan katalisator seperti permanganat atau asam kromat, *benzene* teroksidasi menjadi air dan CO_2 .

2.2 Spesifikasi Bahan Baku

1. Toluene (C₇H₈)

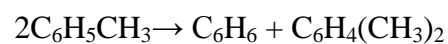
a. Sifat – sifat Fisis:

- Berat Molekul : 92,141 g/mol
- Fasa : cair
- Titik Didih (P= 1 atm) : 110,6⁰C
- Titik Beku (P= 1 atm) : - 95,2⁰C
- Temperatur Kritis : 318,6⁰C
- Kemurnian : 97 % wt
- Benzene : max 3%
- Volume Kritis : 0,316 m³/mol
- Tekanan Kritis : 40,56 atm
- *Density* pada 25⁰C : 0,8623 g/cm³

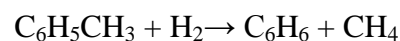
(Kirk, R.E and Othmer D.F)

b. Sifat Kimia :

1. Reaksi Disporposionasi



2. Reaksi Dealkilasi Toluene



Reaksi ini terjadi antara suhu 550-650⁰C dan tekanan 40 - 80 atm

(Oxtoby et al.,1999).

2. Hidrogen

Sifat - sifat Fisis :

- Berat Molekul : 2,016 g/mol
- Fasa : gas
- Titik Didih (P= 1 atm) : - 252,8⁰C
- Titik Beku (P= 1 atm) : -259,2⁰C
- Suhu Kritis : -239,95⁰C
- Tekanan Kritis : 12,83 atm
- Kemurnian : min 99,9% wt

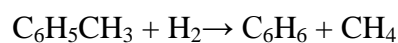
Impurities

- Metana : max 0,1% wt
 - Berat molekul : 2,016 g/mol
 - Titik didih : -252,7⁰C
 - Titik beku : -259,15⁰C
- Volume Kritis : 0,065 m³/mol
- *Density* pada 25⁰C : 0,0352 g/cm³
- Viskositas pada 25⁰C : 0,013 Cp

(Kirk, R.E and Othmer D.F)

Sifat Kimia :

1. Reaksi Dealkilasi Toluene



Reaksi ini terjadi antara suhu 550 – 650⁰C dan tekanan 40 - 80 atm.

(Oxtoby, et al., 1999).

3. Bahan Pembantu Katalis Zeolite ZSM-5

- Fasa : padat
- Bentuk : granul (butiran bola kecil)
- Diameter : 0,738 cm
- ρ (densitas) : $1,79 \text{ gr/cm}^3 = 1790 \text{ kg/m}^3$
- porositas : 0,365
- Ukuran pori – pori : 2 – 4,3 Å

(US 7902414 B2)

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 :

1. *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.

2. *Flow rate*

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

3. *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 pra rancangan 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 Uraian Proses

Pada prarancangan pabrik pembuatan paraxylene ini mempunyai lima tahapan langkah proses yaitu :

A. Tahap Penyimpanan Bahan Baku

Tahap penyimpanan bahan baku digunakan untuk menyimpan bahan baku sementara sebelum digunakan untuk proses produksi. Bahan baku *toluene* disimpan dalam tangki penyimpanan (T-01) tipe *Cylindrical Vertikal Tank* dalam bentuk cair dan bersifat *volatile* (mudah menguap). Gas H_2 *make up* dialirkan secara *in line* dengan menggunakan pipa dari PT. *Air Product* Indonesia, Cikarang, Jawa Barat, Indonesia.

B. Tahap Penyiapan Bahan Baku

Toluene (C_7H_8) yang merupakan bahan baku dengan kemurnian 97% dipompa dengan menggunakan pompa (P-01) dari tangki bahan baku (T-01), kemudian menuju *vaporizer* (V-01) untuk diuapkan. Kemudian dari *vaporizer* (V-01) masuk kedalam *compressor* (K-01) hingga tekanannya mencapai 21 atm dan suhunya pun naik menjadi $266,23^{\circ}C$. lalu dari *compressor*, suhu dinaikkan menggunakan *furnance* (FC-01) hingga suhunya mencapai $470^{\circ}C$ untuk menyesuaikan suhu dan tekanan di dalam reaktor (R-01).

Hidrogen sebagai bahan pembantu dimasukkan pada awal proses bersama dengan umpan uap toluene. Hidrogen bersifat impurities sehingga tidak ikut

bereaksi dan nantinya dipisahkan dari senyawa-senyawa lain dengan menggunakan *Flash Drum* (FD-01).

C. Tahap Reaksi dalam reaktor

Reaksi yang terjadi di dalam reaktor ini adalah reaksi Disproporsionasi Toluene yang membentuk *paraxylene* sebagai produk utama dan *benzene* sebagai produk samping. Umpan reaktor (R-01) yang berupa gas yang bersuhu 470°C dan tekanan 21 atm dimasukkan ke dalam reaktor *fixed bed multitube non-adiabtic non-isothermal* yang menggunakan katalis *zeolite* tipe HZSM-5. Reaksi yang terjadi didalam reaktor adalah reaksi eksotermis.

D. Tahap Pemisahan dan Pemurnian Produk

Suhu keluaran reaktor (R-01) di turunkan dengan menggunakan *condenser* (CD-01) dan tekanan keluaran reaktor (R-01) diturunkan dengan menggunakan *expander* (E-01) hingga 1 atm sebelum masuk ke *Flash Drum* (FD-01). Di flash drum terjadi pemisahan antara fraksi yang *condensable* dan *non-condensable*. Fraksi *non-condensable* yaitu berupa *hydrogen*, metana dan campuran *toluene* yang terikut keatas akan dialirkan ke unit utilitas untuk dimanfaatkan sebagai bahan bakar boiler dan sisanya diumpankan ke Menara Destilasi (D-01)

Dari hasil atas Menara Destilasi (D-01) diumpankan ke Menara Destilasi (D-02), kemudian hasil atas Menara Destilasi (D-02) diperoleh *benzene* sebagai destilat. *Benzene* kemudian didinginkan oleh *cooler* (CL-01) lalu di simpan di tangki penyimpanan produk *benzene* (T-02). Hasil bawah Menara Destilasi (D-02) berupa *toluene* dan campuran lainnya yang akan di *recycle* kembali ke *Furnance* (F-01).

Untuk hasil bawah dari menara destilasi (D-01) di masukkan ke Kristalizer (CR-01) untuk mengkristalkan *paraxylene*. *Paraxylene* yang telah mengkristal

dipisahkan dari *mother liquor* dengan menggunakan centrifuge (CF-01), lalu Kristal *paraxylene* dilelehkan di melter (MT-01) sebelum disimpan di tangki penyimpanan produk *paraxylene* (T-03).

E. Tahap Penyimpanan Produk

Benzene yang diperoleh sebagai hasil atas Menara Destilasi (D-02) dipompa menuju tangki penyimpan (T-02) tipe *cylindrical vertical tank* pada suhu 30⁰C dan dengan tekanan 1 atm karena bersifat *volatile*.

Paraxylene dalam fasa cair dipompa dari Melter (ML-01) menuju tangki penyimpan (T-03) tipe *cylindrical vertical tank* pada suhu 30⁰C dan dengan tekanan 1 atm karena bersifat *volatile* juga. Kemudian produk *paraxylene* dan produk *benzene* siap untuk dipasarkan.

3.2 Spesifikasi Alat/Mesin Produk

Spesifikasi alat pada pabrik *Paraxylene* dirancang dengan pertimbangan dua hal yaitu efisiensi dan optimasi proses. Adapun spesifikasi masing-masing alat yang digunakan pada pabrik *Paraxylene* dari proses selectivitas disproporsionasi *toluene* yaitu:

1. Tangki Penyimpanan Bahan Baku Toluene (T-01)

Fungsi : Menyimpan *Toluene* dalam bentuk cair sebagai bahan baku.

Jumlah : 1 Buah

Tipe : *Cylindrical Vertical Tank, Conical Roof*

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-283 Grade C*

Kondisi Operasi

Suhu : 30⁰C

Tekanan : 1 atm

Kondisi penyimpanan : cair

Waktu Penyimpanan : 1 bulan

Dimensi

Diameter : 44,1960 m

Tebal Head : 2 7/16 in

Tinggi : 17,9950 m

Harga : \$19.953

2. Tangki Penyimpanan Produk *Benzene*

Kode : T-02

Fungsi : Menyimpan produk *benzene*

Tipe : *Cylindrical Vertical Tank, Conical Roof*

Jumlah : 1 buah

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA 283 grede C*

Kondisi Operasi

Suhu	: 30 ⁰ C
Tekanan	: 1 atm
Kondisi penyimpanan	: cair
Waktu Penyimpanan	: 30 hari

Dimensi

Diamater	: 32,6136 m
Tebal Head	: 1 8/16 in
Tinggi	: 13,3140 m
Harga	: \$20.204

3. Tangki Penyimpanan Produk *Paraxylene*

Kode	: T-03
Fungsi	: Menyimpan produk <i>paraxylene</i>
Tipe	: <i>Cylindrical Vertical Tank, Conical Roof</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel SA 283 grede C</i>
Jumlah	: 1 buah

Kondisi Operasi

Suhu	: 30 ⁰ C
Tekanan	: 1 atm
Kondisi penyimpanan	: cair
Waktu Penyimpanan	: 30 hari

Dimensi

Diameter	: 38,1 m
Tebal Head	: 1 14/16 in
Tinggi	: 15,5253 m
Harga	: \$19.451

4. Vaporizer (V-01)

Kode	: VP-01
Fungsi	: Menguapkan campuran umpan <i>toluene</i> sebelum masuk <i>furnance</i> .
Tipe	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>

Kondisi Operasi

<i>Tube Side</i>	: <i>Steam</i>
Suhu masuk <i>tube</i>	: 170 ⁰ C
Suhu keluar <i>tube</i>	: 125 ⁰ C
Kapasitas	: 25304304,3964 kg/jam
Panjang	: 7,62 m
Jumlah	: 151
OD	: 0,0191 m
BWG	: 16
<i>Pitch</i>	: 0,0254 m
<i>Passes</i>	: 2
<i>Pressure Drop</i>	: 0,0311 psi

Spesifikasi

<i>Shell Side</i>	: Fluida Dingin
Suhu masuk <i>shell</i>	: 30 ⁰ C
Suhu keluar <i>shell</i>	: 110 ⁰ C
Kapasitas	: 49706,5025 kg/jam
IDs	: 0,3874 m
<i>Passes</i>	: 1
Luas Transfer Panas	: 763,4896 ft ²
Uc	: 1497,7161 W/m ² ⁰ K
Ud	: 195,76 W/m ² ⁰ K
Rd	: 0,0044 m ² ⁰ K/W
<i>Pressure Drop</i>	: 5.9424 psi
Harga	: \$40.000

5. Furnance (F-01)

Kode	: F-01
Fungsi	: Menaikan suhu campuran umpan dari 266,23 ⁰ C menjadi 470 ⁰ C dengan menggunakan gas panas hasil pembakaran fuel oil dengan suhu 537,7 ⁰ C
Jenis	: <i>Fired Heater Tipe Fire Box</i>
Material	: Bata tahan api
Beban Panas	: 161841,6143 Kj/jam

Kondisi operasi

Tekanan	: 21 atm
---------	----------

Gas dalam tube : Uap umpan

Suhu gas masuk : 266,23 °C

Suhu gas keluar : 470 °C

Gas dalam *shell* : *fuel oil*

Suhu pembakaran : 537,78⁰C

Dimensi

Lebar : 3,0480 m

Tinggi : 4,5720 m

Harga : \$27.105

6. Reaktor (R-01)

Kode : R - 01

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi Dispropionasi *toluene* untuk membentuk paraxylene dengan katalis HZSM-5.

Tipe : Reaktor *Fix Bed Multitube*

Bahan : *Low-alloy SA-302 grade B*

Kondisi Operasi

Suhu : 445 - 470 °C

Tekanan : 21 atm

Spesifikasi

a. Katalisator

Bahan : Zeolite HZSM-5

Bentuk : Granular

Umur : 3-5 Tahun

Diameter : 0,0074 m
 Porositas : 0,365
 Densitas : 1790 kg/m³

b. Tube

Tube Side : uap umpan
 Suhu masuk tube : 470⁰C
 Suhu keluar tube : 454,32⁰C
 Jumlah Tube : 5502 Buah
 Panjang Tube : 6,7500 m
 IDT : 0,0525 m
 ODT : 0,0605 m
 Susunan : *Triangular*, dengan *Pitch*
Pitch : 0,0756 m
 Material : *Low-alloy SA-302 grade B*

c. Shell

Shell side : Downterm
 Suhu masuk shell : 30⁰C
 Suhu keluar shell : 229⁰C
 Reaksi : Eksotermis
 Ids : 5,8872 m
 Jumlah : 1
 Jumlah Pass : 1
 Meterial : *Low-alloy SA-302 grade B*

d. *Head*

Bentuk : *elliptical dished head*

Tinggi : 1,4329 m

Tebal : 0,0699 m

e. Reaktor

Tinggi : 8,1829 m

Harga : \$587.700

7. Flash Drum (FD-01)

Kode : FD-01

Fungsi : Memisahkan H₂ dari komponen benzene, toluene
dan xylene

Tipe : *Vertical Drum*

Bahan konstruksi : *Carbon Steel SA-285 Grade C*

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 70 °C

Dimensi

Diameter : 1,3716 m

Tinggi : 5,1867 m

Tebal Shell : 0.1875 in

Tebal Head : 0.1875 in

Harga : \$ 15.100

8. Menara Destilasi 1 (MD-01)

Kode	: MD-01
Fungsi	: Memisahkan <i>Benzene</i> dari <i>toluene</i> dan <i>Xylene</i>
Tipe	: <i>Plate tower, dengan sieve tray</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Jumlah plate actual	: 39 Buah
Lokasi umpan masuk	: 26 Plate dari bawah

Kondisi Operasi

Kondisi umpan	: suhu	: 110,6859 °C
	Tekanan	: 1,1 atm
Kondisi atas	: Suhu	: 106,5130 °C
	Tekanan	: 2,18 atm
Kondisi bawah	: Suhu	: 141 °C
	Tekanan	: 2,52 atm
Dimensi Menara	: Diameter kolom atas	: 3,0276 m
	Diameter kolom bawah	: 3,0276 m
	Tinggi	: 14,9014 m
	Tebal head atas	: 5/16 in
	Tebal Head Bawah	: 5/16 in
	Tebal shell enriching	: 1/4 in
	Tebal shell stripping	: 1/4 in
	Jenis Head	: <i>Torispherical dished head</i>
	Harga	: \$ 40.800

9. Menara Destilasi 2 (MD-02)

Kode	: MD-02
Fungsi	: Memisahkan <i>Toluene</i> dari <i>Xylene</i>
Tipe	: Menara <i>Plate</i> dengan <i>Stave Tray</i>
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Jumlah Plate actual	: 21 Buah
Lokasi umpan masuk	: 14 Plate dari bawah

Kondisi Operasi

Kondisi umpan	: suhu	: 106,5132 °C
	Tekanan	: 1,1 atm
Kondisi atas	: Suhu	: 84 °C
	Tekanan	: 2,18 atm
Kondisi bawah	: Suhu	: 112 °C
	Tekanan	: 2,52 atm
Dimensi Menara	: Diameter kolom atas	: 4,2954 m
	Diameter kolom bawah	: 4,2954 m
	Tinggi	: 9,0004 m
	Tebal head atas	: 5/16 in
	Tebal Head Bawah	: 5/16 in
	Tebal shell enriching	: 1/4 in
	Tebal shell stripping	: 1/4 in
	Jenis Head	: <i>Torispherical dished head</i>
	Harga	: \$ 37.200

10. Crisralizer (CR-01)

Kode : CR-01

Fungsi : Mengkristalkan *paraxylene*

Bahan Konstruksi : *low allow Steel SA-204 grade C*

Tipe : Swenson – Walker

Kondisi Operasi

Suhu masuk : 50⁰C

Suhu keluar : 10⁰C

Tekanan : 1 atm

Dimensi

Tinggi : 0,6604 m

Lebar : 0,6096 m

Panjang : 3,0480 m

Tebal *shell* : 0,1875 in

Pengaduk

Jenis : *Spiral agitator*

Kecepatan : 70 rpm

Daya : 0,5 Hp

Diameter : 0,6046 m

Pendingin

Tipe : *jacket*

Bahan Pendingin : Amoniak

Suhu masuk : -30⁰C

Suhu keluar : -20⁰C

Jumlah Pendingin : 71075,21633 kg/jam

Harga : \$60.987

11. Centrifuge (CF-01)

Kode : CF-01

Fungsi : Memisahkan Kristal *Paraxylene* dari keluaran kristalizer

Tipe : *Helical Conveyor Centrifuge (Solid Bowl)*

Material : *Steinless Steel SS 304*

Kondisi Operasi

Suhu : 10 °C

Tekanan : 1 atm

Diameter : 2,54 m

Panjang *Bowl* : 7,62 m

Waktu Tinggal : 30 sekon

Kecepatan Putar : 9000 rpm

Tenaga Motor : 1 hp

Harga : \$402.000

12. Melter (ML-01)

Kode : MT-01

Fungsi : Melelehkan kristal *Paraxylene*

Jenis : *Agitated Melter*

Bahan konstruksi : *Carbon Steel grade C*

Kondisi operasiSuhu masuk : 10⁰CSuhu keluar : 30⁰C

Pemanas : air

Suhu masuk : 30⁰CSuhu keluar : 10⁰C**Dimensi**

Diameter Tangki : 0,8623 m

Tinggi Tangki : 3,0097 m

Daya Motor : 3 Hp

Harga : \$19.500

13. Condensor (CD-01)

Kode : CD-01

Fungsi : mengkondensasikan keluaran reaktor

Jenis : *Shell and Tube Condensor*Bahan : *Carbon Steel SA.283 Grade C***Kondisi Operasi***Shell side* : Uap campuran

Fluida Masuk : 351,43 °C

Fluida Keluar : 70°C

Luas Transfer Panas : 1573,73 ft²

: ID : 0,5906 m

Passes : 1

<i>Tube side</i>	: Air
Suhu air masuk	: 30 ⁰ C
Suhu air keluar	: 70 ⁰ C
	: Length : 6,096 m
	OD, BWG, Pitch : 0,75 in, 16 BWG, 1 in
	Passes : 1
Pressure Drop shell side	: 0,7685 psi
Pressure Drop tube side	: 0,4895 psi
Harga	: \$ 71.700

14. Condensor (CD-02)

Kode	: CD-02
Fungsi	: mengkondensasikan hasil Menara Distilasi 01
Jenis	: <i>Shell and Tube Condensor</i>
Bahan	: <i>Carbon Steel SA.283 Grade C</i>

Kondisi Operasi

Shell side	: uap umpan
Suhu Masuk	: 106,5 ⁰ C
Suhu Keluar	: 106,5 ⁰ C
Luas Transfer Panas	: 842.20 ft ²
Shell side (Fluida Dingin): ID	: 0,5906 m
	Passes : 4
Tube side	: air
Suhu air masuk	: 30 ⁰ C

Suhu air keluar : 45⁰C
 : Length : 3,6576 m
 OD, BWG, Pitch : 0,75 in, 16 BWG, 1 in
 Passes : 4

Pressure Drop shell side : 0,2302 psi

Pressure Drop tube side : 0,4149 psi

Harga : \$ 43.500

15. Condensor 3 (CD-03)

Kode : CD-03
 Fungsi : Mnegkondensasikan hasil atas menara distilasi 2
 Jenis : *Shell and Tube Condensor*
 Bahan : *Carbon Steel SA.283 Grade C*

Kondisi Operasi

Shell Side : uap umpan
 suhu masuk : 84,47 °C
 suhu keluar : 84,47°C
 Luas Transfer Panas : 1021,67 ft²
 : ID : 0,6350 m
 Passes : 4
 Tube side : Air
 Suhu air masuk : 30⁰C
 Suhu air keluar : 45⁰C
 Tube Side (*water*) : Length : 3,6576 m

OD, BWG, Pitch : 0,75 in, 16 BWG, 1 in

Passes : 4

Pressure Drop shell side : 0,0051 psi

Pressure Drop tube side : 0,2608 psi

Harga : \$ 51.300

16. Reboiler 01

Kode : RB-01

Fungsi : Menguapkan kembali hasil bawah menara distilasi 1

Jenis : *Kettle Reboiler*

Bahan : *Carbon Steel SA.283 Grade C*

Kondisi Operasi

Shell Side : Fluida umpan

Suhu Masuk : 140,7068 °C

Suhu Keluar : 141,5076 °C

Luas Transfer Panas : 279,4694 ft²

: ID : 0,3366 m

Passes : 2

Tube Side : Steam

Suhu masuk : 270⁰C

Suhu keluar : 270⁰C

: Length : 4,8768 m

OD, BWG, Pitch : 3/4 in, 16 BWG, 1 in

Passes : 2

Pressure Drop shell side : 1,3921 psi

Pressure Drop tube side : 6,8822 psi

Harga : \$ 27.200

17. Reboiler 02

Kode : RB-02

Fungsi : Menguapkan kembali hasil bawah dari menara
destilasi 2

Jenis : *Kettle Reboiler*

Bahan : *Carbon Steel SA.283 Grade C*

Kondisi Operasi

Annulus : Steam (Fluida panas)

Suhu Masuk : 270⁰C

Suhu Keluar : 270⁰C

: ID : 0,0779 m

Luas Transfer Panas : 149,814 ft²

Innerpipe : fluida umpan (Fluida dingin)

Suhu masuk : 112,3772 °C

Suhu keluar : 113,3854 °C

: ID : 0,1023 m

Pressure Drop annulus : 0,1786 psi

Pressure Drop innerpipe : 1,0402 psi

Harga : \$ 19.300

18. Accumulator 01

Fungsi : Menampung sementara destilat Menara Distilasi 01
Tipe : Tangki Silinder Horizontal
Jenis Head : *Torispherical Dished Head*
Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Kondisi Operasi

Diameter : 1,9629 m
Panjang : 6,642 m
Tebal : 5,8886 m
Harga : \$ 19.100

19. Accumulator 02

Fungsi : Menampung sementara distilat Menara Distilasi 02
Tipe : Tangki Silinder Horizontal
Jenis Head : *Torispherical Dished Head*
Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Kondisi Operasi

Diameter : 0,9921 m
Panjang : 3,432 m
Tebal : 2,9762 m
Harga : \$6.000

20. Heater (HE-01)

Kode : HE-01
Tugas : Memanaskan produk dari *flash drum* sebelum masuk Menara Distilasi 01

Jenis : *Double pipe*
 Luas Transfer Panas : 173,8492 ft²
 Beban Panas : 9103887,8039 Kj/jam

Spesifikasi

Inner Pipe : Fluida dingin, umpan menara distilasi 01
 Suhu masuk : 59,18⁰C
 Suhu keluar : 110,6859 °C
 OD : 0,0889 m
 ID : 0,0779 m

Spesifikasi Annulus

Fluida : Fluida panas, *saturated steam*
 Suhu masuk : 270 °C
 Suhu keluar : 270 °C
 ID : 0,1023 m
 OD : 0,1143 m
 Harga : \$23.341

21. Cooler 01

Kode : CL-01
 Tugas : Mendinginkan produk atas menara distilasi 2
 (*benzene*)
 Jenis : *Shell and Tube*
 Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
 Luas Transfer Panas : 1772,87 ft²

Spesifikasi

Tube side	: Fluida dingin, air
Suhu masuk	: 25 ⁰ C
Suhu keluar	: 50 ⁰ C
OD <i>Tube</i>	: 0,0191 m
ID <i>Tube</i>	: 0,0157 m
BWG	: 16
Susunan	: <i>Tringular Pitch</i> , Pt 1 in
Jumlah Tube	: 452 buah
<i>Passes</i>	: 2
Panjang <i>Tube</i>	: 6,096 m

Spesifikasi

<i>Shell side</i>	: Fluida panas, umpan hasil atas menara distilasi 02
Suhu masuk	: 84,47 ⁰ C
Suhu keluar	: 30 ⁰ C
ID <i>Shell</i>	: 0,6350 m
<i>Passes</i>	: 2
Pressure Drop tube side	: 0,7487 psi
Pressure Drop shell side	: 0,1694 psi
Harga	: \$71.904

22. Cooler 02

Kode	: CL-02
Tugas	: Mendinginkan umpan masuk <i>crystalizer</i>

Jenis : *Shell and Tube*
Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*
Luas Transfer Panas : 905,63 ft²

Spesifikasi

Tube side : Fluida Dingin, air
Suhu masuk : 30⁰C
Suhu keluar : 50⁰C
OD Tube : 0,0191 m
ID Tube : 0,0157 m
BWG : 16
Susunan : *Tringular Pitch*, Pt 1 in
Jumlah *Tube* : 262 buah
Panjang *Tube* : 7,0104 m
Spesifikasi
Shell side : Fluida panas, umpan bawah menara distilasi 1
Suhu masuk : 140,71⁰ C
Suhu keluar : 50⁰C
ID Shell : 0,4890 m
Passes : 1
Pressure Drop tube side : 0,2765 psi
Pressure Drop shell side : 0,1220 psi
Harga : \$71.904

23. Kompresor

Kode	: K-01
Fungsi	: Menaikan tekanan uap dari vaporizer dari menjadi 21 atm
Tipe	: <i>Centrifugal, multi stage compressor</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Flow udara	: 137486,052 kg/jam
Suhu Masuk	: 125,62° C
Suhu Keluar	: 266,23° C
Tenaga Motor	: 21 Hp
Harga	: \$18.196

24. Expansion Valve

Kode	: EV-01
Fungsi	: Menurunkan tekanan keluar reaktor
Tipe	: <i>Throttle valve</i>

Kondisi operasi

Tekanan masuk	: 20 atm
Tekanan Keluar	: 1.1 atm
Suhu masuk	: 454,32 °C
Suhu keluar	: 353,43 °C
Jumlah <i>valve</i>	: 131
Harga	: \$56.400

25. Pompa 1 (P-01)

Fungsi : Memompa bahan baku toluen ke tangki penyimpanan

Jenis : *centrifugal pump*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C

Kapasitas : 59647,8029 kg/jam

Power : 0,5 Hp

Harga : \$7.906

26. Pompa 2 (P-02)

Fungsi : Mengalirkan toluen dari tangki penyimpanan ke vaporizer

Jenis : *centrifugal pump*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30°C

Kapasitas : 59647,8029 kg/jam

Power : 0,5 Hp

Harga : \$7.906

27. Pompa 3 (P-03)

Fungsi : Mengalirkan dari kondensat ke flash drum

Jenis : *centrifugal pump*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Kondisi operasi

Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 70 °C
Kapasitas	: 139061,2876 kg/jam
Power	: 1,5 Hp
Harga	: \$14.933

28. Pompa 4 (P-04)

Fungsi	: Memompa dari heat exchanger ke menara distilasi 1
Jenis	: <i>centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>

Kondisi operasi

Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 111 °C
Kapasitas	: 112978,6998 kg/jam
Power	: 1 Hp
Harga	: \$10.666

29. Pompa 5 (P-05)

Fungsi	: Memompa produk dari kondensor 2 ke menara distilasi 2
Jenis	: <i>centrifugal pump</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>

Kondisi operasi

Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 106,5132 °C

Kapasitas : 90199,4697 kg/jam
Power : 0,75 Hp
Harga : \$10.666

30. Pompa 6 (P-06)

Fungsi : Memompa produk dari reboiler md 1 ke cooler
Jenis : *centrifugal pump*
Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm
Suhu : 140,7068 °C
Kapasitas : 22779,2301 kg/jam
Power : 0,25 Hp
Harga : \$5.396

31. Pompa 7 (P-07)

Fungsi : Memompa produk dari cooler md 1 ke kristalizer
Jenis : *centrifugal pump*
Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm
Suhu : 50 °C
Kapasitas : 22779,2301 kg/jam
Power : 0,25 Hp
Harga : \$5.396

32. Pompa 8 (P-08)

Fungsi : Memompa produk dari kondensor ke cooler md 2

Jenis : *centrifugal pump*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C

Kapasitas : 12034,4427 kg/jam

Power : 0,17 Hp

Harga : \$5.145

33. Pompa 9 (P-09)

Fungsi : Memompa produk dari cooler ke tangki

Jenis : *centrifugal pump*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C

Kapasitas : 12034,4428 kg/jam

Power : 0,17 Hp

Harga : \$5.145

34. Pompa 10 (P-010)

Fungsi : Memompa mengalirkan dari reboiler md 2 ke arus recycle

Jenis : *centrifugal pump*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm
 Suhu : 112,377 °C
 Kapasitas : 78165,0269 kg/jam
 Power : 0,75 Hp
 Harga : \$7.906

35. Pompa 11 (P-11)

Fungsi : Memompa produk paraxylene ke tangki
 Jenis : *centrifugal pump*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Kondisi operasi

Tekanan : 1 atm
 Suhu : 30 °C
 Kapasitas : 18939,39587 kg/jam
 Power : 0,25 Hp
 Harga : \$5.396

3.3 Perencanaan Produksi

3.3.1 Analisa Kebutuhan Bahan Baku

Analisa kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan pabrik atau produksi. Bahan baku berupa toluene sebanyak 49706,5025 kg/jam, dan bahan pembantu H₂ sebanyak 1222,3262 kg/jam. Bahan baku di dapat dengan membeli ke pabrik-pabrik produksi bahan baku tersebut.

3.3.2 Analisa Kebutuhan Peralatan Proses

Analisis kebutuhan peralatan proses meliputi kemampuan peralatan proses, umur atau jam kerja peralatan serta perawatan. Anggaran yang digunakan untuk peralatan proses, baik dalam pembelian maupun perawatannya didapatkan dari analisa kebutuhan peralatan proses.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

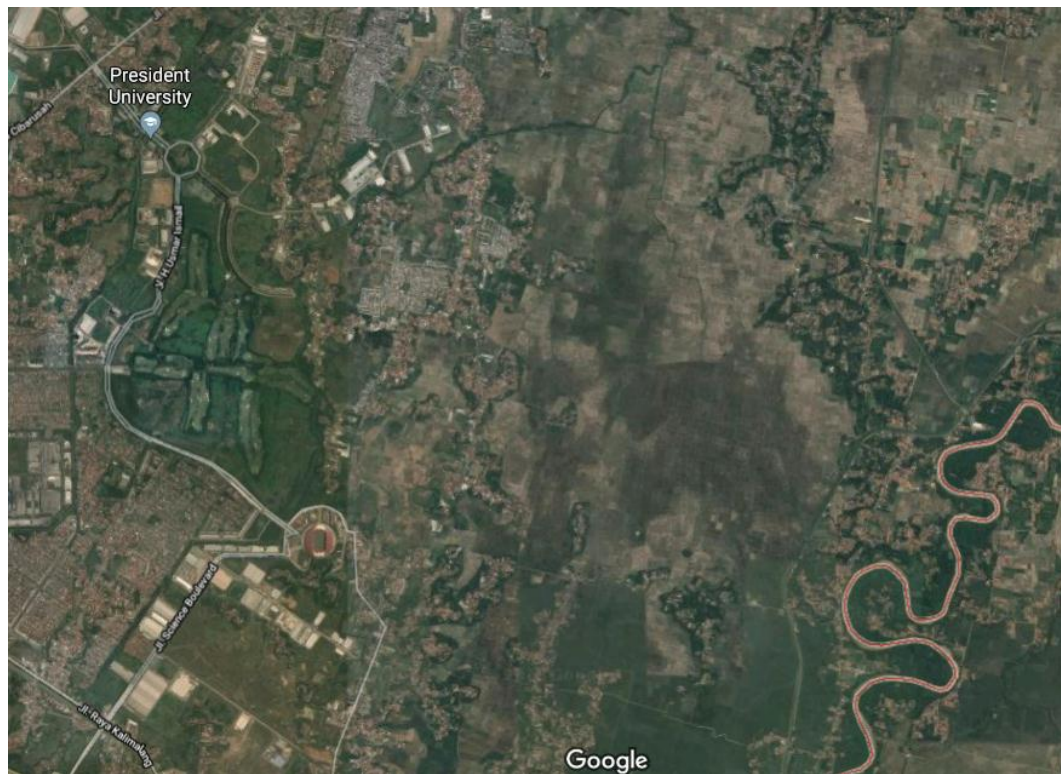
Pemilihan lokasi pabrik dipengaruhi oleh beberapa faktor yaitu faktor primer dan faktor sekunder. Dari pertimbangan-pertimbangan tersebut maka pabrik paraxylene akan di dirikan di daerah Cikarang, Jawa Barat. Pemilihan lokasi di Cikarang didasarkan atas pertimbangan yang secara praktis menguntungkan dari segi ekonomis dan segi teknisnya.

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor-faktor primer yang dapat mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik adalah sebagai berikut :

1. **Penyediaan bahan baku**

Lokasi pabrik dekat dengan penyediaan bahan baku dan pemasaran produk agar dapat meminimalkan biaya transportasi. Bahan baku dari pabrik paraxylene ini adalah toluene yang rencananya akan di datangkan dari PT. Trans Pacific Petrochemical Indonesia, pemilihan ini mempertimbangkan karena lokasi atau posisinya tidak jauh dibandingkan dengan lokasi lainnya. Sedangkan bahan baku berikutnya berupa hydrogen (H_2) yang akan didatangkan dari PT Air Product Indonesia yang berada di Cikarang, sehingga dapat lebih meminimalkan biaya.



Gambar 4.1 Lokasi Pabrik

2. Pemasaran Produk

Paraxylene adalah bahan kimia penting dalam proses pembuatan plastik botol PET dan serat *polyester*. Paraxylene secara luas digunakan sebagai bahan baku dalam produksi industri kimia lainnya, terutama *terephthalic acid* (TPA), *purified terephthalic acid* (PTA), dan *dimethyl terephthalate* (DMT). Ketiga nya digunakan untuk memproduksi *polyester polyetilen terphthalate* (PET), salah satu jenis plastik.

Saat ini permintaan untuk botol PET sedang meningkat. Hal ini dikarenakan peningkatan permintaan PET untuk botol minuman cepat saji dan botol air mineral sehingga meningkatkan permintaan paraxylene di pasaran.

Asia Pacific merupakan pasar terbesar untuk paraxylene dan diikuti oleh

Negara-negara Eropa dan Amerika Utara. Asia Pacific dan sekitarnya (termasuk Amerika Latin, Timur tengah, dan Afrika) merupakan tempat pemasaran paraxylene yang pertumbuhannya cukup pesat, dimana telah dibuktikan dengan peningkatan permintaan yang diatas rata-rata pada beberapa tahun terakhir.

3. Ketersediaan energi dan air

Lokasi pabrik seharusnya dekat dengan sumber energi dan air, karena air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam suatu pabrik seperti dalam unit proses, pendingin, pemanas (steam), kebutuhan sanitasi maupun domestik dan kebutuhan-kebutuhan lainnya. Sumber air yang biasa digunakan berasal dari air laut, air sungai, dan air danau. Wilayah Cikarang, Jawa Barat dekat dengan sungai Kalimalang. Sehingga sumber air untuk pengoperasian pabrik dapat di ambil dari air sungai.

4. Ketersediaan tenaga kerja

Tenaga kerja adalah elemen yang penting dalam pengoperasian suatu pabrik untuk memperlancar jalannya suatu proses industri dibutuhkan tenaga kerja kerja yang terdidik dan terampil.

5. Kondisi geografis dan sosial

Pemilihan lokasi pabrik sebaiknya didirikan di daerah yang stabil dari gangguan bencana alam seperti banjir, gempa bumi, dan lain-lain. kebijakan dari pemerintah setempat juga menjadi faktor yang penting dalam pemilihan lokasi pabrik. Kondisi sosial juga mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik karena kondisi sosial masyarakat diharapkan dapat memberi dukungan terhadap operasional pabrik sehingga lokasi pabrik yang dipilih adalah lokasi yang masyarakatnya

dapat menerima keberadaan pabrik tersebut.

4.1.2 Faktor sekunder penentuan lokasi pabrik

Faktor - faktor sekunder yang dapat mempengaruhi penentuan lokasi pabrik adalah sebagai berikut :

- a. Dekat dengan air sungai.
- b. Sarana dan prasarana yang baik berupa transportasi, jalan, dan listrik yang memadai.
- c. Bukan daerah yang subur sehingga limbah dari pabrik tidak mengganggu lahan pertanian.

Kesimpulannya pendirian pabrik paraxylene di Cikarang, Jawa Barat adalah hal *oriented raw material* yang menguntungkan.

4.2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout)

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dan bagian – bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, ditinjau dari hubungan satu dengan yang lainnya. Tata letak suatu pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik harus dipikirkan penempatan alat – alat produksi sehingga keamanan, keselamatan dan kenyamanan bagi karyawan dapat terpenuhi. Selain peralatan tercantum di dalam diagram alir proses, beberapa bangunan lain seperti kantor, bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, pengendali kebakaran (*fire safety*), pos keamanan dan sebagainya hendaknya dapat ditempatkan pada bagian yang tidak mengganggu, ditinjau dari segi lalu lintas barang, kontrol dan keamanan. Hal – hal yang harus diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah :

1. Kemungkinan perluasan pabrik sebagai pengembangan pabrik di masa depan.
2. Faktor keamanan sangat diperlukan untuk bahaya kebakaran dan ledakan, maka perencanaan lay out selalu diusahakan jauh dari sumber api, bahan panas, dan dari bahan yang mudah meledak, juga jauh dari asap atau gas beracun.
3. Sistem konstruksi yang direncanakan adalah *out door* untuk menekan biaya bangunan dan gedung, dan juga karena iklim Indonesia memungkinkan konstruksi secara *out door*.
4. Harga tanah amat tinggi sehingga diperlukan efisiensi dalam pemakaian dan pengaturan ruangan / lahan. (Vibrant,1959)

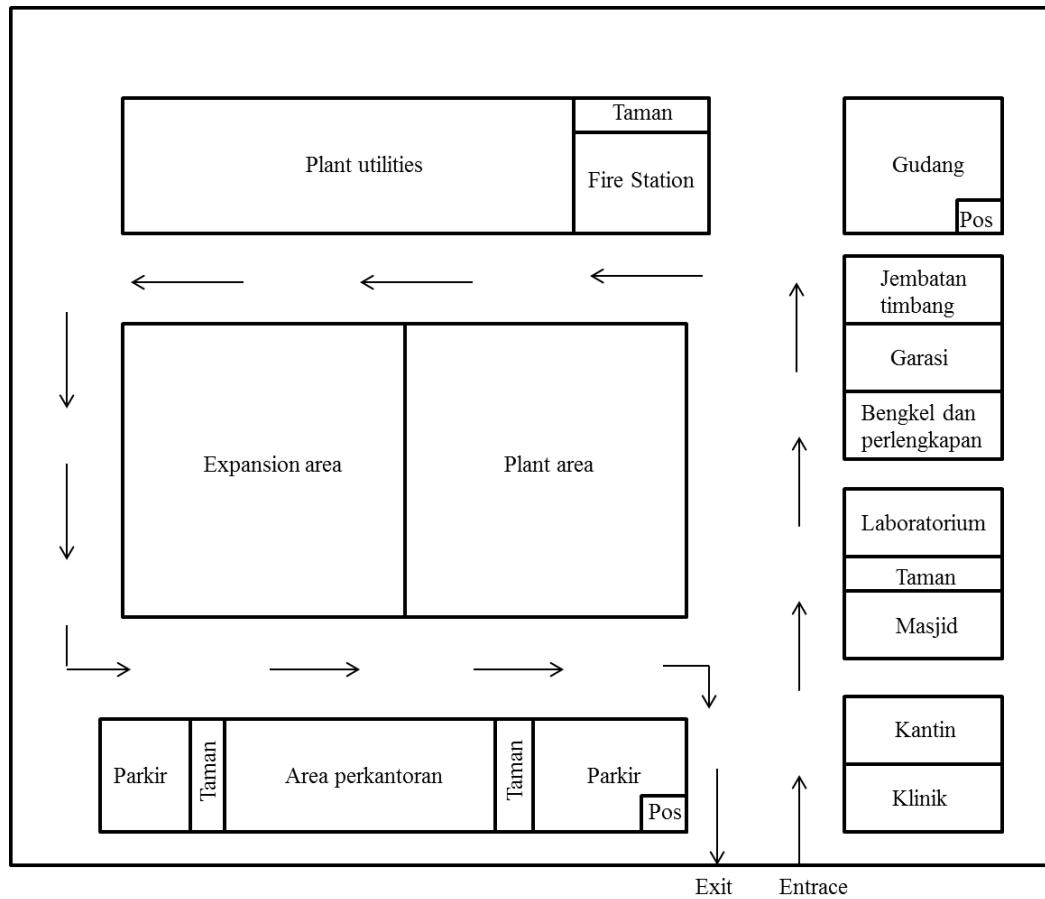
Secara garis besar tata letak pabrik dibagi menjadi beberapa bagian utama, yaitu :

- a. Daerah administrasi / perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol
Merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses, kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.
- b. Daerah proses
Merupakan daerah dimana alat proses diletakkan dan proses berlangsung.
- c. Daerah penyimpanan bahan baku dan produk.
- d. Daerah gudang, bengkel, dan garasi.
Merupakan daerah untuk menampung bahan – bahan yang diperlukan oleh pabrik dan keperluan perawatan peralatan proses.

e. Daerah utilitas

Merupakan daerah dimana kegiatan penyediaan bahan pendukung proses berlangsung dipusatkan (Vilbrant, 1959).

Lay out pra perancangan dapat dilihat pada gambar 4.1



Skala 1 : 1000

Gambar 4.2. *Lay Out* Pabrik

4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses (Machines Layout)

Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam menentukan lay out peralatan proses pada pabrik *Paraxylene*, antara lain : (Vilbrant, 1959)

1. Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomi yang besar serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi.

2. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya gangguan aliran udara pada suatu tempat sehingga mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang dapat mengancam keselamatan pekerja.

3. Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai dan pada tempat – tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi perlu adanya penerangan tambahan.

4. Lalu lintas manusia

Dalam perancangan lay out pabrik perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah. Hal ini bertujuan apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Keamanan pekerja selama menjalani tugasnya juga di prioritaskan. Serta memberikan jalur evakuasi apabila terjadi hal yang tidak diinginkan.

5. Pertimbangan ekonomi

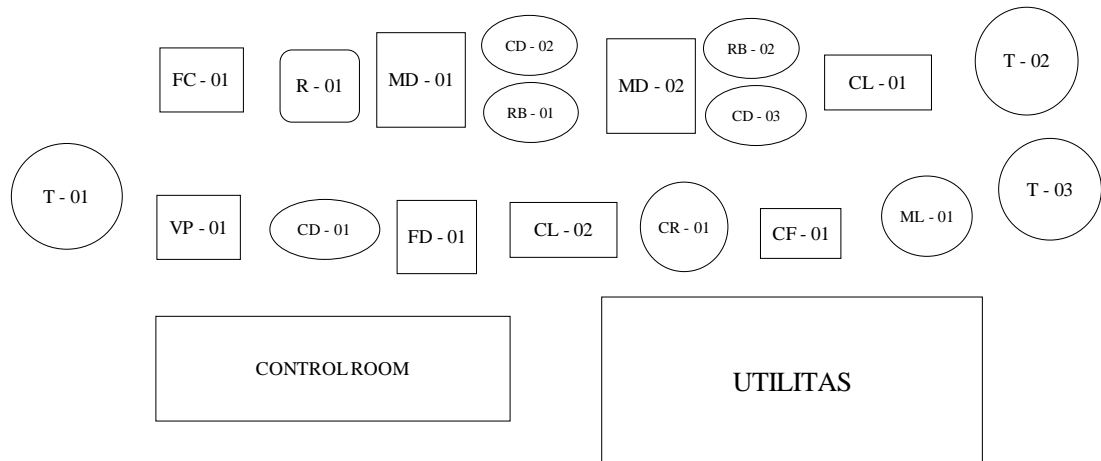
Dalam menempatkan alat – alat proses diusahakan dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik.

6. Jarak antar alat proses

Untuk alat proses mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi sebaiknya dipisahkan dengan alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut maka kerusakan dapat diminimalisir.

Tata letak alat – alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga :

1. Kelancaran produksi dapat terjamin
2. Dapat mengefektifkan luas lahan yang tersedia
3. Karyawan mendapat kepuasan kerja agar dapat meningkatkan produktifitas kerja disamping keamanan yang terjadi.
4. Biaya material handling menjadi rendah dan mengakibatkan menurunnya pengeluaran untuk kapital yang tidak penting.



Keterangan :

T – 01	Tangki bahan baku Toluene	CD – 03	<i>Condenser</i> menara distilasi 2
VP – 01	<i>Vaporizer</i>	RB – 02	<i>Reboiler</i> menara distilasi 2
FC – 01	<i>Furnace</i>	CL – 01	<i>Cooler</i> produk benzene
R – 01	Reaktor	CL – 02	<i>Cooler</i> produk paraxylene
CD – 01	<i>Condenser</i> produk reactor	CR – 01	<i>Crystalizer</i>
FD – 01	<i>Flash drum</i>	CF – 01	<i>Centrifuge</i>
MD – 01	Menara distilasi 1	ML – 01	<i>Melter</i>
CD – 02	<i>Condenser</i> menara distilasi 1	T – 02	Tangki penyimpanan benzene
RB – 01	<i>Reboiler</i> menara distilasi 1	T – 03	Tangki penyimpanan paraxylene
MD – 02	Menara distilasi 2		

Gambar 4.3. *Machines layout*

4.4 Alir Proses Dan Material

1. Neraca Massa

A. Neraca Massa di Vaporizer

Tabel 4.1. Neraca massa di *vaporizer*

Komponen	BM	umpan (arus 1)		produk (arus 2)	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
Toluene	92,141	48803,1042	529,6568	48803,1042	529,6568
Benzena	78,114	903,3983	11,5651	903,3983	11,5651
Total		49706,5025		49706,5025	

B. Neraca Massa di Furnance

Tabel 4.2. Neraca massa di *furnance*

Komponen	BM	Umpan						produk	
		arus 2		arus 3		arus 12		arus 5	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
Hidrogen	2,016	0	0	1221,1039	605,7063	0	0	1221,1039	605,7063
Metana	16,04	0	0	1,2223	0,0762	0	0	1,2223	0,0762
Toluene	92,141	48803,1042	529,6568	0	0	62929,3983	682,9685	111732,5025	1212,6252
Benzene	78,114	903,3983	11,5651	0	0	2026,1793	25,9387	2929,5776	37,5039
Subtotal		49706,5025	541,2219	1222,3262	605,7825	64955,5776	708,9072	115884,4063	1855,9116
Total		115884,4063						115884,4063	

C. Neraca Massa di Reaktor

Tabel 4.3. Neraca massa di reaktor

Komponen	BM	Umpan		Produk (basis kmol)	
		arus 5		arus 6	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
Hidrogen	2,016	1221,1039	605,7063	1221,1039	605,7063
Metana	16,04	1,2223	0,0762	1,2223	0,0762
Benzene	78,114	2929,5776	37,5039	17611,6438	225,4608
Toluene	92,141	111732,5025	1212,6252	77095,4267	836,7114
Paraxylene	106,168	0	0	18897,3940	177,9952
Metaxylene	106,168	0	0	858,0654	8,0821
Ortoxylyene	106,168	0	0	199,5501	1,8796
Subtotal		115884,4063	1855,9116	115884,4063	1855,9116
Total		115884,4063		115884,4063	

D. Neraca Massa di Flash Drum

Tabel 4.4. Neraca massa di *flash drum*

Komponen	BM	Umpan		Produk			
		arus 6		arus 7 (utilitas)		arus 8	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
Hidrogen	2,016	1221,1039	605,7063	1221,1039	605,7063	0,00	0,00
Metana	16,04	1,2223	0,0762	1,2213	0,0761	0,00	0,00
Benzene	78,114	17611,6438	225,4608	6192,4115	79,2740	11419,2324	146,1868
Toluene	92,141	77095,4267	836,7114	12888,3067	139,8759	64207,1200	696,8355
Paraxylene	106,168	18897,3940	177,9952	1360,9163	12,8185	17536,4777	165,1767
Metaxylene	106,168	858,0654	8,0821	59,8047	0,5633	798,2607	7,5188
Ortoxylyene	106,168	199,5501	1,8796	11,7244	0,1104	187,8257	1,7691
Subtotal		115884,4063	1855,9116	21735,4888	838,4246	94148,9175	1017,4870
Total		115884,4063		115884,4063			

E. Neraca Massa di Menara Destilasi 1

Tabel 4.5. Neraca massa di menara distilasi 1

Komponen	BM	Umpan		Produk			
		arus 8		arus 9 (top)		arus 10 (bottom)	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
Benzene	78,114	11419,2324	146,1868	11419,2256	146,1867	0,0068	0,0001
Toluene	92,141	64207,1200	696,8355	63565,0488	689,8671	642,0712	6,9684
Paraxylene	106,168	17536,4777	165,1767	175,3648	1,6518	17361,1129	163,5249
Metaxylene	106,168	798,2607	7,5188	6,3307	0,0596	791,9300	7,4592
Ortoxylene	106,168	187,8257	1,7691	0,2549	0,0024	187,5708	1,7667
Subtotal		94148,9165	1017,4869	75166,2248	837,7676	18982,6917	179,7193
Total		94148,9165		94148,9165			

F. Neraca Massa di Menara Destilasi 2

Tabel 4.6. Neraca massa di menara distilasi 2

Komponen	BM	Umpan		Produk			
		Arus 9		Arus 11 (Top)		Arus 12 (Bottom)	
		Kg/Jam	Kmol/Jam	Kg/Jam	Kmol/Jam	Kg/Jam	Kmol/Jam
Benzene	78,114	11419,2256	146,1867	9393,0463	120,2479	2026,1793	25,9387
Toluen	92,141	63565,0488	689,8671	635,6505	6,8987	62929,3983	682,9685
Paraxylene	106,168	175,3648	1,6518	0,0053	0,0001	175,3594	1,6517
Metaxylene	106,168	6,3307	0,0596	0,0002	0,0000	6,3305	0,0596
Ortoxylene	106,168	0,2549	0,0024	0,0000	0,0000	0,2549	0,0024
Subtotal		75166,2248	837,7676	10028,7023	127,1466	65137,5225	710,6210
Total		75166,2248		75166,2248			

G. Neraca Massa di Kristalizer

Tabel 4.7. Neraca massa di kristalizer

Komponen	BM	Umpan		Produk	
		arus 10		arus 13	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
Benzene	78,114	0,0068	0,0001	0,0068	0,0001
Toluen	92,141	642,0712	6,9684	642,0712	6,9684
Paraxylene (nk)	106,168	17361,1129	163,5249	1736,1113	16,3525
Paraxylene (k)	106,168	0	0	15625,0016	147,1724
Metaxylene	106,168	791,9300	7,4592	791,9300	7,4592
Ortoxylene	106,168	187,5708	1,7667	187,5708	1,7667
Subtotal		18982,6917	179,7193	18982,6917	179,7193
Total		18982,6917		18982,6917	

H. Neraca Massa di Centrifuge

Tabel 4.8. Neraca massa di *centrifuge*

Komponen	BM	Umpan		Produk			
		arus 13		arus 14		arus 15 (UPL)	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
Benzene	78,114	0,0068	0,0001	0	0	0,0068	0,0001
Toluen	92,141	642,0712	6,9684	7,8914	0,0856	634,1798	6,8827
Paraxylene (nk)	106,168	1736,1113	16,3525	78,9141	0,7433	1657,1971	15,6092
Paraxylene (k)	106,168	15625,0016	147,1724	15625,0016	147,1724	0,0000	0,0000
Metaxylene	106,168	791,9300	7,4592	47,3485	0,4460	744,5815	7,0132
Ortoxylene	106,168	187,5708	1,7667	23,6742	0,2230	163,8966	1,5437
Subtotal		18982,6917	179,7193	15782,8299	148,6703	3199,8618	31,0490
Total		18982,6917		18982,6917			

I. Neraca Massa di Melter

Tabel 4.9. Neraca massa di *melter*

Komponen	BM	Umpan		Produk	
		arus 14		arus 16 (tangki Penyimpanan)	
		kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
Toluen	92,141	7,8914	0,0856	7,8914	0,0856
Paraxylene (nk)	106,168	78,9141	0,7433	15703,9157	147,9157
Paraxylene (k)	106,168	15625,0016	147,1724	0	0
Metaxylene	106,168	47,3485	0,4460	47,3485	0,4460
Ortoxylene	106,168	23,6742	0,2230	23,6742	0,2230
Subtotal		15782,8299	148,6703	15782,8299	148,6703
Total		15782,8299		15782,8299	

2. Neraca Panas

A. Neraca Panas Di Vaporizer

Tabel 4.10. Neraca panas di *vaporizer*

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Toluene	418083,8634	22599472,1054
Benzene	7996,9160	448695,3766
kebutuhan steam	22622086,7025	0
Total	23048167,4820	23048167,4820

B. Neraca Panas Di Furnance

Tabel 4.11. Neraca panas di *furnance*

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
H2	1765013,2726	5822531,5138
Metana	294,9753	1115,6130
Toluene	15123976,2445	63004332,0818
Benzene	375657,2936	1581071,4343
bahan bakar	53144108,8570	0
Total	70409050,6429	70409050,6429

C. Neraca Panas di Reaktor

Tabel 4.12. Neraca panas di reaktor

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
H ₂	7885905,4739	7599941,9256
Metana	1618,5479	1545,4754
Toluene	92913439,9341	61124301,0719
Benzene	2334936,5077	13381609,5189
Paraxylena	0	15449596,8684
Metaxylena	0	702206,7602
Ortoxylena	0	166048,9141
panas reaksi	0	161637,3062
Pendingin	0	4549012,6230
Total	103135900,4636	103135900,4636

D. Neraca Panas Di Flashdrum

Tabel 4.13. Neraca panas di *flash drum*

Komponen	Input (kJ/jam)	Output	
		Top (kJ/jam)	Bottom (kJ/jam)
H ₂	786679,7824	597128,4419	0
Metana	127,6914	96,3340	0
Toluene	4313599,0982	538785,1023	3816790,1782
Benzena	928497,0961	243614,1459	703504,7300
Paraxylena	1098793,3659	59162,0401	1138358,2891
Metaxylena	50028,7460	2607,1632	47694,4488
Ortoxylena	12140,0966	534,0941	41590,9091
Subtotal	7189865,8767	1441927,3215	5747938,5551
Total	7189865,8767	7189865,8767	

E. Neraca Panas Di Menara Destilasi 1

Tabel 4.14. Neraca panas di menara distilasi 1

Komponen	Input (kJ/jam)	Output	
		Top (kJ/jam)	Top (kJ/jam)
Toluene	9854573,2589	9256878,3082	135741,0415
Benzena	1821441,9845	1727959,8860	1,4917
Paraxylena	2935027,2700	27856,3339	3991780,5930
Metaxylena	122647,1380	923,2655	167068,2642
Ortoxylena	118136,7076	150,9906	171116,9384
P, Kondensor	0	9291567,7414	0
P, Boiler	9919218,4954	0	0
Subtotal	24771044,8545	20305336,5257	4465708,3288
Total	24771044,8545	24771044,8545	

F. Neraca Panas Di Menara Destilasi 2

Tabel 4.15. Neraca panas di menara distilasi 2

Komponen	Input (kJ/jam)	Output	
		Top (kJ/jam)	Top (kJ/jam)
Toluene	9256902,4943	66660,2111	9859561,3897
Benzena	1727964,4150	1022518,3301	329939,9106
Paraxylena	27856,4064	0,6108	29956,8749
Metaxylena	923,2679	0,0171	992,7263
Ortoxylena	150,9910	0,0009	164,1455
P, Kondensor	0	6408020,7480	0
P, Boiler	6704017,3905	0	0
Subtotal	17717814,9651	7497199,9180	10220615,0471
Total	17717814,9651	17717814,9651	

G. Neraca Panas Di Kristalizer

Tabel 4.16. Neraca panas di kristalizer

Komponen	Input (kJ/jam)	Output	
		Cake (kJ/jam)	Filtrat (kJ/jam)
Toluene	27780,7537	-6670,3190	0
Benzena	0,3038	0	-0,1778
Paraxylena	820042,0090	-342417,4075	-48067,4286
Metaxylena	34456,6701	0	-20296,3257
Ortoxylena	29697,8398	0	-16131,5813
Pendingin	0	0	1345560,8163
Subtotal	911977,5764	-349087,7265	1261065,3029
Total	911977,5764	911977,5764	

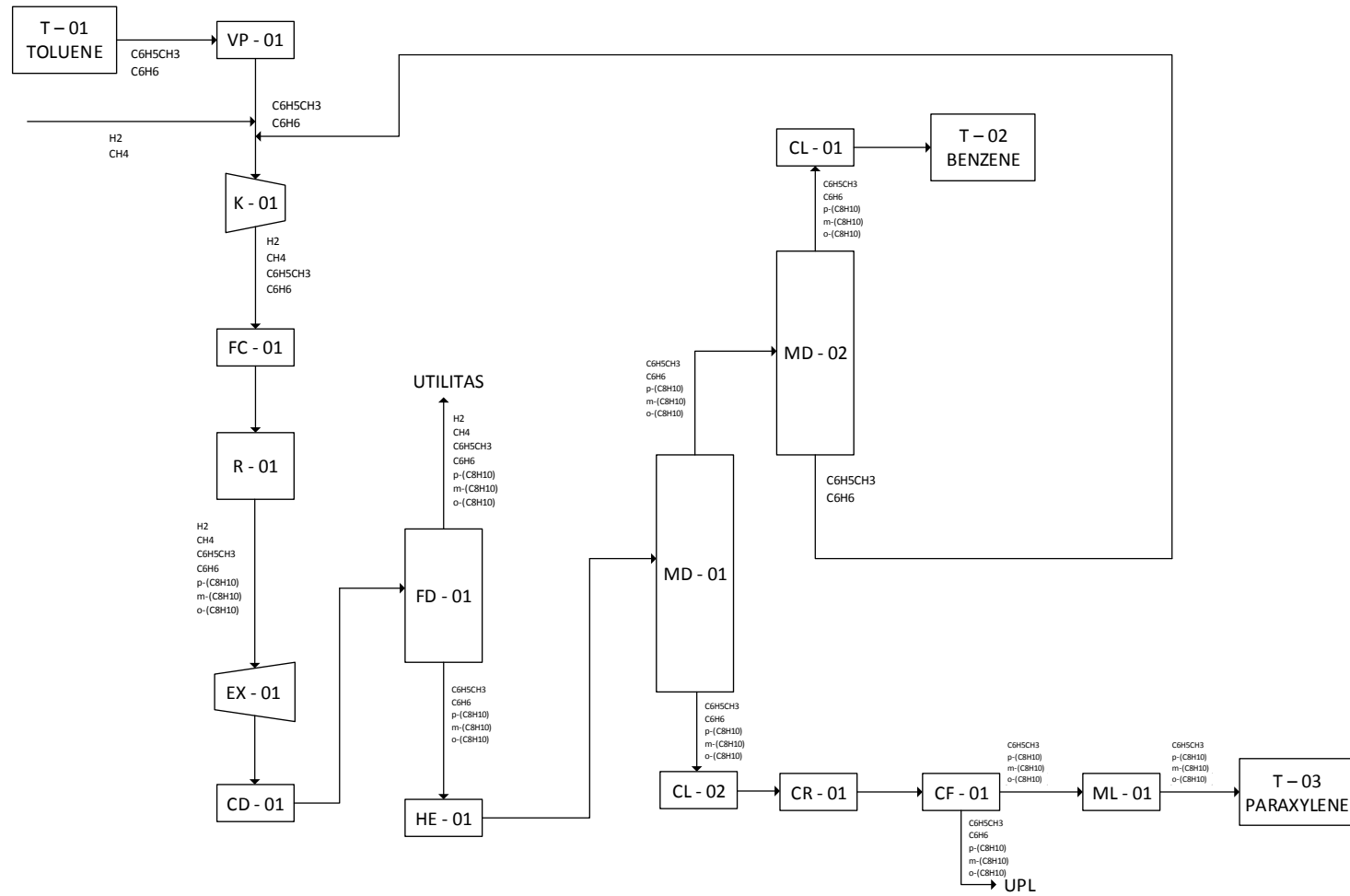
H. Neraca Panas Di Centrifuge

Tabel 4.17. Neraca panas di *centrifuge*

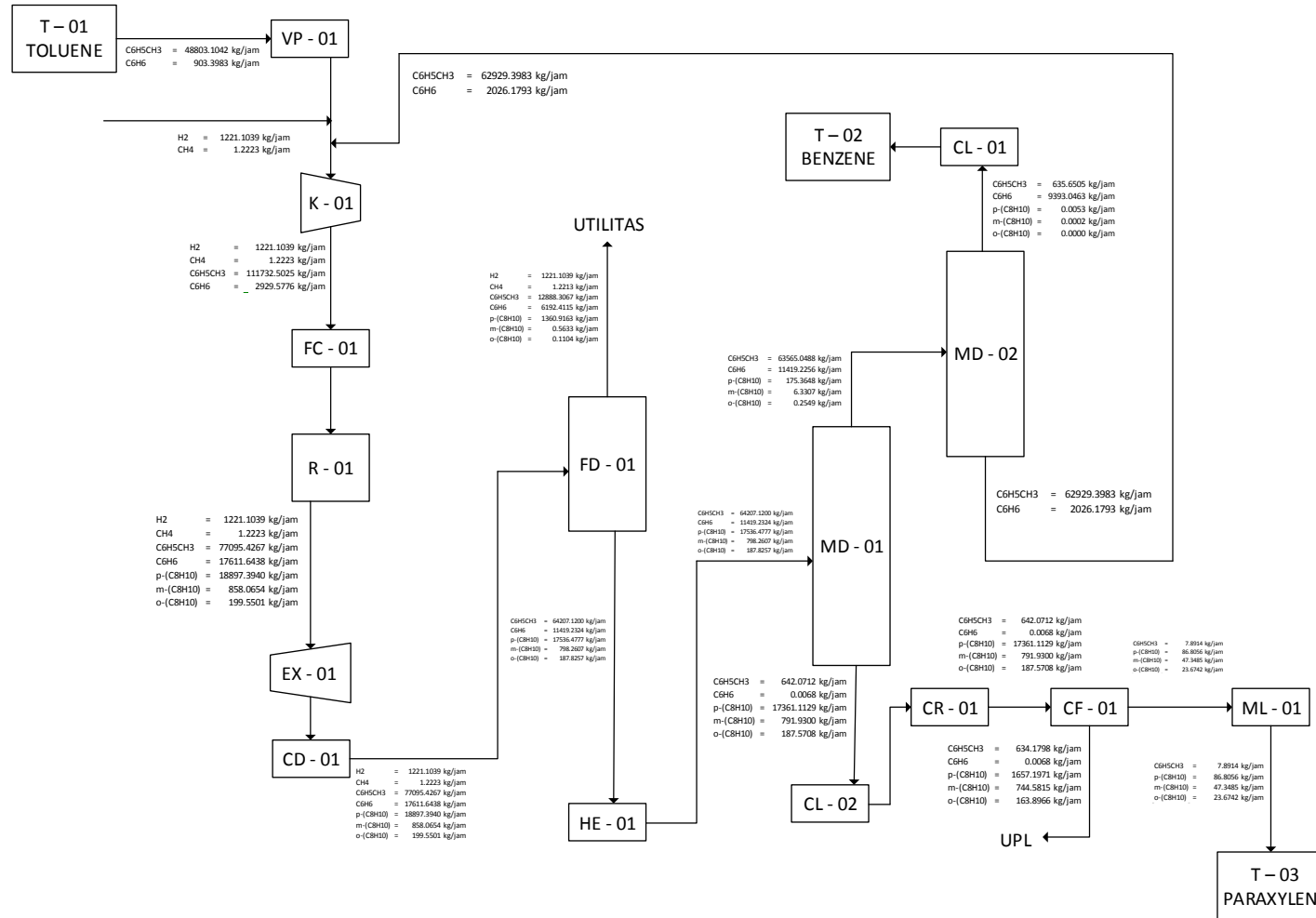
Komponen	Input		Output	
	Cake (kJ/jam)	Filtrat (kJ/jam)	Cake (kJ/jam)	Filtrat (kJ/jam)
Toluene	-6670,3190	0	-81,9820	-16141,6956
Benzene	0	-0,1778	0	-0,1778
Paraxylena	-342417,4075	-48067,4286	-342417,4075	-45882,5455
Metaxylena	0	-20296,3257	-857,7800	-19082,8341
Ortoxylena	0	-16131,5813	-536,7328	-14095,5346
Panas yang diserap	-5513,4500	0	0	0
Subtotal	-354601,1765	-84495,5134	-343893,9023	-95202,7876
Total	-439096,6899		-439096,6899	

I. Neraca Panas Di MelterTabel 4.18. Neraca panas di *melter*

Komponen	Input (kJ/jam)	Output (kJ/jam)
Toluene	-81,9820	67,6038
Benzene	0	0
Paraxylena	-342417,4075	145939,6751
Metaxylena	-857,7800	408,2365
Ortoxylena	-536,7328	713,4407
Pemanas	491022,8583	0
Total	147128,9560	147128,9560



Gambar 4.4. Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.5. Diagram Alir Kuantitatif

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Utilitas adalah sekumpulan unit-unit atau bagian dari sebuah pabrik kimia yang berfungsi untuk menyediakan kebutuhan penunjang proses produksi, Unit utilitas keberadaannya sangat penting dan harus ada dalam perancangan suatu pabrik,

Unit pendukung proses (unit utilitas) yang tersedia dalam perancangan pabrik paraxylene, terdiri dari :

1. Unit pengolahan air
2. Unit penyediaan *steam*
3. Unit penyediaan listrik
4. Unit penyediaan bahan bakar
5. Unit penyediaan udara
6. Unit pengadaan dowterm A
7. Unit pengadaan amonia

4.5.1 Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air meliputi air pendingin, air umpan *boiler* dan air untuk keperluan kantor dan rumah tangga, air untuk pemadam kebakaran dan air cadangan, Air diperoleh dari sungai terdekat dengan lokasi pabrik yang kemudian diolah terlebih dahulu sehingga memenuhi persyaratan, Secara sederhana, pengolahan ini meliputi pengendapan, penggumpalan, penyaringan, demineralisasi, dan deaerasi, Air yang telah digunakan sebagai air pendingin

proses dan kondensat, dapat di-*recycle* guna menghemat air, sehingga jumlah *make up* air yang diperlukan sebagai berikut :

- a. Air untuk pendingin = 226880,57 kg/jam
- b. Air umpan *boiler* = 5415,97 kg/jam
- c. Air untuk keperluan rumah tangga = 3243,75 kg/jam

Total kebutuhan air secara kontinyu sebesar 236713,86 kg/jam

4.5.2 Unit pengadaan steam

Kebutuhan *steam* dipenuhi oleh *boiler* utilitas, Sebelum masuk *boiler*, air harus dihilangkan kesadahnya, karena air yang sadah akan menimbulkan kerak di dalam *boiler*, Oleh karena itu, sebelum masuk *boiler*, air dilewatkan dalam *ion exchanger* dan deaerasi terlebih dahulu,

4.5.3 Unit pengadaan listrik

Unit ini bertugas untuk menyediakan kebutuhan listrik yang meliputi :

- a. Listrik untuk keperluan alat proses = 206,7220 kWatt
- b. Listrik untuk keperluan alat utilitas = 187,7643 kWatt
- c. Listrik untuk instrumentasi dan kontrol = 14,7084 kWatt
- d. Listrik untuk keperluan kantor dan rumah tangga = 85,4792 kWatt

Total kebutuhan listrik adalah 442,1045 kW, Dengan faktor daya 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 552,6306kW, Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya,

Kebutuhan tenaga listrik di pabrik paraxylene ini di penuhi oleh PLN dan generator pabrik, Hal ini bertujuan agar pasokan tenaga listrik dapat berlangsung secara kontinyu, meskipun ada gangguan pasokan dari PLN,

Generator yang digunakan adalah generator bolak – balik karena tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar dan tenaganya dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai kebutuhan,

Kebutuhan listrik di pabrik ini antara lain terdiri dari :

1. Listrik untuk keperluan proses dan utilitas
2. Listrik untuk keperluan laboratorium dan instrumentasi
3. Listrik untuk penerangan
4. Listrik untuk AC

4.5.4 Unit pengadaan udara tekan

Udara tekan yang digunakan adalah sebanyak 500 kg/jam yaitu untuk menjalankan sistem instrumentasi di seluruh proses dan utilitas, dihasilkan dari kompresor dan di distribusikan melalui pipa – pipa, Untuk memenuhi kebutuhan digunakan satu buah kompresor, Alat untuk menyediakan udara tekan berupa kompresor yang dilengkapi dengan drayer yang berisi silika untuk menyerap air,

Udara tekan digunakan sebagai penggerak alat-alat kontrol dan bekerja secara *pneumatic*, Alat pengadaan udara tekan menggunakan *compressor*.

4.5.5 Unit Pengadaan Bahan Bakar

Unit pengadaan bahan bakar mempunyai tugas untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar furnace, boiler utilitas dan generator, Jenis bahan bakar yang digunakan adalah IDO (Industrial Diesel Oil),

Pemilihan IDO sebagai bahan bakar di karenakan :

1. Mudah didapat,
2. Ekonomis
3. Mudah dalam penyimpanan.

4.5.6 Unit Pengadaan Dowterm A

Dow Term A digunakan sebagai media Pendingin pada reaktor.

Kebutuhan Dow Term A = 68.853,8022 kg/jam

Diperkirakan kehilangan akibat kebocoran selama sirkulasi sebesar :

$$= 0,001 \times 68.853,8022 \text{ kg/jam}$$

$$= 68,8538 \text{ kg/jam}$$

Jadi perlu disediakan make-up Dow Term sebesar 68,8538 kg tiap jam.

4.5.7 Unit Pengadaan Amonia

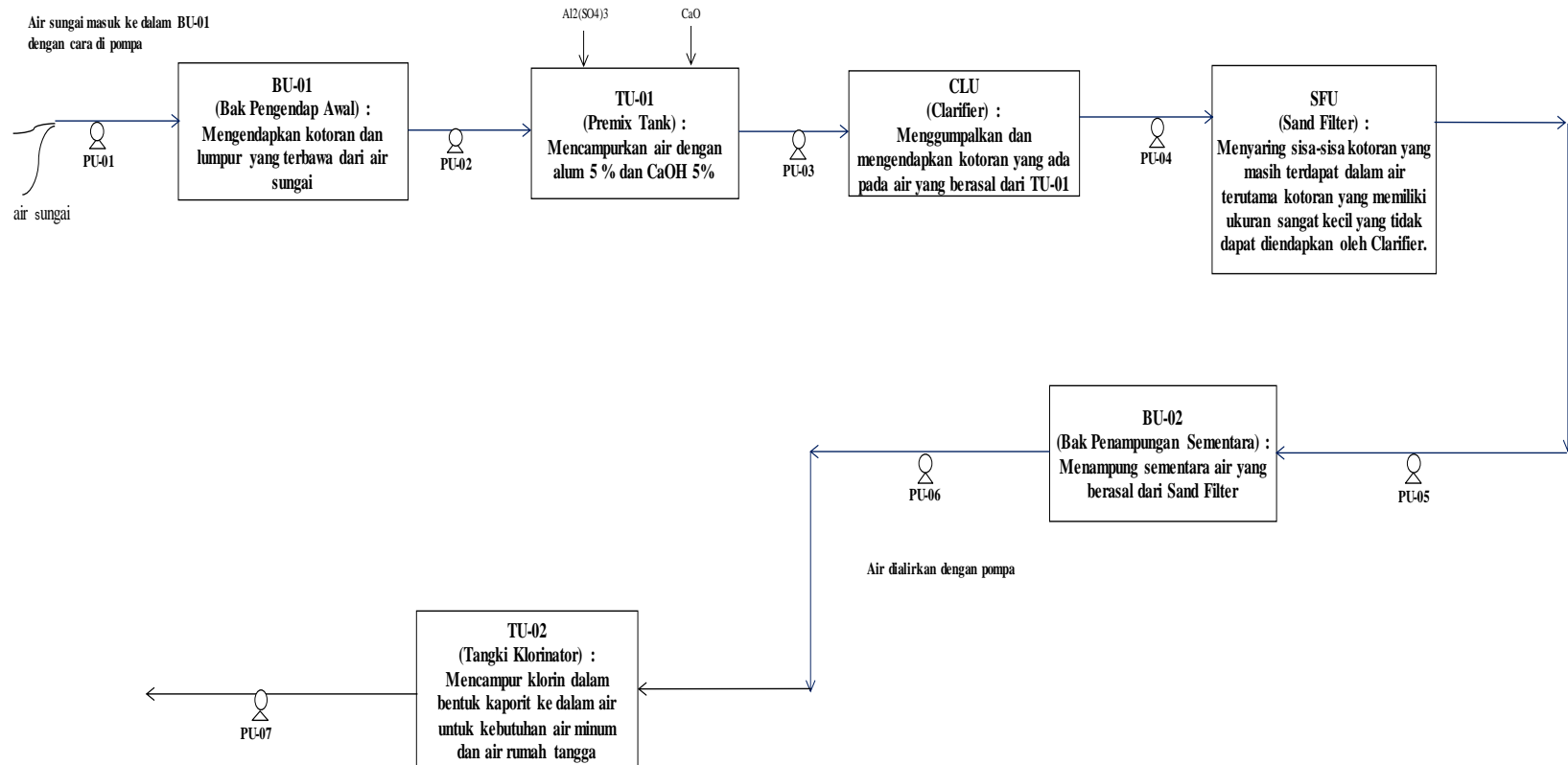
Digunakan untuk krisatalizer dari neraca panas kebutuhan diperoleh hasil sebesar 35.537,6082 kg/jam.

Diperkirakan kehilangan akibat kebocoran selama sirkulasi sebesar :

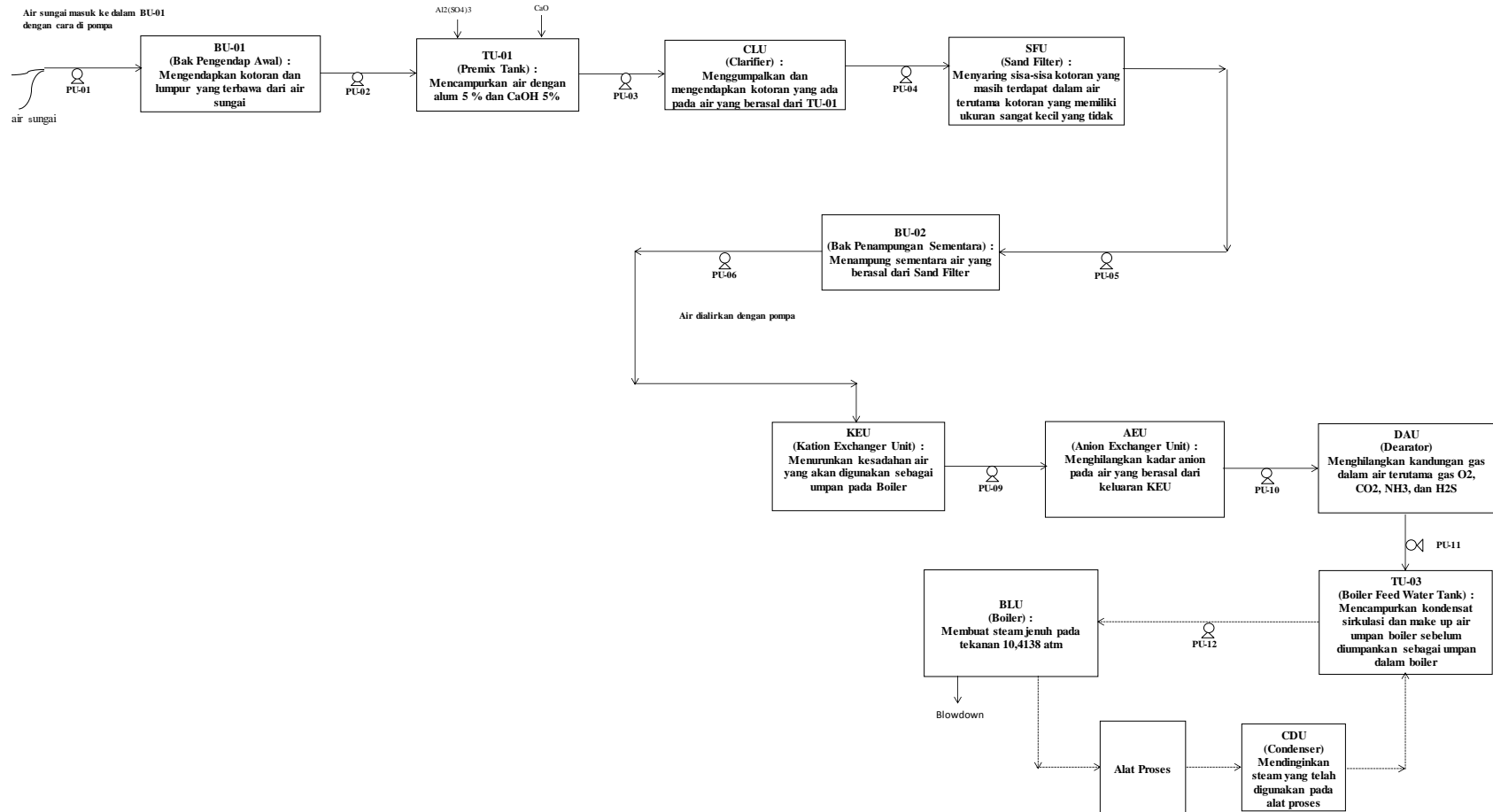
$$= 0,001 \times 35.537,6082 \text{ kg/jam}$$

$$= 35,5376 \text{ kg/jam}$$

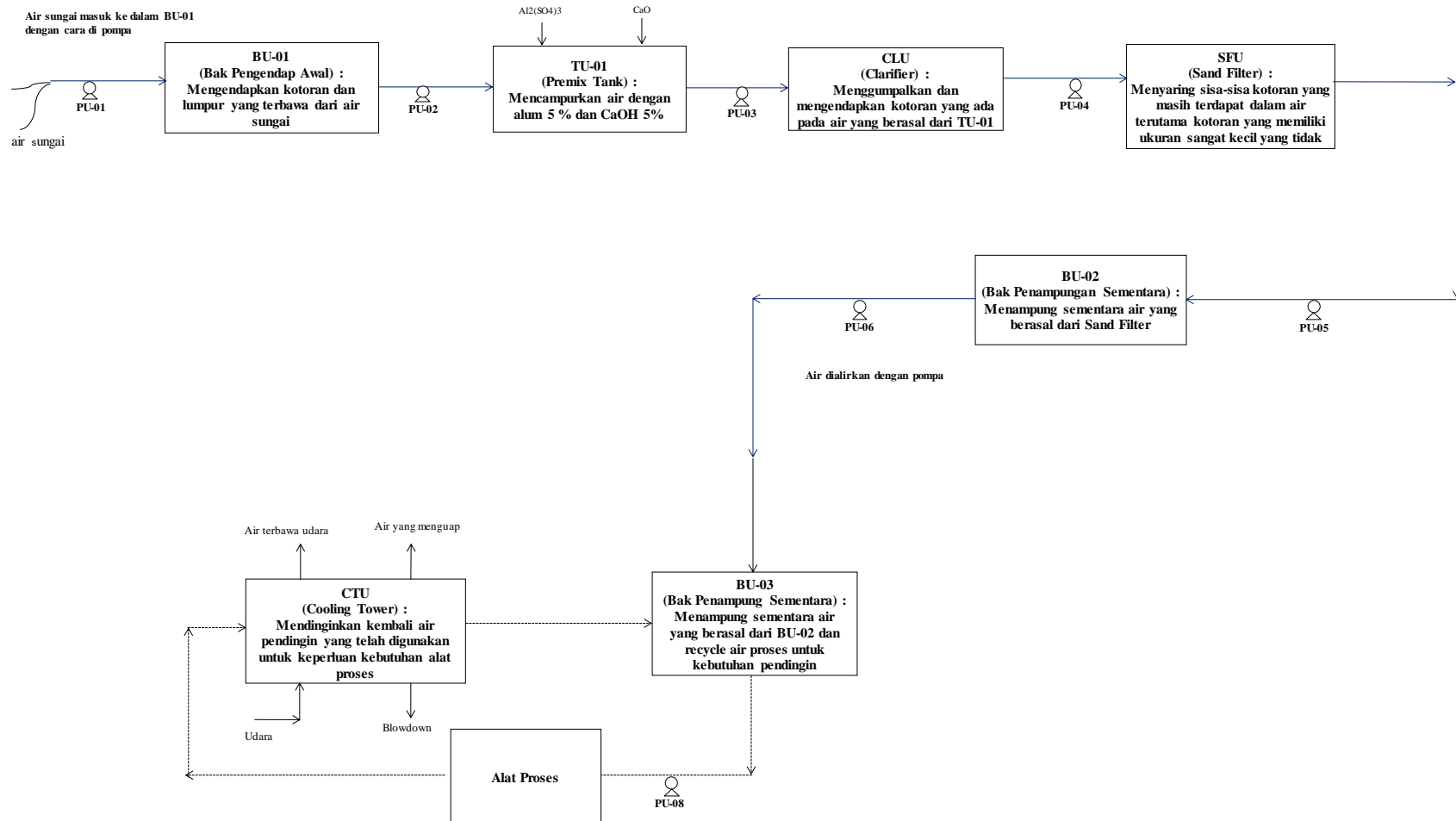
Jadi perlu disediakan make up sebesar 35,5376 kg tiap jam.



Gambar 4.6. Diagram Alir Pengolahan Air Untuk Keperluan Domestik



Gambar 4.7. Diagram Alir Pengolahan Air Untuk Kebutuhan Steam



Gambar 4.8. Diagram Alir Pengolahan Air Untuk Kebutuhan Pendingin

4.6 Organisasi Perusahaan

4.6.1 Bentuk perusahaan

Dalam menjalankan pabrik paraxylene ini, diperlukan manajemen yang baik, Oleh karenan itu diperlukan suatu struktur organisasi yang baik dan terstruktur, sehingga tanggung jawab dan pembagian tugas jelas, tanpa tumpang tindih, dan berjalan dengan baik, Pabrik *paraxylene* yang akan didirikan, direncanakan mempunyai :

- Bentuk : Perseroan Terbatas (PT)
- Lapangan Usaha : Industri Paraxylene
- Lokasi Perusahaan : Cikarang, Bekasi, Jawa Barat

Dengan berbentuk Perseroan Terbatas, kekuasaan tertinggi ditangan rapat umum pemegang saham (RUPS) yang memiliki hak untuk menunjuk dewan direksi sebagai penanggung jawab kegiatan perusahaan sehari–hari,

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini didasarkan atas beberapa faktor, antara lain (Widjaja, 2003) :

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan,
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan,
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris,

4. Kelangsungan perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan,
5. Efisiensi dari manajemen, Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cukup cakap dan berpengalaman,
6. Lapangan usaha lebih luas karena suatu Perseroan Terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usaha.

4.6.2 Struktur Organisasi

Struktur organisasi merupakan salah satu faktor penting yang dapat menunjang kelangsungan dan kemajuan perusahaan, karena berhubungan dengan komunikasi yang terjadi dalam perusahaan demi tercapainya kerjasama yang baik antar karyawan, Untuk mendapatkan sistem organisasi yang baik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain (Zamani, 1998) :

- Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
- Tujuan organisasi harus dipahami oleh setiap orang dalam organisasi
- Tujuan organisasi harus diterima oleh setiap orang dalam organisasi
- Adanya kesatuan arah (*unity of direction*)
- Adanya kesatuan perintah (*unity of command*)
- Adanya keseimbangan antara wewenang dan tanggung jawab
- Adanya pembagian tugas (*distribution of work*)

- Adanya koordinasi
- Struktur organisasi disusun sederhana
- Pola dasar organisasi harus relatif permanen
- Adanya jaminan jabatan (*unity of tenure*)
- Balas jasa yang diberikan kepada setiap orang harus setimpal dengan jasanya
- Penempatan orang harus sesuai keahliannya

Struktur organisasi Perseroan Terbatas (PT) terdiri dari pemegang saham, direksi, dan komisaris, Dalam PT, para pemegang saham, melalui komisarisnya melimpahkan wewenangnya kepada direksi untuk menjalankan dan mengembangkan perusahaan sesuai dengan tujuan dan bidang usaha perusahaan,

a. Pemegang saham

Otoritas tertinggi dalam suatu struktur hierarki organisasi adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS), yang diadakan minimum sekali dalam setahun, tetapi jika dianggap mendesak RUPS dapat diadakan sesuai kesepakatan forum, RUPS dihadiri oleh para pemegang saham, badan pengelola dan para direktur, Menurut (Sutarto, 2002) hak dan kuasa dari RUPS adalah sebagai berikut :

- Mengajukan pertanggung jawaban dari Dewan Komisaris dan Staff direksi melalui meeting pemegang saham,
- Melalui *meeting*, dapat melakukan penggantian dewan komisaris dan staff direksi serta secara legal mengesahkan pemberhentian pemegang saham ketika mengajukan pengunduran diri,

- Menentukan jumlah keuntungan tahunan yang didapat untuk juga dibagi atau diinvestasikan,

b. *Board of Commissioners* / Dewan Komisaris

Dewan komisaris dipilih pada Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) untuk mewakili pemegang saham dalam mengontrol keseluruhan pabrik, Dewan komisaris bertanggung jawab pada RUPS, Tugas dari Dewan komisaris antara lain:

- Menentukan *outline* dari kebijakan perusahaan,
- Melakukan meeting tahunan dengan pemegang saham (RUPS)
- Menanyakan laporan akuntabilitas direktur setiap periode,
- Melakukan pengawasan dan supervisi terhadap setiap kegiatan dan tanggung jawab direktur,

c. Direktur Utama

Direktur Utama adalah pimpinan tertinggi yang ditunjuk oleh Dewan komisaris,

Tugas dari direktur antara lain :

- Memimpin dan mengembangkan perusahaan secara efisien dan efektif,
- Mengatur dan melaksanakan kebijakan publik dibawah pengarahan RUPS,
- Mengatur kolaborasi berdasarkan kepentingan dari perusahaan,
- Mewakili perusahaan dalam pertemuan dan hubungan kontrak dengan pihak ketiga,

- Merencanakan dan mengawasi implementasi dari tanggung jawab setiap orang dalam perusahaan,

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia / Ekonomi (S-2, minimal S- 1 dan berpengalaman 4 tahun di bidangnya)

Direktur Utama dibantu oleh 3 Direktur, yaitu :

1) Direktur Produksi

Tugas : Memimpin pelaksanaan kegiatan pabrik yang berhubungan dengan bidang produksi dan operasi, teknik, pengembangan, pemeliharaan peralatan, pengadaan dan laboratorium,

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia (S2, minimal S-1 dan berpengalaman 4 tahun di bidangnya)

Direktur Produksi dibantu oleh 3 Kepala Bagian, yaitu:

a) Kepala Bagian Proses dan Utilitas

Tugas : Bertugas dan bertanggung jawab terhadap kelangsungan proses produksi, penyediaan utilitas dan operasi pabrik secara keseluruhan,

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Kepala Bagian Proses dan Utilitas membawahi 2 Kepala Seksi, yaitu :

i) Kepala Seksi Proses

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan pembuatan produk,

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Karyawan : 35 orang, terdiri dari :

- a. 5 orang *Engineer* (S-1 Teknik Kimia)
- b. 30 orang Operator (STM/SMA/SMK/ D-3 Teknik Kimia)

ii) Kepala Seksi Utilitas

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang utilitas baik dalam hal penyediaan air, *steam*, bahan bakar, dan udara tekan, baik untuk proses maupun instrumentasi,

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia atau Teknik Mesin

Karyawan : 6 orang, terdiri dari :

- a. 2 orang *Engineer* (S-1 Teknik Kimia atau Teknik Mesin)
- b. 4 operator (SMA/SMK/STM/D-3 Teknik Kimia)

b) Kepala Bagian Pengembangan

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan pengembangan perusahaan, dan pengawasan mutu,

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

Kepala Bagian Pengembangan membawahi 2 Kepala Seksi, yaitu :

i) Kepala Seksi Laboratorium dan Penjamin Mutu

Tugas : Menyelenggarakan pemantauan hasil (mutu) dan identifikasi limbah,

Pendidikan : Sarjana Teknik, Kimia

- Karyawan : 6 orang, yang terdiri dari :
- a. 2 orang *Staff I* (S-1 Teknik Kimia)
 - b. 2 orang *Staff II* (D-3 Teknik Kimia)
 - c. 2 orang Analis (STM-Kimia)

ii) Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan,

Pendidikan : Sarjana Teknik Kimia

- Karyawan : 6 orang, yang terdiri dari :
- a. 2 orang *Staff I* (S-1 Teknik Kimia/ Teknik Mesin)
 - b. 4 orang *Staff II* (D-3 Teknik Kimia/ Teknik Mesin)

2) Direktur Pemasaran dan Keuangan

Tugas : Bertanggung jawab dalam hal keuangan, mulai dari pendataan, pengaturan, pengawasan dan pengecekan, Selain mengurus masalah keuangan, direktur ini juga bertanggung jawab atas bidang pemasaran dan perencanaan keuangan,

Pendidikan : Sarjana Ekonomi (S-2, minimal S-1 dan berpengalaman minimal 3 tahun di bidangnya).

Direktur Pemasaran dan Keuangan dibantu oleh 2 Kepala Bagian, yaitu:

a) Kepala Bagian Pemasaran

Tugas : Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik,

Pendidikan : Sarjana Ekonomi

Kepala Bagian Pemasaran membawahi 2 Kepala Seksi, yaitu :

i) Kepala Seksi Pemasaran Produk

Tugas : Bertugas dan bertanggung jawab dalam hal pemasaran produk,

Pendidikan : Sarjana Ekonomi

Karyawan : 3 orang, yang terdiri dari :

- a. 1 orang *Staff I* (S-1 Ekonomi)
- b. 1 orang *Staff II* (D-3 Ekonomi)
- c. 1 orang *Staff III* (SMA/SMK)

ii) Kepala Seksi Pembelian Bahan Baku dan Pendukung

Tugas : Bertugas dan bertanggung jawab dalam hal pengadaan bahan baku dan bahan pendukung,

Pendidikan : Sarjana Ekonomi

Karyawan : 3 orang, yang terdiri dari :

- a. 1 orang *Staff I* (S-1 Ekonomi)
- b. 1 orang *Staff II* (D-3 Ekonomi)
- c. 1 orang *Staff III* (SMA/SMK)

b) Kepala Bagian Keuangan

Tugas : Bertanggung jawab kepada direktur pemasaran dan keuangan dalam bidang keuangan perusahaan,

Pendidikan : Sarjana Ekonomi

Kepala Bagian Keuangan membawahi 2 Kepala Seksi, yaitu:

i) Kepala Seksi Administrasi

Tugas : Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat prediksi tentang keuangan masa depan, Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan,

Pendidikan : Sarjana Hukum/Ekonomi

Karyawan : 3 orang, yang terdiri dari :

a. 1 orang *Staff* II (D-3 Manajemen Perusahaan)

b. 2 orang *Staff* III (SMK Administrasi)

ii) Kepala Seksi Akuntansi

Tugas : Mencatat utang piutang perusahaan, mengatur administrasi kantor dan pembukuan, mengaudit masalah perpajakan,

Pendidikan : Sarjana Hukum/Ekonomi

Karyawan : 3 orang, yang terdiri dari :

a. 1 orang *Staff* II (D-3 Manajemen Perusahaan)

b. 2 orang *Staff* III (SMK Administrasi)

3) Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum

Tugas : Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang personalia, relasi perusahaan, dan pelayanan umum, Serta mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan setiap kepala bagian yang menjadi bawahannya,

Pendidikan : Sarjana Psikologi / Sarjana Ekonomi (S-2, minimal S-1 atau 4 tahun pengalaman)

Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum dibantu oleh 2 Kepala Bagian, yaitu :

a) Kepala Bagian Sumber Daya Manusia

Tugas : Bertanggung jawab kepada direktur Sumber Daya Manusia dan Umum dalam bidang personalia dan pendidikan,

Pendidikan : Sarjana Psikologi

Kepala Bagian Sumber Daya Manusia membawahi 2 Kepala Seksi, yaitu :

i) Kepala Seksi Perekrutan dan Pengembangan

Tugas : Bertanggung jawab dan bertugas melaksanakan perekrutan karyawan baru serta pengembangan sumber daya manusia,

Pendidikan : Sarjana Psikologi

Karyawan : 3 orang, yang terdiri dari :

- a. 1 orang Manajer (Sarjana Psikologi)

b. 1 orang Asisten (Sarjana Psikologi)

c. 1 orang Administrator (SMA/SMK)

ii) Kepala Seksi Personalia

Tugas : Bertanggung jawab dan bertugas atas kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian,

Pendidikan : Sarjana Hukum, Teknik Industri / Psikologi

Karyawan : 3 orang, yang terdiri dari :

a. 1 orang *Staff* II (D-3 Komunikasi)

b. 2 orang *Staff* III (SMK Administrasi)

b) Kepala Bagian Umum

Tugas : Bertanggung jawab kepada direktur Sumber Daya Manusia dan Umum dalam hubungan masyarakat dan pelayanan umum,

Pendidikan : Sarjana Ilmu Komunikasi

Kepala Bagian Umum membawahi 2 Kepala Seksi, yaitu :

i) Kepala Seksi Hubungan Masyarakat

Tugas : Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan, serta menjalani relasi atau kerja sama dengan instansi lain,

Pendidikan : Sarjana Ilmu Komunikasi

Karyawan : 3 orang, yang terdiri dari :

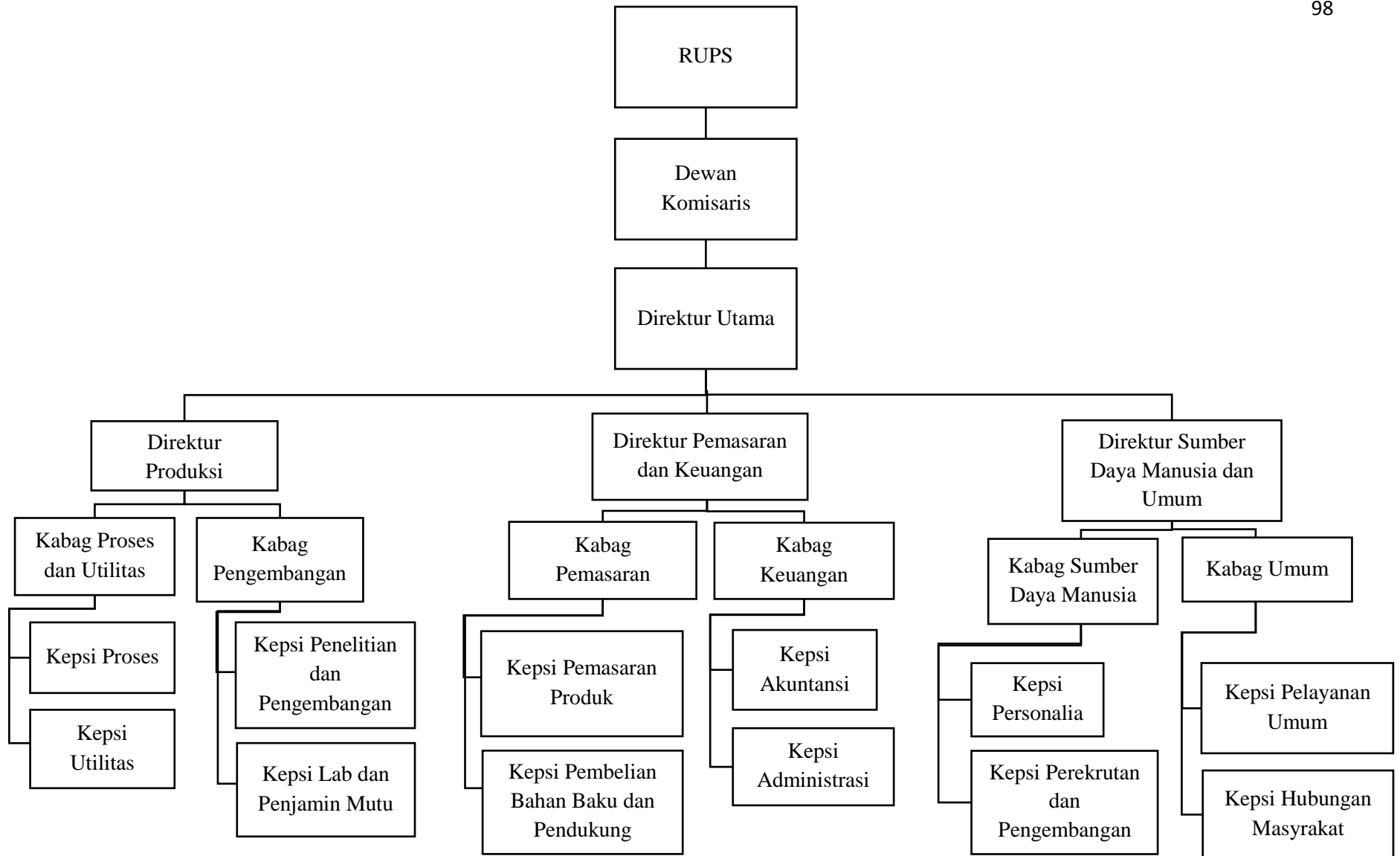
a. 1 orang Manajer Tim (Sarjana Ilmu Komunikasi)

b. 1 orang asisten (Sarjana Ilmu Komunikasi)

c. 1 orang *Staff* III (SMA/SMK)

ii) Kepala Seksi Pelayanan Umum

Tugas : Menjaga keamanan dan kebersihan pabrik, serta
memberikan pelayanan umum kepada pegawai,



Gambar 4.9. Struktur organisasi

4.6.3 Sistem penggajian atau upah

Sistem penggajian atau upah pada pabrik *Paraxylene* ini digolongkan menjadi tiga bagian atau golongan berdasarkan jenis gajinya :

1. Gaji bulanan

Gaji bulanan diberikan kepada para pegawai tetap, Besaran gaji yang diberikan disesuaikan dengan peraturan dari perusahaan,

2. Gaji harian

Gaji harian diberikan kepada

karyawan tidak tetap atau kepada buruh harian,

3. Gaji lembur

Gaji lembur diberikan kepada karyawan yang berkerja melebihi batasan jam kerja yang telah di tetapkan, Besarnya disesuaikan dengan peraturan perusahaan,

Gaji direksi dan karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 28, Apabila hari tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sesudahnya

Tabel 4.19. Gaji karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan	Total Gaji
Direktur Utama	1	Rp 50.000.000	Rp 50.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
Staff Ahli	1	Rp 20.000.000	Rp 20,000,000
Ka, Bag Umum	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000

Tabel 4.19. Gaji karyawan (lanjutan)

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan	Total Gaji
Ka, Bag Pemasaran	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
Ka, Bag Keuangan	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
Ka, Bag Teknik	1	Rp20.000.000	Rp 20.000.000
Ka, Bag Produksi	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
Ka, Bag Keuangan	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
Ka, Bag Litbag	1	Rp 20.000.000	Rp 20.000.000
Ka, Sek Personalia	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Ka, Sek Humas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Ka, Sek Keamanan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Ka, Sek Pembelian	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Ka, Sek Pemasaran	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Ka, Sek Administrasi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Ka, Sek Proses	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Ka, Sek Pengendalian	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Ka, Sek Laboratorium	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Ka, Sek Utilitas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Ka, Sek Pengembangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Ka, Sek Penelitian	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
Sekretaris	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000

Tabel 4.19. Gaji karyawan (lanjutan)

Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan	Total Gaji
Karyawan Personalia	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000
Karyawan Humas	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000
Karyawan Keamanan	7	Rp 3.900.000	Rp 7.000.000
Karyawan Pembelian	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000
Karyawan Pemasaran	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000
Karyawan Administrasi	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000
Karyawan Kas/Anggaran	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000
Karyawan Proses	35	Rp 5.000.000	Rp 175.000.000
Karyawan Pengendalian	6	Rp 5.000.000	Rp 30.000.000
Karyawan Laboratorium	6	Rp 5.000.000	Rp 30.000.000
Karyawan Pemeliharaan	6	Rp 5.000.000	Rp 30.000.000
Karyawan Utilitas	6	Rp 5.000.000	Rp 30.000.000
Karyawan Litbag	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000
Dokter	3	Rp 5.000.000	Rp 15.000.000
Paramedis	3	Rp 4.200.000	Rp 12.600.000
Sopir	4	Rp 3.800.000	Rp 16.000.000
Cleaning Service	6	Rp 3.800.000	Rp 22.800.000
Total	127		Rp 950.900.000

4.6.4 Jam kerja karyawan

Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan karyawan non-shift (harian) dan karyawan shift

1) Jam kerja karyawan non-shift

- Senin – Kamis

Jam Kerja : 07:00 – 12:00 dan 13:00 – 16:00

Istirahat : 12:00 – 13:00

- Jumat

Jam Kerja : 07:00 – 11:30 dan 13:30 – 17:00

Istirahat : 11:30 – 13:30

- Hari Sabtu dan Minggu libur

2) Jam kerja karyawan shift

Jadwal kerja karyawan shift dibagi menjadi :

- Shift Pagi : 07:00 – 15:00
- Shift Sore : 15:00 – 23:00
- Shift Malam : 23:00 – 07:00

Karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat yang dilakukan secara bergantian, Setiap regu mendapatkan giliran 6 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya, Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk, Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam tabel 4,3 sebagai berikut :

Tabel 4.20. Jadwal kerja masing-masing regu

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

Keterangan :

P = Shift Pagi M = Shift Malam S = Shift Siang L = Libur

4.7 Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi berfungsi untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak dan layak atau tidak untuk didirikan,

Perhitungan evaluasi ekonomi meliputi:

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

- a. *Percent return on investment (ROI)*
- b. *Pay out time (POT)*
- c. *Break event point (BEP) dan shut down point (SDP)*
- d. *Discounted cash flow (DCF)*

4.7.1 Harga Index

Dalam analisa ekonomi harga-harga alat maupun harga-harga lain diperhitungkan pada tahun pabrik didirikan, Untuk mencari harga pada tahun pabrik didirikan, maka dicari index pada tahun pabrik didirikan,

Tabel 4.21. Harga index Chemical Engineering Progress (CEP)
pada berbagai tahun

Tahun (X)	indeks (Y)
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5

Tabel 4.21. Harga index Chemical Engineering Progress (CEP)
pada berbagai tahun (lanjutan)

Tahun (X)	indeks (Y)
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4

Pabrik direncanakan berdiri pada tahun 2023, Nilai index Chemical Engineering Progress (CEP) pada tahun pendirian pabrik diperoleh dengan cara regresi linier, Dari regresi linier diperoleh persamaan : $y = 5,0033 x - 9606,9$

Tabel 4.22. Harga index hasil regresi linear pada berbagai tahun

Tahun	Index
2017	484,8
2018	489,8
2019	494,8
2020	499,8
2021	504,8
2022	509,8
2023	514,8

Jadi harga index pada tahun 2023 = 514,8

4.7.2 Harga Alat

Harga alat pada tahun pabrik didirikan dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio index harga,

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

Dimana : E_x : Harga alat pada tahun x

E_y : Harga alat pada tahun y

N_x : Index harga pada tahun x

N_y : Index harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak ada spesifikasi di referensi maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan:

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

Dimana: E_a : Harga alat a C_a : Kapasitas alat a
 E_b : Harga alat b C_b : Kapasitas alat b

Dasar Perhitungan :

- a. Kapasitas produksi : 125.000 ton/tahun
- b. Pabrik beroperasi : 330 hari kerja
- c. Umur alat : 10 tahun
 - Nilai kurs : 1 US \$ = Rp 14.500
 - Tahun evaluasi : 2023
 - Untuk buruh asing : \$ 20/*manhour*
 - Gaji karyawan Indonesia : Rp 10.000/*manhour*
 - 1 *manhour* asing : 2 *manhour* Indonesia
 - 5% tenaga asing : 95% tenaga Indonesia

4.7.3 Perhitungan Biaya

A. Modal (*Capital Investment*)

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk fasilitas-fasilitas produksi dan untuk menjalankannya,

1. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

Modal tetap adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembantunya,

2. Modal Kerja (*Working Capital Investment*)

Modal kerja adalah bagian yang diperlukan untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

B. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

Manufacturing Cost merupakan jumlah dari semua biaya langsung, maupun tidak langsung dan biaya-biaya tetap yang timbul akibat pembuatan suatu produk,

Manufacturing Cost meliputi:

- Biaya produksi langsung (*direct cost*), adalah pengeluaran yang bersangkutan khusus dalam pembuatan produk
- Biaya produksi tak langsung (*indirect cost*), adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung dan bukan langsung karena operasi pabrik
- Biaya tetap (*fixed cost*) merupakan biaya yang tidak tergantung waktu maupun jumlah produksi, meliputi: depresiasi, pajak, asuransi dan sewa,

C. Pengeluaran Umum (*General Expense*)

General expense meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*,

D. Analisis Kelayakan

Analisis kelayakan dilakukan untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial didirikan atau tidak,

Beberapa analisis untuk menyatakan kelayakan:

1. *Percent Return On Investment* merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasi,

$$\text{Prb} = \frac{Pb \text{ ra}}{IF}$$

$$\text{Pra} = \frac{Pa \text{ ra}}{IF}$$

Prb = % ROI sebelum pajak

Pra = % ROI setelah pajak

Pb = Keuntungan sebelum pajak

Pa = Keuntungan setelah pajak

Ra = *Annual production rate*

If = *Fixed Capital Investment*

Untuk industry dengan resiko tinggi, ROI minimum sebelum pajak = 44 %
(Aries & Newton, 1955).

2. *Pay Out Time (POT)*

Pay out time adalah jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi

$$D = \frac{If}{Pb \text{ ra} + 0,1 If}$$

Untuk industry kimia dengan resiko tinggi *max acceptable POT* = 2 tahun
(Aries & Newton, 1955).

3. *Break Event Point (BEP)*

Break event point adalah titik impas dimana pabrik tidak mempunyai suatu keuntungan maupun kerugian

$$\text{BEP} = \frac{(Fa + 0,3Ra)100\%}{Sa - Va - 0,7 Ra}$$

Fa = *Fixed Capital* pada produksi maksimum per tahun

Ra = *Regulated Expense* pada produksi maksimum

Sa = Penjualan maksimum per tahun

Va = *Variable Expense* pada produksi maksimum per tahun

4. *Shut Down Point (SDP)*

Shut down point adalah keadaan dimana pabrik mengalami kerugian sebesar *fixed cost* sehingga pabrik harus ditutup,

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

A. Fixed Capital Investment (FCI)

Tabel 4.23. Rincian Harga Alat

No,	Nama Alat	Harga Alat Tahun 2019	
1	Tangki Toluene	Rp	289.311.892
2	Tangki Benzene	Rp	292.951.035
3	Tangki Paraxylene	Rp	282.033.605
4	Vaporizer	Rp	580.000.000
5	Compressor	Rp	263.837.889
6	Furnance	Rp	393.027.476
7	Reaktor Fixed Bed	Rp	8.521.650.000
8	Expander	Rp	817.800.000
9	Heat Exchanger	Rp	338.440.326
10	Flash Drum	Rp	218.950.000
11	Menara Distilasi 01	Rp	591.600.000
12	Menara Distilasi 02	Rp	539.400.000
13	Condensor 01	Rp	1.039.650.000
14	Condensor 02	Rp	630.750.000
15	Condensor 03	Rp	743.850,000
16	Accumulator 01	Rp	276.950.000
17	Accumulator 02	Rp	87.000.000
18	Reboiler 01	Rp	394.400.000
19	Reboiler 02	Rp	279.850.000
20	Cooler 01	Rp	1.042.614.553
21	Cooler 02	Rp	1.042.614.553
22	Kristalizer	Rp	884.311.820
23	Centrifuge	Rp	5.829.000.000
24	Melter	Rp	282.750.000
25	Pompa	Rp	114.633.014
26	Pompa	Rp	114.633.014

Tabel 4.23. Rincian Harga Alat (lanjutan)

No,	Nama Alat	Harga Alat Tahun 2019	
27	Pompa	Rp	216.529.026
28	Pompa	Rp	154.663.590
29	Pompa	Rp	154.663.590
30	Pompa	Rp	78.241.581
31	Pompa	Rp	78.241.581
32	Pompa	Rp	74.602.437
33	Pompa	Rp	74.602.437
34	Pompa	Rp	114.633.014
35	Pompa	Rp	78.241.581

Tabel 4.24. *Fixed Capital Investment*

No	Jenis	Biaya	
1	Direct Plant Cost	Rp	17.338.341.802.091
2	Constructor's Fee	Rp	693.533.672.084
3	Contingency	Rp	1.733.834.180.209
<i>Fixed Capital Investment</i>		Rp	19.765.709.654.384

B. Manufacturing Cost (MC)Tabel 4.25. *Manufacturing Cost*

No	Jenis	Biaya (Rp)	
1	Bahan Baku	Rp	3.475.429.822.961
2	<i>tenaga kerja</i>	Rp	8.169.600.000
3	<i>Supervision</i>	Rp	2.042.400.000
4	<i>Maintenance</i>	Rp	19.765.709.654.384
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp	2.964.856.448.158
6	<i>Royalties and Patent</i>	Rp	1.347.669.617.478
7	Utilitas	Rp	60.185.053.332.428
<i>Direct Manufacturing Cost</i>		Rp	87.748.930.875.408
8	<i>Payroll Overhead</i>	Rp	1.633.920.000
9	<i>Laboratory</i>	Rp	1.633.920.000
10	<i>Plant Overhead</i>	Rp	8.169.600.000
11	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp	13.476.696.174.780
<i>Indirect Manufacturing Cost</i>		Rp	13.488.133.614.780
12	<i>Depreciation</i>	Rp	1.976.570.965.438
13	<i>Property Taxes</i>	Rp	395.314.193.088
14	<i>Insurances</i>	Rp	197.657.096.544
<i>Fixed Manufacturing Cost</i>		Rp	2.569.542.255.070
<i>Total Manufacturing Cost</i>		Rp	103.806.606.745.258

B. Working Capital Investment (WCI)

Tabel 4.26. Working Capital Investment

No	Jenis	Biaya	
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp	135.155.604.226
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp	144.175.842.702
3	<i>Product Inventory</i>	Rp	4.036.923.595.649
4	<i>Extended Credit</i>	Rp	5.240.937.401.303
5	<i>Available Cash</i>	Rp	8.650.550.562.105
<i>Total Working Capital</i>		Rp	18.207.743.005.985

C. General Expense (GE)

Tabel 4.27. General Expense

No	Jenis	Biaya	
1	<i>Administration</i>	Rp	3.114.198.202.358
2	<i>Seles Expense</i>	Rp	5.190.330.337.263
3	<i>Research</i>	Rp	3.633.231.236.084
4	<i>Finance</i>	Rp	759.469.053.207
<i>Total General Expense</i>		Rp	12.697.228.828.912

4.7.4 Analisa Kelayakan

1. Return On Investment (ROI)

Sebelum pajak : 92,40 %

Sesudah pajak : 46,20 %

2. Pay Out Time (POT)

Sebelum pajak : 0,98 tahun

Sesudah pajak : 1,78 tahun

3. *Break Even Point (BEP) dan Shut Down Point (SDP)*

Fixed Expense (Fa)

<i>Depreciation</i>	=	Rp	1.976.570.965.438
<i>Property tax</i>	=	Rp	395.314.193.088
<i>Insurance</i>	=	Rp	197.657.096.544
Total Fa		Rp	2.569.542.255.070

Variable Expense (Va)

<i>Raw material</i>	=	Rp	3.475.429.822.961
<i>Packaging & Shipping</i>	=	Rp	13.476.696.174.780
<i>Utilities</i>	=	Rp	60.185.053.332.428
<i>Patent and royalties</i>	=	Rp	1.347.669.617.478
Total Va		Rp	78.484.848.947.647

Regulated Expense (Ra)

<i>Labor</i>	=	Rp	1.633.920.000
<i>Payroll overhead</i>	=	Rp	1.633.920.000
<i>Supervision</i>	=	Rp	2.042.400.000
<i>General expense</i>	=	Rp	12.697.228.828.912
<i>Maintenance</i>	=	Rp	19.765.709.654.384
<i>Plant supplies</i>	=	Rp	2.964.856.448.158
Gaji karyawan	=	Rp	11.229.600.000
<i>Plant overhead</i>	=	Rp	8.169.600.000

Total Ra Rp 35.452.504.371.453

Diperoleh :

BEP = 41,97%

SDP = 33,80%

4. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

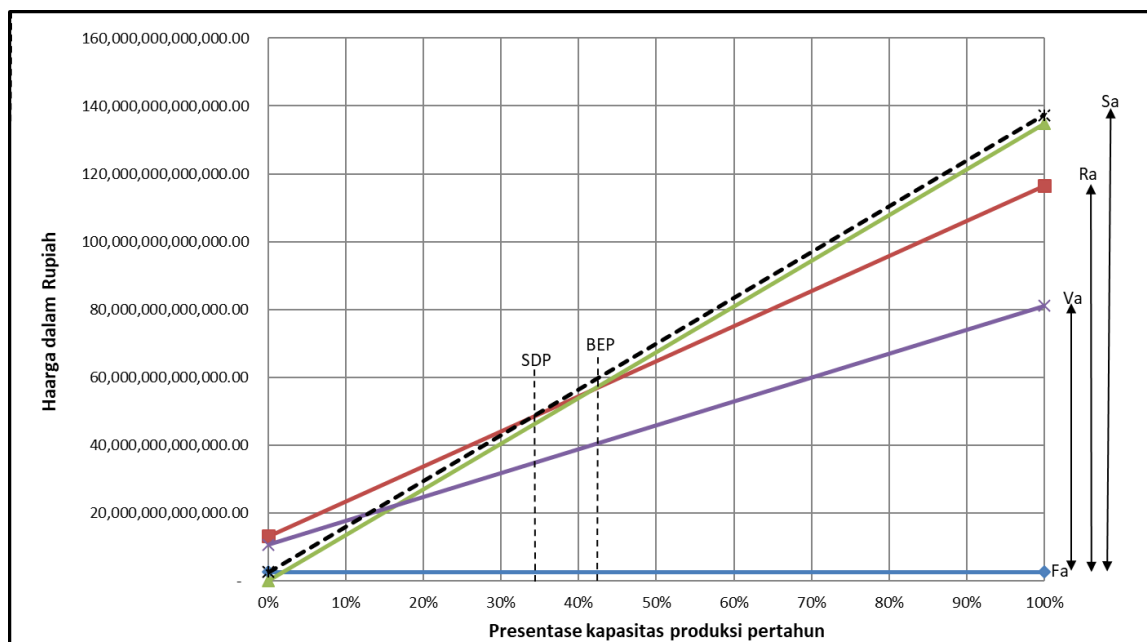
Asumsi: *Cash flow* tetap nilainya setiap tahun

Cash flow = *Profit after tax* + *Depreciation* + *Finance*

= Rp 11.867.603.105.460

Dengan *trial and error* diperoleh:

DCFRR (i) = 21,51 %



Gambar 4.10. Hubungan Kapasitas Produksi dan Biaya

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan dari tinjauan kondisi operasi pabrik *paraxylene* ini merupakan industri dengan resiko yang tinggi, Hal ini dikarenakan bahan baku berupa toluene termasuk dalam bahan kimia yang mudah terbakar sehingga berbahaya, serta pabrik beroperasi pada tekanan yang tinggi,

Dari analisa ekonomi yang dilakukan diperoleh hasil sebagai berikut:

1. *Percent Return on Investment* (ROI) sesudah pajak sebesar 46,20 %, Menurut Aries dan Newton nilai minimum ROI sebelum pajak untuk pabrik beresiko tinggi sebesar minimal 44 %,
2. *Pay Out Time* (POT) sesudah pajak sebesar 1,78 tahun, Menurut Aries dan Newton, POT sebelum pajak untuk pabrik beresiko tinggi maksimum 2 tahun,
3. *Break Even Point* (BEP) besarnya 41,97 %, Pendirian pabrik kimia umumnya BEP sebesar 40% sampai 60%,
4. *Shut Down Point* (SDP) besarnya 33,80 %, Pendirian pabrik kimia umumnya SDP sebesar 25% sampai 40%,
5. *Discounted Cash Flow* (DCF) besarnya 21,51 %, Suku bunga bank pada saat ini sekitar 15%, jadi DCF lebih besar dari suku bunga pinjaman di bank,

Dari hasil analisa yang dilakukan diatas dapat dihitung bahwa pabrik *paraxylene* dengan kapasitas 125.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

5.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman konsep-konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pendirian suatu pabrik kimia diantaranya sebagai berikut :

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses, alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh,
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan,
3. Produk *paraxylene* dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dimasa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat,

DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R,S,, and Newton, R,D,, 1954, “*Chemical Engineering Cost Estimation*”,
Mc,Graw Hill Book Company Inc., New York,
- 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, 2nd 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,
- Kern, D,Q,, 1950, “*Process Heat Transfer*”, pp, 110-115; 266-276; 468-474; 816;
828-834; 836-845, McGraw-Hill International Book Company Inc., New
York,
- Kirk, R,E,, and Othmer, F,, 1979, “*Enclopedia of Chemical Technology*”, 4th
Ed., Vol, 3, New York,
- Mc, Ketta, Jhon J., 1984, “*Encyclopedia of Chemical Processing and Design*”,
Marcel Dekker Inc, USA,

- McCabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, "*Unit Operation of Chemical Engineering*", 4th ed., McGraw Hill Book Co., Inc., New York,
- Paraxylene Market: *Global Industry Analysis and Forecast to 2015 to 2021*, (<http://www.persistencemarketresearch.com>)
- Perry, R.H, and Green, D.W., 1997, "*Perry's Chemical Engineers' Handbook*", 7th ed., pp, 12,14 – 12,18; 12,13-12,15; 16,8-16,66; 18,64-18,72; 27,8-27,11; 27,40, McGraw-Hill Book Company, New York,
- Peters, M,S., and Timmerhaus, K,D., 1980, "*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*", 3rd ed., McGraw Hill Book Co., Inc., New York,
- Powell, S,T., 1954, *Water Conditioning For Industry*, 1st ed., McGraw-Hill Book Company, Inc., New York,
- Rase, H,F., and Holmes, J, R., 1977, "*Chemical Reactor Design for Process Plant*", Volume One : Principles and Techniques, John Wiley and Sons, Inc., New York,
- Smith, R., 1995, "*Chemical Process Design*", pp, 52-53, McGraw-Hill, Inc., Singapore,
- Treybal, R,E., 1981, "*Mass Transfer Operation*", 3rd 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*", McGraw-Hill, New York,

Daftar pencarian website :

Alibaba, "*Machinery*", [www,alibaba.com](http://www.alibaba.com), diakses tanggal 1 September 2018.

Badan Pusat Statistik, "Data Impor *Benzoic Acid* di Indonesia", [www,bps,go,id](http://www.bps.go.id), diakses tanggal 10 Maret 2018.

Info Harga BBM, "Harga Keekonomian BBM Solar Industri PT Pertamina (persero), Periode 15-28 September 2018", [www,infohargabbm,com](http://www.infohargabbm.com), diakses tanggal 8 September 2017.

Kementrian Perindustrian Indonesia, "Investasi Sektor Petrokimia Butuh Dana US\$ 6". [http://www.kemenperin.go.id/artikel/2944/Investasi-Sektor-Petrokimia-ButuhDana-US\\$-6](http://www.kemenperin.go.id/artikel/2944/Investasi-Sektor-Petrokimia-ButuhDana-US$-6). Diakses tanggal 20 Maret 2018.

Kurs Dollar, "Kurs Dollar Hari Ini", [www,kurs,dollar,web,id](http://www.kurs,dollar,web,id), diakses tanggal 3 September 2018,

Listrik, "Tarif Dasar PLN September 2018", www,listrik,org, diakses tanggal 8 September 2018.

Matche, "*Equipment Cost*", www,matche,com, diakses tanggal 10 September 2018.

LAMPIRAN

LAMPIRAN
MENARA DESTILASI

MENARA DESTILASI 1

Fungsi : memisahkan toluene benzene dari xylene

Jenis : sieve tray

1. Menghitung volatilitas rata-rata (α avg)

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{top} \cdot \alpha_{bottom}}$$

coulson , 1985 (F.16)

komponen	α top	α bottom	α avg
benzene	4.6295	3.8010	4.1949
toluene	2.1067	1.9098	2.0058
paraxylene	1.0000	1.0000	1.0000
metaxylene	0.9790	0.9859	0.9824
ortoxylene	0.8492	0.8690	0.8590

2. Menghitung jumlah plate minimum (Nm)

$$Nm = \frac{\log \left[\left(\frac{X_{LK}}{X_{HK}} \right)_D \cdot \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)_B \right]}{\log \alpha_{avg,LK}}$$

(coulson and Richardson, eq 11.58 p-524)

Berdasarkan rumus diatas, diketahui :

X_{LK} : Toluene

X_{HK} : Paraxylene

Berdasarkan rumus diatas, maka diperoleh nilai $Nm = 13.2032 = 14$ plate

3. Menghitung Rmin

A. Persamaan gibbs

Umpan masuk pada keadaan cair jenuh sehingga $q = 1$

$$\sum \frac{\alpha_i X_{iF}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$

komponen	xiF	α avg	α_i xiF	α_i xiF / $\alpha_i - \theta$
benzene	0.1470	4.1949	0.6164	0.1990
toluene	0.6839	2.0058	1.3718	1.5104
paraxylene	0.1602	1.0000	0.1602	-1.6410
metaxylene	0.0073	0.9824	0.0072	-0.0622
ortoxylene	0.0017	0.8590	0.0015	-0.0062

Berdasarkan pada table diatas, dengan cara trial and error di dapat:

$$\theta = 1.0976$$

B. Persamaan Underwood

$$\sum \frac{\alpha_i X_{iD}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1$$

komponen	Xid	Ai	$\alpha_i^* Xid$	$(\alpha_i^* Xid) / (\alpha_i - \theta)$
benzene	0.1780	4.1949	0.7466	0.2410
toluene	0.8200	2.0058	1.6448	1.8110
paraxylene	0.0019	1.0000	0.0019	-0.0199
metaxylene	0.0001	0.9824	0.0001	-0.0006
ortoxylene	0.0000	0.8590	0.0000	0.0000
Total	1.0000			2.0315

Refluks operasi optimum berkisar antara (1.2 - 1.5) kali refluks minimum.

Maka :

$$R_{\text{operasi}} = 1.5 R_{\text{minimum}}$$

$$R_m + 1 = 2.0315$$

$$R_m = 1.0315$$

$$R_m/(R_m+1) = 0.5078$$

$$R/(R+1) = 0.6074$$

$$\text{reflux (R)} = 1.5473$$

4. Menghitung Jumlah Plate Teoritis (pers. Gilliland)

$$Y = \frac{N - N_m}{N + 1} = 1 - \exp \left[\left(\frac{1 + 54.4X}{11 + 117.7X} \right) \left(\frac{X - 1}{X^{0.5}} \right) \right]$$

$$\text{Maka } X = \frac{(R - R_m)}{(R + 1)} = 0.2025$$

$$Y = \frac{(N - N_m)}{(N + 1)} = 0.4574$$

$$N = \frac{N_m + Y}{1 - Y} = 25.1757 = 26 \text{ plate}$$

5. Perhitungan Efisiensi kolom Total dan Jumlah Plate Aktual

Korelasi yang digunakan untuk menentukan efisiensi kolom distilasi secara total adalah Korelasi O'Connell. Efisiensi kolom merupakan fungsi dari viskositas.

$$E_o = 51 - 32.5 \log(\mu_a \alpha_a)$$

Di mana :

μ_a = Viskositas rata-rata molar cairan.

α_a = Volatilitas rata-rata komponen light key.

- Menghitung jumlah plate/tray actual

$$T_{\text{rata-rata}} = 426.9520 \text{ K}$$

komponen	A	B	C	D	x_i	μ (cp)	$x_i \cdot \mu$
Benzene	-7.4005	1181.5000	0.0149	0.0000	0.1470	0.1673	0.0246
Toluene	-5.1649	810.6800	0.0105	0.0000	0.6839	0.1929	0.1319
paraxylene	-9.4655	1440.0000	0.0199	0.0000	0.1602	0.2042	0.0327
metaxylene	-6.0517	924.6000	0.0126	0.0000	0.0073	0.2119	0.0015
ortoxylene	-7.8805	1250.0000	0.0161	0.0000	0.0017	0.2384	0.0004

Maka :

$$\alpha_a = 2.0058$$

$$\mu_a = 0.1912$$

$$\alpha_a \times \mu_a = 0.3835$$

$$E_o = 64.5284 \%$$

$$N_{\text{act}} = \frac{N}{E_o} = 39.0148 = 39 \text{ plate}$$

- Menentukan Letak Umpan Plate

$$\log_{\frac{N_r}{N_s}} = 0.206 \log_{\left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_{f, HK}}{x_{f, LK}} \right) \left(\frac{x_{b, LK}}{x_{d, HK}} \right)^2 \right]}$$

Di mana :

N_r : Jumlah plate umpan dihitung dari atas (top)

N_s : Jumlah plate umpan dihitung dari bawah (bottom)

$$\begin{aligned}
 (N_r/N_s) & : 1.8578 \\
 N_r & : 1.8578 \quad N_s \\
 N_r + N_s = N_{act-1} & : 39 \\
 N_s & : 13.2967 \\
 N_r & : 25.7033 \\
 \text{letak feed plate} = \frac{N_t}{1 + \left(\frac{1}{N_r/N_s}\right)} & : 25.3534 \quad : 26 \text{ dari bawah}
 \end{aligned}$$

6. Mechanical design tinggi menara

plate spacing antara 0.15 - 1 m

diambil jarak plate spacing : 0.3 m

tinggi kolom : 12 m

Ruang kosong diatas plate teratas = 10% dr tinggi kolom

$$= 1.200 \text{ m}$$

Ruang kosong dibawah plate terbawah = 10% dr tinggi kolom

$$= 1.200 \text{ m}$$

Maka Tinggi Shell Menara Distilasi = 14.4 m

7. Menghitung Dimensi Menara

- Bagian Enriching/Rectifying

$$P = 2.1774 \text{ atm}$$

$$T = 405.6609 \text{ K}$$

$$R = 82.056 \text{ lt atm /Kgmol K}$$

komponen	A	B	N	Tc
benzene	0.30090	2.68E-01	2.82E-01	562.16
toluene	0.29999	2.71E-01	2.99E-01	591.79
paraxylene	0.27984	2.60E-01	2.79E-01	616.26
metaxylene	0.27866	2.59E-01	2.72E-01	617.05
orthoxylyene	0.28381	2.61E-01	2.74E-01	630.37

$$\rho = AB^{-(1-T/T_c)^n}$$

Densitas campuran Liquid = 3814.6708 kg/m³

Densitas campuran Vapor = $\frac{P \cdot BM_{Camp}}{R \cdot T} = 0.0059$ kg/liter

Kecepatan liquid (L = R x D) = 1317.6427 kmol/jam

Kecepatan vapor (v = L + D) = 2169.2105 kmol/jam

dicari berdasarkan kecepatan uap max (pers 11.79 & 11.80 Coulson)

$$U_v = (0.171l_s^2 + 0.27l_s - 0.047) \left[\frac{(\rho_L - \rho_v)}{\rho_v} \right]^{0.5} \quad D_c = \sqrt{\frac{4 V_w}{\pi \cdot \rho_v \cdot u_v}}$$

di mana :

- U_v = kecepatan uap masuk yang diijinkan berdasarkan luas tampang total menara, m/s
- V_w = kecepatan uap/cairan maksimum, m/s
- l_s = plate spacing, m
- D_c = Diameter kolom, m

Maka diperoleh :

- U_v = 1.2801 m/s
- V_w = 194519.0503 kg/jam
- D_c = 3.0275 m

- Bagian Stripping

- P = 2.52 atm

$$T = 448.2380 \text{ K}$$

$$R = 82.056 \text{ lt atm /Kgmol K}$$

komponen	A	B	N	Tc
benzene	0.30090	2.68E-01	2.82E-01	562.16
toluene	0.29999	2.71E-01	2.99E-01	591.79
paraxylene	0.27984	2.60E-01	2.79E-01	616.26
metaxylene	0.27866	2.59E-01	2.72E-01	617.05
orthoxylyene	0.28381	2.61E-01	2.74E-01	630.37

$$\rho = AB^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Densitas campuran Liquid

$$= 3574.7802 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas campuran Vapor} = \frac{P \cdot BM_{camp}}{R \cdot T} =$$

$$= 0.0072 \text{ kg/liter}$$

Kecepatan liquid (L = v + B)

$$= 458.0064 \text{ kmol/jam}$$

Kecepatan vapor (v = R x B)

$$= 278.2066 \text{ kmol/jam}$$

dicari berdasarkan kecepatan uap max (pers 11.79 & 11.80 coulson)

$$U_v = (0.171l_s^2 + 0.271l_s - 0.047) \left[\frac{(\rho_L - \rho_v)}{\rho_v} \right]^{0.5} \quad D_c = \sqrt{\frac{4 V_w}{\pi \cdot \rho_v \cdot U_v}}$$

di mana :

U_v = kecepatan uap masuk yang diijinkan berdasarkan luas tampang total menara, m/s

V_w = kecepatan uap/cairan maksimum, m/s

l_s = plate spacing, m

D_c = Diameter kolom, m

Maka diperoleh :

$$U_v = 1.1160 \text{ m/s}$$

$$V_w = 29383.5486 \text{ kg/jam}$$

$$D_c = 1.1352 \text{ m}$$

Kesimpulan :

Keterangan	enriching	stripping
diameter coulumn (m)	3.0276	1.1352
luas penampang column (Ac) (m ²)	7.1954	1.0116
luas downcomer (Ad)=0.12Ac (m ²)	0.8634	0.1214
luas net are (An)=Ac-Ad (m ²)	6.3319	0.8902
luas active area (Aa)=Ac -2Ad (m ²)	5.4685	0.7688
luas hole area (Ah)=0.1 Aa (m ²)	0.5468	0.0769

8. Panjang weir

Panjang weir (t_w) merupakan fungsi A_d/A_c yang telah digrafikan (fig 11.31, coulson)

untuk : $A_d = 0.12A_c$, didapat $t_w/D_c = 0.76$

seksi enriching = t_w = 2.3009 m

seksi striping = t_w = 0.8628 m

For columns operating above atmospheric pressure the weir heights will normally be between 40 mm to 90 mm (1.5 to 3.5 in.); 40 to 50 mm is recommended. (Richardson & Coulson, pg 571).

$$\begin{aligned} \text{Take weir height (hw)} &= 0.05 \text{ m} \\ \text{Hole diameter (Dh)} &= 0.005 \text{ m} \\ \text{Plate thickness / tebal plate} &= 0.005 \text{ m} \end{aligned}$$

9. check weeping

seksi Enriching

$$\text{Kecepatan uap (v)} = (R + 1) D = 194519.0503 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kecepatan cair (L)} = R \cdot D = 118156.6298 \text{ kg/jam}$$

$$\text{max } L_w = 32.8213 \text{ kg/s}$$

$$\text{max how} = 750 \left[\frac{L_w}{\rho \cdot t_w} \right]^{2/3} = 18.0685 \text{ mm liquid}$$

$$\text{min } L_w = 14.4548 \text{ mm liquid}$$

$$\text{min how} = 750 \left[\frac{L_w}{\rho \cdot t_w} \right]^{2/3} = 10.4591 \text{ mm liquid}$$

$$\text{min how} + \text{hw} = 60.4591 \text{ mm}$$

kecepatan uap min design :

$$U_{h \text{ min}} = \frac{[K_2 - 0.90 \cdot (25.4 - dh)]}{(\rho v)^{0.5}}$$

$$= 3.0531 \text{ m/s}$$

kecepatan fase uap :

$$Q_v = (V \cdot \text{BM vapour}) / \rho v$$

$$= 33160.6172 \text{ m}^3/\text{jam}$$

kecepatan uap minimum :

$$\begin{aligned} V_h &= (0.8 Q_v) / A_h \\ &= 13.4754 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Maka berdasarkan perhitungan diatas, $V_h > U_{hmin}$ sehingga tidak terjadi weeping.

seksi Stripping

$$\text{Kecepatan uap (v)} = R \cdot B = 29383.5486 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kecepatan cair (L)} = v + B = 48373.5867 \text{ kg/jam}$$

$$\text{max } L_w = 13.4371 \text{ kg/s}$$

$$\text{max } h_{ow} = 750 \left[\frac{L_w}{\rho_L \cdot t_w} \right]^{2/3} = 20.0066 \text{ mm liquid}$$

$$\text{min } L_w = 14.0046 \text{ mm liquid}$$

$$\text{min } h_{ow} = 750 \left[\frac{L_w}{\rho_L \cdot t_w} \right]^{2/3} = 20.5661 \text{ mm liquid}$$

$$\text{min } h_{ow} + h_w = 70.5661 \text{ mm}$$

kecepatan uap min design :

$$\begin{aligned} U_{hmin} &= \frac{[K_2 - 0.90 \cdot (25.4 - dh)]}{(\rho_v)^{0.5}} \\ &= 2.8803 \text{ m/s} \end{aligned}$$

kecepatan fase uap :

$$\begin{aligned} Q_v &= (V \cdot B_M \text{ vapour}) / \rho_v \\ &= 4064.3121 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

10. plate pressure drop

$$\text{Dry plate drop (hd)} = 51 \cdot \left[\frac{U_h}{C_o} \right]^2 \cdot \frac{\rho_v}{\rho_L}$$

U_h = kecepatan uap melalui hole, m/s

C_o = koefisien discharge sieve plate (C_o merupakan fungsi tebal plate, diameter hole dan perbandingan area hole dan active area)

Seksi Enriching

kecepatan uap max melalui hole

$$\begin{aligned} U_h \text{ max} &= Q_v / A_h \\ &= 16.8443 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$A_h / A_p \approx A_h / A_a = 0.1$$

$$\text{tebal plate} / d_h = 1$$

$$h_d = 31.5354 \text{ mm liquid}$$

$$\begin{aligned} \text{Residu Head (hr)} &= \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} \\ &= 3.2768 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total plate drop (ht)} &= h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \\ &= 102.8807 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

seksi Stripping

kecepatan uap max melalui hole

$$\begin{aligned} U_h \text{ max} &= Q_v / A_h \\ &= 14.6843 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$A_h / A_p \approx A_h / A_a = 0.1$$

$$\text{tebal plate} / d_h = 1$$

$$h_d = 31.5201 \text{ mm liquid}$$

$$\begin{aligned} \text{Residu Head (hr)} &= \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} \\ \text{hr} &= 3.4967 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total plate drop (ht)} &= h_d + (h_w + h_{ow}) + h_r \\ &= 105.0234 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

11. total pressure drop

dipilih harga ht yang paling besar, yaitu dari seksi stripping

$$h_t = 105.0234 \text{ mm liquid}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= 9,81 \cdot 10^{-3} \cdot h_t \cdot \rho_L \\ &= 3683.0238 \text{ Pa} = 0.0363 \text{ atm} \end{aligned}$$

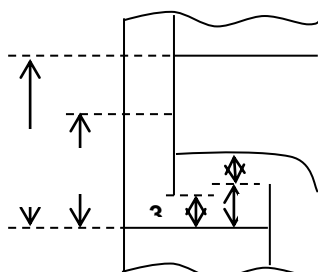
12. menentukan jumlah hole

$$\text{Luas satuan hole} = \frac{\pi}{4} \cdot (d_h)^2 = 0.000019625 \text{ mm}^2$$

$$\text{Jumlah hole bawah} = 3918$$

$$\text{Jumlah hole atas} = 27865$$

13. downcomer liquid back-up



1. t_s = tray spacing
2. h_b = downcomer back-up, diukur dr permukaan plate, m
3. h_{ap} = tinggi celah antara dinding downcomer dgn plate
4. h_w = tinggi weir
5. h_{ow} = ketinggian cairan diatas weir

lead loss in the downcomer

$$h_{ap} = h_w - (5-10 \text{ mm})$$

$$\begin{aligned} \text{diambil } h_{ap} &= h_w - 10 \text{ mm} \\ &= 0.04 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{luas di bawah downcomer (Aap)} = h_{ap} \cdot T_w$$

	top	bottom
Aap	0.0920 m ²	0.0345 m ²
Ad	0.8634 m ²	0.1214 m ²

$$A_{ap} = A_m$$

$$h_{dc} = 166 \left[\frac{L_w d}{\rho L A_m} \right]^2$$

Di mana :

L_{wd} = kecepatan alir cairan pada downcomer

h_{dc} = head loss pada downcomer

Top h_{dc} = 1.4507 mm

H_b = $(h_w + h_{ow \max}) + h_t + h_{dc}$

= 172.4000 mm = 0.1724 m

untuk menghindari flooding sebaiknya $h_b < 0.5 (t_s + t_w)$

$0.5 (T_s + t_w) = 1.3005 \text{ m}$

bottom $h_{dc} = 1.9694 \text{ mm}$

$h_b = (h_w + h_{ow \max}) + h_t + h_{dc}$

= 176.9994 mm = 0.1770 m

a. Chek resident Time

Min resint time = 3 detik

$$tr = \frac{Ad \cdot h_b \cdot \rho L}{L_{wd}}$$

Top $tr = 17.3011 \text{ s}$

Bottom $tr = 5.7163 \text{ s}$

b. Maximum vapour velocity

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \cdot \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}}$$

L_w = kec aliran cairan kg/s

V_w = kec aliran uap kg/s

F_{lv} = faktor aliran cairan uap

$$u_f = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

U_f = kec flooding uap m/s

k = konstanta yg mrpk fungsi Fl_v dan L_t

Seksi enriching

$$Fl_v = 0.0238$$

karena maximal superficial velocity terjadi pada keadaan flooding maka :

$$u_f = 1.6308 \text{ m/s}$$

agar tidak terjadi flooding superficial velocity 85%

$$u_f = 1.3862 \text{ m/s}$$

Seksi stripping

$$Fl_v = 0.0740$$

karena maximal superficial velocity terjadi pada keadaan flooding maka :

$$u_f = 1.3328 \text{ m/s}$$

agar tidak terjadi flooding superficial velocity 85%

$$u_f = 1.1329 \text{ m/s}$$

c. Check entrainment

$$\% \text{ foading} = \left(\frac{U_v}{U_f} \right) 100\%$$

$$U_v = Q_v / A_n$$

Seksi enriching

$$U_v = 1.4547 \text{ m/s}$$

$$\% \text{ foading} = 89.2028 \%$$

$$\% \text{ foading} = 89.2028 \quad \text{dan} \quad Fl_v = 0.0238$$

$$\Psi = 0.1$$

Seksi stripping

$$U_v = 1.2682 \text{ m/s}$$

$$\% \text{ foading} = 95.1496 \%$$

$$\begin{aligned} \% \text{ foading} &= 95.1496 & \text{ dan Flv} &= 0.0740 \\ \Psi &= 0.012 \end{aligned}$$

14. Menentukan tebal dinding menara

a. Tebal Shell

Diameter menara (DC)

- Seksi enriching = 3.0276 m
- Seksi stripping = 1.1352 m

Tekanan Perancangan = 1,1 P operasi

Bahan konstruksi = Carbon steel SA 283 grade C

- allowable stress (f) = 12.650 psia = 1.32 atm
- factor friksi (c) = 0.125 in
- efisiensi sambungan = 0.8

Tebal shell (ts)

$$\frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6 P} + c$$

Seksi enriching

Ts = 0.2394 in

dipakai tebal shell standar = ¼ in

OD = ID + 2 t = 119.6952 in

Dari tabel 5.7, Brownell - Young, OD yang sesuai adalah = 120 in

ID koreksi = OD - 2 t = 119.5 in

Seksi stripping

Ts = 0.1679 in

dipakai tebal shell standar = 1/4 in

OD = ID + 2 t = 45.1931 in

Dari tabel 5.7, Brownell - Young, OD yang sesuai adalah =120 in

$$\text{ID koreksi} = \text{OD} - 2t = 119.5 \text{ in}$$

b. Tebal Head

Bentuk head = torispherical dished head

$$\text{th} = \frac{0.885 P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.1 P} + c$$

$$= 0.3119 \text{ in}$$

$$\text{dipilih tebal standart (th)} = 5/16 \text{ in}$$

c. Menentukan Jarak Puncak dengan Straight Flange

Dari tabel 5.6, Brownell, straight flange (sf) antara (1,5-2,5)

$$\text{dipilih straight flange (sf)} = 2 \text{ in}$$

	Seksi enriching	Seksi stripping
r_i	114 in	114 in
icr	7 ¼ in	7 ¼ in
icr / OD	0.0636	0.0636
$a = ID/2$	59.5976 in	22.3465 in
$AB = a - icr$	52 1/3 in	15 in
$BC = r - icr$	106 ¾ in	106 ¾ in
$AC = (BC^2 - AB^2)^{1/2}$	93.0338 in	105.6771 in
$b = r - AC$	20.9662 in	8.3229 in
$Hh = th + b + sf$	23.2781 in	10.6347 in

15. Menentukan tinggi menara

$$\text{Vol head bottom} = 4.9 \cdot 10^5 \text{ ID}^3 = 4.3744 \text{ in}^3 = 0.0001 \text{ m}^3$$

$$Q \text{ bottom} = L / \rho L = 0.0038 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\theta = 17.3011 \text{ s}$$

$$\text{Vol cairan} = Q / \text{tr} = 0.0650 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{tinggi cairan} &= (\text{Vol cairan} - \text{Vol head}) / A_c \\ &= 0.0642 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tray spacing (Ts)} = 0.3 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi kolom} = (\text{Nact} - 1) \text{ Ts} = 11.7 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Ruang kosong diatas plate pertama} &= 10\% \cdot \text{tinggi kolom} \\ &= 1.17 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ruang kosong dibawah plate terakhir} &= 10\% \text{ tinggi kolom} \\ &= 1.17 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi menara} = 14.4 \text{ m}$$

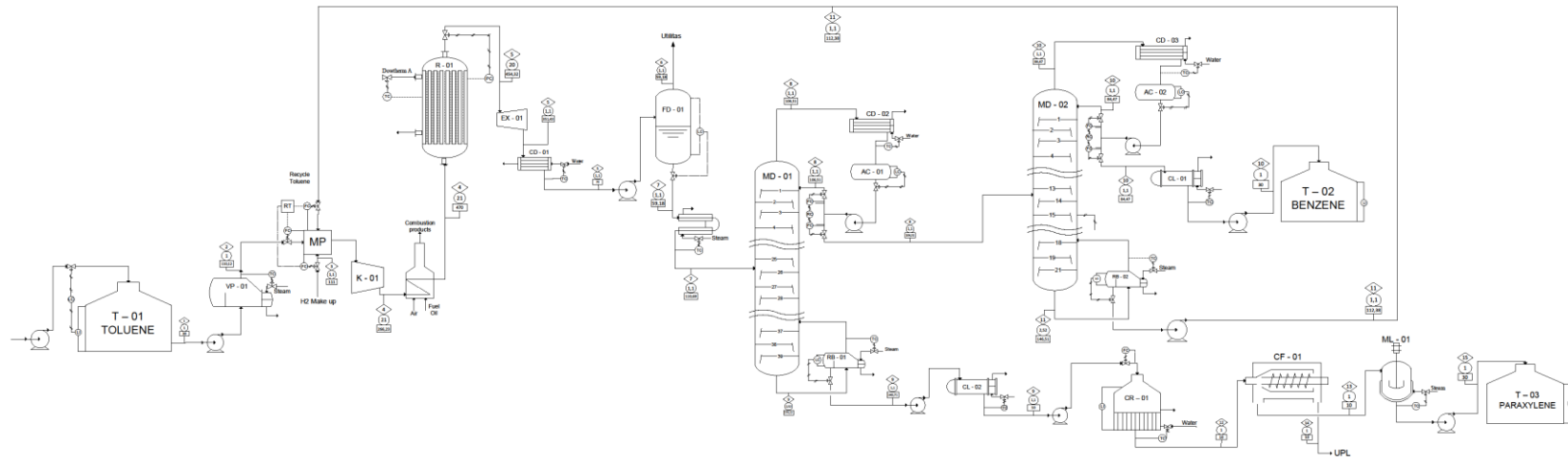
$$\text{Hh top} + \text{Hh bottom} = 0.8614 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total menara} = 14.9014 \text{ m}$$

**SPESIFIKASI
MD-01**

Tugas:	memisahkan toluene benzene dari xylene	
Jenis :	<i>Plate tower, dengan sieve tray</i>	
Bahan :	<i>Carbon Steel SA-285 grade C</i>	
Jumlah plate =	39	buah
Effisiensi plate :	64.5284%	
Tray spacing	0.30	m
Tinggi menara =	14.9014	m
Diameter menara =	3.0276	m
Tebal shell =		
Enriching	1/4	in
Stripping	1/4	in
Jenis head =	<i>Torispherical dished head</i>	
Tebal head =	5/16	in
Pipa umpan =	4.026	in(IPS)
Pipa atas menuju condensor =	23.250	in(IPS)
Pipa refluks distilat =	3.068	in(IPS)
Pipa pengeluaran bottom =	2.067	in(IPS)

PRARANCANGAN PABRIK PARAXYLENE DARI PROSES SELECTIVITAS DISPROPORSIONASI TOLUENE KAPASITAS 125.000 TON/TAHUN



Komponen (kg/jam)	Nomor Arus														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Hydrogen	-	-	1221.1039	1221.1039	1221.1039	1221.1039	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Metana	-	-	1.2225	1.2225	1.2225	1.2213	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Benzene	903.3983	903.3983	-	2929.5776	17611.6438	6192.4115	11419.2324	11419.2256	0.0068	9393.0463	2026.1793	0.0068	-	0.0068	-
Toluene	48803.1042	48803.1042	-	111732.5025	77095.4267	12888.3067	64207.1200	63565.0488	642.0712	635.6505	62929.3983	642.0712	7.8914	634.1798	7.8914
Paraxylene	-	-	-	-	18897.3940	1360.9163	17336.4777	175.3648	17361.1129	0.0053	173.3394	17361.1129	15703.9157	1657.1971	15703.9157
Metylsylene	-	-	-	-	838.0654	59.8047	798.2607	6.3307	791.9300	0.0002	6.3305	791.9300	47.3483	744.5815	47.3483
Ortoxylyene	-	-	-	-	199.5501	11.7244	187.8257	0.2549	187.5708	-	0.2549	187.5708	23.6742	163.8966	23.6742
Jumlah	49706.5025	49706.5025	1222.3262	115884.4063	115884.4063	21735.4888	94148.9165	75166.2248	18982.6917	10028.7023	65137.5225	18982.6917	15782.8259	3199.8618	15782.8259

Keterangan Gambar

T	Tangki
VP	Vaporizer
K	Kompresor
R	Reaktor
EX	Expander
CD	Condensor
FD	Flash Drum
MD	Distillation Tower
AC	Accumulator
RB	Reboiler
CL	Cooler
CR	Crystallizer
CF	Centrifuge
ML	Melter

LI	Level Indicator
TC	Temperature Control
PC	Pressure Control
LC	Level Control
FC	Flow Control
◇	Nomer Arus
○	Tekanan (atm)
○	Temperature (°C)
◇	Control Valve
→	Arus Sinyal Pneumatic
→	Arus Sinyal Listrik
→	Arus Proses
→	Arus Utdrain

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2018

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK PARAXYLENE DARI
PROSES SELECTIVITAS DISPROPORSIONASI
TOLUENE
KAPASITAS 125.000 TON/TAHUN

Dibuat oleh:
1. Marika Liliandiyanti (14521075)
2. Nadia Turayya (14521109)

Dewan pembimbing:
1. Faisal R.M. Ir. Drs. M.T., Ph.D. (0509115701)
2. Ika Pujiastuti, Dr., S.T., M.Eng. (0506032020)