

**PRARANCANGAN PABRIK *PARAXYLENE* DARI *TOLUENE***

**KAPASITAS 350.000 TON/TAHUN**

**Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh Gelar**

**Sarjana Teknik Kimia**



**Oleh :**

**Nama : Clarissa Yessica Fadilla    Nama : Aniza Zahra Sabina**  
**NIM : 19521096                            NIM : 19521099**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA**

**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

**UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA**

**2023**

# LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN

PRA RANCANGAN PABRIK *PARAXYLENE* DARI *TOLUENE*,  
KAPASITAS 350.000 TON / TAHUN

## PRARANCANGAN PABRIK

Kami yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama: Clarissa Yessica Fadilla

Nama : Aniza Zahra Sabina

No. Mahasiswa: 19521096

No. Mahasiswa : 19521099

Yogyakarta, 08 Oktober 2023

Menyatakan bahwa seluruh hasil Naskah Pra rancangan Pabrik ini sudah sesuai kaidah ilmiah, Apabila di kemudian hari ada plagiasi atau pelanggaran lainnya maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.

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

Tanda tangan



10000  
METERAI TEMPEL  
034DBAKX548282030

Clarissa Yessica Fadilla

NIM. 19521096

Tanda tangan



10000  
METERAI TEMPEL  
F2E1BAKX548282025

Aniza Zahra Sabina

NIM.19521099

# LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK *PARAXYLENE*

DARI *TOLUENE* DENGAN

KAPASITAS 350.000 TON / TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Clarissa Yessica Fadilla

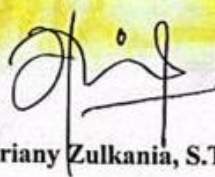
Nama : Aniza Zahra Sabina

NIM: 19521096

NIM : 19521099

Yogyakarta, 8 Oktober 2023

Pembimbing



1/10 '23

Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

# LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK *PARAXYLENE* DARI *TOLUENE* DENGAN  
KAPASITAS 350.000 TON/TAHUN  
PRARANCANGAN PARIK

Oleh :

Nama : Clarissa Yessica Fadilla  
NIM : 19521096

Telah Dipertahankan di Depan Penguji Sebagai Salah Satu Syarat  
untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia

Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 10 November 2023

Tim Penguji,

Dr. Ariany Zulkania, S.T.,M.Eng.

Ketua

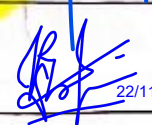
Dr. Dyah Retno Sawitri , S.T,M.Eng.

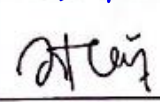
Anggota I

Umi Rofiqah, S.T.,M.T.

Anggota II

  
23/11/2023

  
22/11/2023




Mengetahui :

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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

## KATA PENGANTAR



*Assalamu'alaikum Wr. Wb.*

Puji syukur kehadirat Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya, sehingga pada kesempatan kali ini penulis dapat menyusun dan menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul “PraRancangan Pabrik *Paraxylene* dari *Toluene* dengan kapasitas 350.000 ton/tahun” yang mana dilakukan untuk memenuhi persyaratan dalam mencapai gelar Sarjana Teknik Kimia pada Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia. Selama menyelesaikan Tugas Akhir ini penulis banyak mendapatkan bantuan dan bimbingan dari berbagai pihak. Untuk itu dengan segala kerendahan hati penulis mengucapkan banyak terimakasih kepada:

1. Allah SWT yang Maha Esa, karena dengan izinnya penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini.
2. Kedua orang tua dan seluruh keluarga tercinta yang selalu memberikan dukungan, baik secara moral maupun meterial serta nasihat dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T., IPU, ASEAN.Eng., selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia yang telah memberikan kelancaran pelayanan dalam urusan akademik.
5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D., selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia yang telah memberikan kelancaran pelayanan dalam urusan akademik.
6. Ibu Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng., selaku Dosen Pembimbing yang selalu memberikan waktu, arahan dan bimbingannya selama penyusunan dan penyelesaian Tugas Akhir ini.
7. Seluruh Dosen Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan ilmunya kepada penulis.
8. Seluruh rekan-rekan Mahasiswa Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia angkatan 2019 yang selalu memberikan dukungan serta saling membagikan ilmunya.
9. Semua pihak yang tidak dapat penulis sebutkan satu persatu dalam membantu penyusunan

Tugas Akhir ini dengan tulus dan ikhlas. Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan dan kesalahan serta masih jauh dari kata sempurna. Oleh karena itu, kritik dan saran yang dapat membangun sangat penulis harapkan. Semoga Tugas Akhir ini dapat dipahami dan bermanfaat bagi penulis maupun orang yang membacanya.

Yogyakarta 9 Oktober 2023

Penyusun

## LEMBAR PERSEMBAHAN



Karya ini saya persembahkan kepada :

Assalamualaikum Warrahmaatullahi Wabarakatuh

Puji syukur kehadirat Allah SWT. atas segala rahmat, hidayah, dan karunia-Nya sehingga saya dapat menyelesaikan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini dengan baik. Saya sangat bersyukur kepada Allah SWT. yang telah memberikan saya salah satu dari sekian banyak nikmat-Nya, yaitu dapat menuntut ilmu dan menyelesaikan studi di Jurusan Teknik Kimia FTI UII.

Dalam mengerjakan tugas akhir ini tentunya tidak semulus seperti yang terlihat, banyak sekali rintangan, hambatan dan hal-hal yang tidak terduga. Namun, dibalik semuanya Allah SWT. Selalu menghadirkan orang-orang baik yang bisa membuat saya kuat hingga ada diposisi ini. Pada lembar persembahan ini, apresiasi terimakasih terbesar dan paling tulus saya berikan kepada :

Ayah dan Bunda saya tercinta, terimakasih karena selalu mendukung saya, memberikan semangat, menjadi tempat ternyaman, serta selalu mendoakan saya tanpa henti. Terimakasih karena sudah selalu memberikan kepercayaan kepada saya, sebesar apapun kebaikan yang saya beri tidak akan pernah bisa membalas semua jasa ayah dan bunda. Semoga Allah SWT. Selalu memberikan kesehatan dan kebahagiaan untuk ayah dan bunda. Dan juga Damar Arya Ardiansyah selaku adik kandung saya, yang senantiasa memberikan semangat dan doa untuk saya.



Terima Kasih kepada Ibu Ariany Zulkania, ST., M.Eng. selaku Dosen Pembimbing atas bimbingan, arahan, masukan dan saran yang telah diberikan kepada kami selama tugas akhir perancangan ini sehingga kami dapat menyelesaikannya dengan baik.

Reeza Ardani Firsya, orang yang selalu memberikan dukungan untuk saya, selalu memberikan kasih sayang, saran dan doa untuk saya. Semoga Allah SWT. membalas semua kebaikan mu dan keluarga.

Untuk Aniza Zahra Sabina selaku partner Tugas Akhir saya, terimakasih karena sudah mau berjuang bersama. Saya meminta maaf apabila seringkali membuat kesalahan. Semoga segala ilmu yang didapat dapat bermanfaat dalam menempuh perjalanan selanjutnya. Semoga Allah SWT. selalu melindungi dan memberikan kebahagiaan.

Terimakasih untuk Nisa Aulia Rahma, Brisyla Larriza, Aniza Zahra Sabina dan Nanda Aprili Haque yang telah menjadi teman sejak awal perkuliahan, menjadi tempat saya untuk bercerita dan menjadi teman yang selalu memberikan saya dukungan. Semoga Allah SWT. selalu memberikan kemudahan dan kebahagiaan untuk kalian.

Untuk keluarga cemara, Falih, Genta, Catra, Aul, Ecak, Andyan dan Ridho saya mengucapkan terimakasih karena sudah mewarnai dan membersamai saya selama masa perkuliahan, terimakasih karena sudah selalu membuat saya tertawa dan senang mempunyai teman seperti kalian. Semoga Allah SWT. selalu memberikan kalian kebahagiaan.

Seluruh teman-teman Teknik Kimia Angkatan 2019 serta pihak yang tidak dapat saya sebutkan satu persatu yang kerap kali saling mendoakan kelancaran progress perkuliahan satu sama lain, saling memberi informasi. Semoga kita semua menjadi orang yang sukses dan berguna bagi orang lain.

Yang terakhir untuk diri saya, terimakasih karena sudah bisa bertahan hingga sekarang. Ingatlah segala kesulitan yang sedang dilalui nantinya akan membuka kebahagiaan-kebahagiaan dalam hidup.

Wassalamualikum Warrahmaatullahi Wabarakatuh

Yogyakarta, 8 Oktober 2023

Clarissa Yessica Fadilla

Teknik Kimia 2019

## DAFTAR ISI

KATA PENGANTAR .....	III
LEMBAR PERSEMBAHAN .....	VI
DAFTAR ISI.....	XIV
DAFTAR TABEL.....	XV
DAFTAR GAMBAR .....	XVII
DAFTAR LAMBANG / NOTASI / SINGKATAN .....	XVIII
ABSTRAK.....	XXII
<i>ABSTRCK</i> .....	XXIII
BAB I PENDAHULUAN.....	1
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	17
BAB III PERANCANGAN PROSES .....	26
BAB IV PERANCANGAN PABRIK .....	78
BAB V UTILITAS .....	108
BAB VI EVALUASI EKONOMI .....	153
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN.....	182
DAFTAR PUSTAKA .....	185
LAMPIRAN.....	188

## DAFTAR TABEL

TABEL 1.1 PRODUSEN <i>TOLUENE</i> DALAM NEGRI.....	3
TABEL 1.2 DATA KAPASITAS PABRIK <i>PARAXYLENE</i> DI INDONESIA.....	4
TABEL 1.3 DATA IMPOR <i>PARAXYLENE</i> DI INDONESIA.....	4
TABEL 1.4 KAPASITAS PRODUSEN PABRIK <i>PARAXYLENE</i> DI LUAR NEGRI .....	5
TABEL 1.5 MATRIKS PEMILIHAN PROSES .....	10
TABEL 1.6 NILAI $\Delta H_F^\circ$ DAN $\Delta G_F^\circ$ PADA MASING-MASING KOMPONEN .....	12
TABEL 2.1 NERACA MASSA REAKTOR (R-01).....	72
TABEL 2.2 NERACA MASSA SEPARATOR (SP-02).....	72
TABEL 2.3 NERACA MASSA MENARA DISTILASI I (MD-01) .....	73
TABEL 2.4 NERACA MASSA MENARA DISTILASI II (MD-02).....	73
TABEL 2.5 NERACA MASSA KRISTALIZE (CR-01) .....	73
TABEL 2.6 NERACA MASSA CENTRIFUGE (CF-01).....	74
TABEL 2.7 NERACA MASSA MELTER (MT-01).....	74
TABEL 2.8 NERACA PANAS REAKTOR (R-01).....	75
TABEL 2.9 NERACA PANAS CONDENSER PARTIAL (CD-01).....	75
TABEL 2.10 NERACA PANAS MENARA DISTILASI I (MD-01).....	76

TABEL 2.11 NERACA PANAS MENARA DISTILASI II (MD-02).....	76
TABEL 2.12 NERACA PANAS KRISTALIZER (CR-01) .....	76
TABEL 2.13 NERACA PANAS MELTER (MT-01) .....	77
TABEL 4.1 RINCIAN LUAS DAN BANGUNAN PABRIK .....	88
TABEL 4.2 JADWAL KERJA KARYAWAN <i>SHIFT</i> .....	97
TABEL 4.3 JADWAL KERJA KARYAWAN <i>SHIFT</i> ( LANJUTAN).....	98
TABEL 4.4 JUMLAH KARYAWAN.....	98
TABEL 4.5 RINCIAN PENGGOLONGAN JABATAN.....	100
TABEL 4.6 GAJI KARYAWAN .....	102
TABEL 5.1 KEBUTUHAN AIR PENDINGIN .....	117
TABEL 5.2 KEBUTUHAN AIR UMPAN STEAM.....	118
TABEL 5.3 KEBUTUHAN STEAM .....	119
TABEL 5.4 KEBUTUHAN DAYA ALAT PROSES .....	120
TABEL 5.5 KEBUTUHAN LISTRIK UTILITAS .....	121
TABEL 5.6 KEBUTUHAN LISTRIK LAINNYA .....	122
TABEL 6.1 HARGA ALAT – ALAT PROSES .....	156
TABEL 6.2 BANGUNAN DAN LUAS.....	161
TABEL 6.3 HARGA ALAT DALAM DOLLAR.....	163
TABEL 6.4 HARGA ALAT LOKAL .....	164

TABEL 6.5 PHYSICAL PLANT COST (PPC) .....	168
TABEL 6.6 DIRECT PLANT COST (DPC).....	168
TABEL 6.7 FIXED CAPITAL INVESTMENT (FCI).....	169
TABEL 6.8 GAJI KARYAWAN .....	170
TABEL 6.9 TRIALL & ERROR.....	180

## DAFTAR GAMBAR

GAMBAR 1.1 GRAFIK IMPORT (TON/TAHUN) .....	4
GAMBAR 1.2 REAKSI TRANSKILASI .....	8
GAMBAR 1.3 REAKSI DISPROPORSIONASI.....	9
GAMBAR 1.4 REAKSI DISPROPORSIONASI.....	11
GAMBAR 2.1 DIAGRAM ALIR KUALITATIF.....	29
GAMBAR 2.2 DIAGRAM ALIR KUANTITATIF .....	30
GAMBAR 4.1 LOKASI PABRIK.....	80
GAMBAR 4.2 TATA LETAK PABRIK <i>PARAXYLENE</i> .....	87
GAMBAR 4.3 LAYOUT MESIN ( SKALA 1 : 1000).....	90
GAMBAR 4.4 STRUKTUR ORGANISASI.....	93
GAMBAR 5.1 SKEMA UNIT PENGOLAHAN AIR .....	108
GAMBAR 5.2 PROSES DEMINERALISASI.....	141
GAMBAR 6.1 GRAFIK EVALUASI EKONOMI .....	179

## DAFTAR LAMBANG / NOTASI / SINGKATAN

T	: Temperatur, °C
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
-rA	: Laju reaksi, kg mol/(kg katalis, jam)
k	: konstanta kecepatan reaksi, kg katalis, jam atm <sup>2</sup>
kad	: konstanta kecepatan reaksi penyerapan <i>toluene</i> , atm <sup>-1</sup>
P	: Tekanan, atm
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m <sup>3</sup>
Qs	: Kebutuhan Steam, kg
Ms	: Massa Steam, kg
A	: Luas bidang penampang, ft <sup>2</sup>
Vt	: Volume tangka, m <sup>3</sup>
Qf	: Kecepatan/laju alir volumetric, m <sup>3</sup> /jam
T	: Waktu, jam
m	: Massa, kg
FV	: Laju alir, m <sup>3</sup> /jam
π	: Jari – jari, in
P	: Power motor, Hp
Sg	: Spesific gravity
x	: Konversi, %



TC	: Titik kritis, °C
TB	: Titik didih, °C
HV	: Panas penguapan, joule/mol
Vs	: Volume shell, m <sup>3</sup>
Vh	: Volume head, m <sup>3</sup>
Vt	: Volume total, m <sup>3</sup>
Dopt	: Diameter optimal, m <sup>3</sup>
ID	: Inside diameter, in
OD	: Outside diameter, in
Re	: Bilangan Reynold
F	: Normal heating value, Btu/lb
E	: Efisiensi pengelasan
f	: Allowable stress, psia
rc	: Jari – jari dish, in
icr	: Jari – jari sudut dalam, in
W	: Tinggi pengaduk, m
B	: Lebar baffle, m
L	: Lebar pengaduk, m
N	: Kecepatan putaran, rpm
BWG	: <i>Birmingham wire gauge</i>
UD	: Koefisien perpindahan panas menyeluruh setelah ada zat pengotor pada HE, Btu/jam ft <sup>2</sup> °F

UC	: Koefisien perpindahan panas menyeluruh pada awal HE dipakai, Btu/jamft <sup>2</sup> °F
Rd	: Faktor pengkotor
η	: Efisiensi
Wf	: Total head, in
P	: Panjang, m
l	: Lebar, m
ts	: Tebal shell, in
th	: Tebal head, in
k	: Konduktivitas termal, Btu/jam ft <sup>2</sup> °
Fc	: Panas spesifik, Btu/jam ft <sup>2</sup> °F
jH	: Heat transfer factor
hi	: Inside film coeficien, Btu/jam ft <sup>2</sup> °F
ho	: Outside film coeficien, Btu/jam ft <sup>2</sup> °F
LMTD	: Long mean temperature different, °F
K	: Konstanta kinetika reaksi, /menit
Nt	: Jumlah tube
BS	: Baffle spacing, in
PT	: Tube pitch, in

## ABSTRAK

Perkembangan industri di Indonesia pada saat ini mengalami peningkatan di segala bidang, terutama industri kimia. Salah satu bahan kimia yang sangat dibutuhkan di industri kimia adalah *paraxylene*. *Paraxylene* merupakan suatu senyawa yang digolongkan ke dalam hidrokarbon aromatic *Paraxylene* dapat diolah menjadi berbagai macam produk akhir seperti pembuatan *purified terephthalic acid* (PTA) dan *dimethyl terephthalate* (DMT). Pabrik direncanakan didirikan pada tahun 2028 di Serang, Banten dengan kapasitas sebesar 350.000 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 diperkerjakan di pabrik ini sebanyak 114 orang. Pembuatan *Paraxylene* menggunakan bahan baku berupa Toluene dengan kemurnian 99% berat dan bahan pembantu Hidrogen dengan katalisator Silica – Alumina. Proses pembentukan *Paraxylene* di lakukan di dalam reaktor *Fixed Bed Multitube* pada suhu 450 °C dan tekanan 15,5 atm dengan kondisi *non-isothermal non-adiabatic*. Kemurnian *Paraxylene* yang dihasilkan sebesar 99%. Dalam menunjang proses produksi, diperlukan air untuk proses utilitas dan Listrik yang disediakan oleh PLN, serta generator sebagai cadangan. Parameter berdasarkan kelayakan pendirian pabrik menggunakan analisis ekonomi Keuntungan pabrik sebelum pajak sebesar Rp. 5.374.116.660.262,62 dan keuntungan pabrik setelah pajak sebesar Rp. 4.299.293.328.210,09. Analisa kelayakan dapat dilihat dari nilai *Return On Investment* (ROI) sebelum pajak (ROIb) sebesar 42,2% dan setelah pajak (ROIa) 33,8% , *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak (POTb) sebesar 1,91 tahun dan setelah pajak (POTa) 2,28 Tahun , *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 19,19 % *Break Even Point* (BEP) sebesar 41,63 % , dan *Shut down point* (SDP) sebesar 22,20 %. Sehingga dapat disimpulkan bahwa pabrik *paraxylene* ini layak untuk didirikan.

**Kata Kunci** : Hidrogen, Katalisator Silica –Alumina, *Paraxylene*, Reaktor Fixed Bed Multitube, Toluene

## ***ABSTRACT***

Industrial development in Indonesia is currently experiencing an increase in all fields, especially the chemical industry. One of the chemicals that is really needed in the chemical industry is paraxylene. Paraxylene is a compound that is classified as an aromatic hydrocarbon. Paraxylene can be processed into various end products such as making purified terephthalic acid (PTA) and dimethyl terephthalate (DMT). The factory is planned to be established in 2028 in Serang, Banten with a capacity of 350,000 tons/year. The factory works continuously 24 hours a day and 330 days a year and one month shut down for factory repairs and maintenance. The number of employees employed at this factory is 114 people. Paraxylene is made using raw materials in the form of Toluene with a purity of 99% by weight and hydrogen as a supporting material with a Silica - Alumina catalyst. The Paraxylene formation process was carried out in a Fixed Bed Multitube reactor at a temperature of 450°C and a pressure of 15.5 atm with non-isothermal non-adiabatic conditions. The purity of the Paraxylene produced is 99%. To support the production process, water is needed for the utility process and electricity provided by PLN, as well as a generator as a backup. Parameters based on the feasibility of setting up a factory using economic analysis Factory profit before tax is IDR. 5,374,116,660,262.62 and factory profit after tax of Rp. 4,299,293,328,210.09. Feasibility analysis can be seen from the Return On Investment (ROI) value before tax (ROIb) of 42.2% and after tax (ROIa) 33.8%, Pay Out Time (POT) before tax (POTb) of 1.91 years and after tax (POTa) 2.28 years, Discounted Cash Flow Rate (DCFR) of 19.19% Break Even Point (BEP) of 41.63%, and Shut down point (SDP) of 22.20%. So it can be concluded that this paraxylene factory is worthy of being established.

**Keywords:** Fixed Bed Multitube Reactor, Hydrogen, Paraxylene, Silica-Alumina Catalyst, Toluene.

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Pada era perdagangan bebas, Indonesia harus bisa meningkatkan produksinya dalam berbagai sektor. Perkembangan industri di Indonesia pada saat ini mengalami peningkatan di segala bidang, terutama industri yang bersifat padat modal dan teknologi Indonesia diharapkan mampu bersaing dengan negara-negara maju lainnya. Peningkatan yang pesat baik secara kualitatif maupun kuantitatif juga terjadi dalam industri kimia. Salah satu bahan kimia yang sangat dibutuhkan di industri kimia adalah *paraxylene*.

*Paraxylene* merupakan suatu senyawa yang digolongkan ke dalam hidrokarbon aromatik. *Paraxylene* dapat diolah menjadi berbagai macam produk akhir seperti pembuatan *purified terephthalic acid* (PTA) dan *dimethyl terephthalate* (DMT). *Purified terephthalic acid* (PTA) dan *dimethyl terephthalate* (DMT) dapat diolah sebagai bahan industri plastik maupun tekstil yang dapat disebut perantara polyester, serta dapat digunakan sebagai bahan film, resin fiber, *plasticizer*, bahan campur bensin, zat pengemulsi untuk fungisida dan insektisida, bahan penggosok dan lain sebagainya (Kirk & Othmer, 2010).

Kebutuhan *paraxylene* di Indonesia diperkirakan akan terus meningkat dengan berkembangnya industri-industri yang berbahan baku *toluene*. Selain itu

*toluene* belum banyak diproduksi di dalam negeri sehingga untuk mencukupi kebutuhan di dalam negeri masih didatangkan dari luar negeri. Bahan baku *toluene* didatangkan dari Singapore Petrochemical Complex, PT Global Chemicals, Thailand, Qingdao Hailifeng Chemical industry, Di Ao International Trade, PT Pertamina, dan PT TPPI (Ashraf et al, 2013).

Kebutuhan *paraxylene* dalam negeri dapat dipenuhi dengan mendirikan pabrik *paraxylene*, sehingga dapat mengurangi impor *paraxylene* dari negara lain, serta dapat menghemat devisa negara untuk mengimpor bahan tersebut serta menciptakan lapangan pekerjaan dan mengurangi masalah pengangguran di Indonesia. Sehingga dengan berdirinya pabrik ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan *paraxylene* di Indonesia.

Adapun faktor – faktor lain yang menjadi landasan pendirian pabrik pembuatan *paraxylene* ini sebagai berikut :

- a. Pendirian pabrik *paraxylene* dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri sehingga tidak perlu mendatangkan dari luar negeri.
- b. Dengan adanya pabrik ini diharapkan dapat mkorearong perkembangan produksi Indonesia yang menggunakan *paraxylene* sebagai bahan baku maupun bahan penunjang.
- c. Dari segi sosial dan ekonomi dengan adanya pabrik ini maka dapat memberikan lapangan pekerjaan dan secara tidak langsung meningkatkan perekonomian masyarakat.

## 1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Dalam menentukan kapasitas rancangan pabrik yang akan didirikan ada beberapa pertimbangan, diantaranya adalah :

### 1.2.1 Ketersediaan Bahan Baku

Data Kapasitas produksi *toluene* dalam negeri sangat sedikit. Berikut ini adalah data kapasitas produksi *toluene* di Indonesia :

Tabel 1.1 Produsen *Toluene* Dalam Negri

Nama Perusahaan	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. Trans Pacific Petrochemical Indonesia	300.000
PT. Pertamina IV Cilacap	12.000
<b>Total</b>	<b>312.000</b>

(Kementrian Perindustrian RI,2018)

Dikarenakan produsen di Indonesia belum memenuhi kapasitas yang diinginkan, sehingga bahan baku *toluene* di impor dari GS Caltex yang berlokasi di Yeosu, Korea Selatan dengan kapasitas 7000.000 ton/tahun.

### 1.2.2 Produksi *Paraxylene* di Indonesia

Berdasarkan data dibawah ini kapasitas pabrik *paraxylene* yang sudah ada di indonesia memiliki total kapasitas sebesar 820.00 ton/tahun, sedangkan untuk kebutuhan *paraxylene* di Indonesia terus meningkat. Banyak perusahaan yang memerlukan *paraxylene* sebagai bahan baku, namun karena ketersediaannya di dalam negri sangat terbatas, banyak perusahaan yang harus mendatangkan *paraxylene* dari luar negri.

Tabel 1.2 Data Kapasitas Pabrik *Paraxylene* di Indonesia

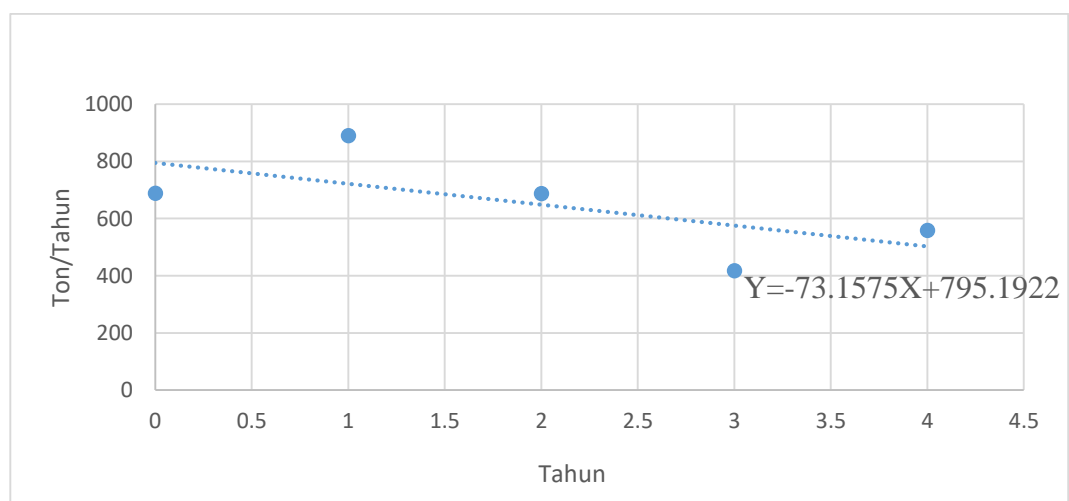
Nama Perusahaan	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. Trans Pacific Petrochemical Indonesia	550.000
PT. Pertamina IV Cilacap	270.000
<b>Total</b>	<b>820.000</b>

### 1.2.3 Proyeksi Kebutuhan *Paraxylene* di Indonesia

Data impor *paraxylene* dari tahun 2017 sampai 2021 berdasarkan data Badan Pusat Statistika menunjukkan bahwa jumlah impor *paraxylene* mengalami peningkatan dan penurunan seperti terlihat pada tabel 1.3

Tabel 1.3 Data Impor *Paraxylene* di Indonesia

Tahun	Import
2017	688.69
2018	890.179
2019	688.357
2020	418.336
2021	558.824



Gambar 1.1 grafik import (ton/tahun)



Dari Grafik 1.1 maka dapat diperkirakan import *paraxylene* di Indonesia pada tahun mendatang saat pembangunan pabrik dapat dihitung dengan menggunakan persamaan  $Y = -73.1575x + 795.1922$  yang didapatkan dari pendekatan regresi linear, dengan nilai  $x$  adalah tahun yang diperkirakan dan nilai  $y$  adalah jumlah import dari *paraxylene*.

Dengan menggunakan persamaan tersebut, dapat diperkirakan bahwa impor *paraxylene* pada tahun 2025 (tahun ke 8) adalah 209.932. Berdasarkan data impor yang diperoleh, maka dapat diproyeksikan impor *paraxylene* dari tahun 2022 sampai tahun 2026 yang ditunjukkan pada Tabel 1.4

Tabel 1.4 Kapasitas Produsen Pabrik *Paraxylene* di Luar Negeri

<b>Nama Perusahaan</b>	<b>Negara</b>	<b>Kapasitas</b>
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

Potensi kapasitas pabrik *paraxylene* pada tahun 2025

$$\begin{aligned} &= (\text{konsumsi} + \text{ekspor}) - (\text{produksi} + \text{impor}) \\ &= (1.579.000 + 0) - (820.000 + 209.932) \\ &= 549.068 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas peluang kapasitas pabrik *paraxylene* sebesar 549.068 ton/tahun. Ditinjau dari pabrik yang sudah berdiri sebelumnya dengan total 820.000 ton/tahun dan kapasitas bahan baku yang digunakan dari dalam negeri tidak mencukupi sehingga diperlukan import bahan baku, bahan baku yang akan digunakan yaitu dari GS Caltex yang berlokasi di Yeosu, Korea Selatan dengan kapasitas 7000.000 ton/tahun. Sehingga dipilihnya kapasitas 350.000 ton/tahun, dengan mempertimbangkan kapasitas pabrik *paraxylene* yang sudah ada dan ketersediaan bahan baku diharapkan dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri.

### 1.3 Tinjauan Pustaka

#### 1.3.1 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* yang juga sering disebut dengan *p-xylene* digunakan untuk pembuatan kain poliester dan botol plastic PET. *Paraxylene* termasuk dalam keluarga *xylene* yang terdiri dari tiga

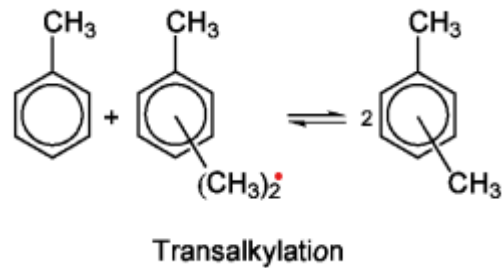
isomer dimetilbenzena yaitu, *metaxylene* (m-xylene), *orthoxylyene* (o-xylene) dan *paraxylene* (p-xylene).

*Paraxylene* bisa didapatkan dari beberapa proses yaitu disproporsionasi *toluene* dengan bahan baku *toluene* dan transalkilasi dengan bahan baku *toluene* dan C9 aromatik. *Paraxylene* banyak digunakan sebagai bahan baku untuk memproduksi bahan kimia industri, terutama asam tereftalat (TPA), asam tereftalat murni (PTA) dan dimetil-tereftalat (DMT). TPA, PTA dan DMT digunakan untuk memproduksi poliester polietilen tereftalat (PET), sejenis plastik. Jumlah xilena yang terkandung dalam reformat katalitik tergantung pada fraksi dan jenis minyak mentah, kondisi operasi reformer, dan katalis yang digunakan. Jumlah xilena yang dihasilkan dapat sangat bervariasi, biasanya berkisar dari 18 hingga 33% vol dari reformat. Di Amerika Serikat, hanya sekitar 12% xilena yang dihasilkan melalui reformasi katalitik sebenarnya diperoleh kembali untuk digunakan sebagai petrokimia. (Kirk-Othmer, 1991).

### **1.3.2 Macam-Macam Proses**

#### 1) Transkilasi

Transkilasi merupakan reaksi *toluene* dengan C9 aromatik menghasilkan *xylene*. Reaksinya dapat dituliskan sebagai berikut :



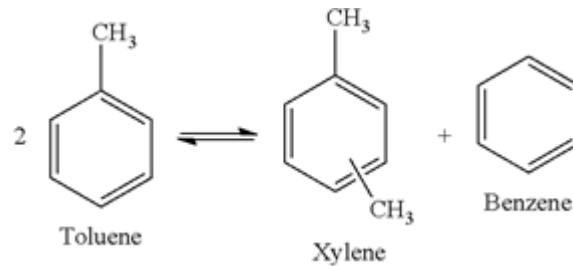
(Kirk-Othmer,1991)

Gambar 1.2 reaksi transkilasi

Transalkilasi merupakan proses komersil pembuatan *paraxylene* yang menggunakan tatoray process. Dikembangkan pertama kali oleh Toray dan dilisensi oleh UOP, dapat diterapkan pada produksi *xylene* dan benzena dari bahan baku yang biasanya terdiri dari *toluene*, baik hanya menggunakan *toluene* atau dicampur dengan C9 aromatik. Senyawa C9 aromatic yang biasa digunakan adalah trimetilbenzena. Pada proses ini *toluene* dan C9 Aromatic direaksikan di reaktor fixed bed dalam fase uap yang berisi katalis TA-4 dengan bantuan gas hydrogen. Reaksi ini berlangsung pada suhu 350-500°C dengan tekanan 10-50 atm. Konversi *toluene* berkisar 40-50%. Rasio produk *xylene* dan benzene yang dihasilkan berubah-ubah mengikuti komposisi umpan. (Kirk-Othmer, 1991).

## 2) Disproporsionasi

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:



(Kirk-Othmer,1991)

Gambar 1.3 reaksi disproporsionasi

Proses disproporsionasi *toluene* memiliki beberapa macam proses diantaranya :

A. Mobile *Toluene* Disproportionation (MTDP)

Proses MTDP mirip dengan proses Tatoray, menghasilkan komposisi kesetimbangan isomer *xylene*. Konversi *toluene* 42-48% menghasilkan 24% p-xilena, pada katalis heterogen pada suhu 390-495°C dengan tekanan 41 atm. Katalis yang digunakan pada proses ini yaitu new ZSM-5, yang memiliki aktivitas dan stabilitas lebih tinggi. (Kirk-Othmer, 1991)

B. Selective *Toluene* Disproportionation (MSTDP)

Proses MSTDP menghasilkan p-*xylene* dan benzena melalui katalis ZSM-5 yang sudah di modifikasi dengan pretreatment pada konsentrasi produk p-xilen yang berkisar dari 80-93%, tergantung pada pretreatment katalis dan kondisi pengoperasian. Konsentrasi p-xilena yang lebih tinggi dari konsentrasi kesetimbangan 24% dihasilkan dari difusivitas p-xilena yang jauh lebih besar

dalam struktur pori ZSM-5. Suhu yang digunakan pada proses ini berkisar antara 400-420°C dengan tekanan 21-34 atm. (Kirk-Othmer, 1991)

### C. Low Temperature Disproportionation (LTD)

Proses LTD merupakan proses umpan cair dengan menggunakan katalis zeolit. Pada proses ini tidak menggunakan hidrogen. Reaksi berlangsung pada tekanan 45 atm dengan suhu 260°C. Untuk menjaga konversi *toluene* karena terjadi deaktivasi katalis maka suhu dinaikan menjadi 315°C dimana katalis harus selalu di regenerasi.

### 1.3.3 Pemilihan Proses

Tabel 1.5 matriks pemilihan proses

Parameter	Transalkilasi	<i>Mobile Toluene Disproportionation (MTDP)</i>	<i>Selective Toluene Disproportionation (MSTDP)</i>	<i>Low Temperature Disproportionation (LTD)</i>
Bahan Baku	<i>Toluene</i> dan C9Aromatik (**)	<i>Toluene</i> (***)	<i>Toluene</i> (***)	<i>Toluene</i> (***)
Reaksi Samping	Ada (**)	Tidak Ada (***)	Tidak Ada (***)	Tidak Ada (***)
Konversi	40%-50% (***)	48% (**)	25%-30% (*)	Belum ditemukan data
Selektivitas	Belum ditemukan data	24% (*)	80-90% (***)	Belum ditemukan data

(Kirk-Othmer,1991)

Keterangan : (\*\*\*) = Baik  
 (\*\*) = Sedang  
 (\*) = Kurang

Dari pertimbangan diatas, dipilih *mobile selective toluene disproportionation (MSTDP)* dengan pertimbangan :

- Reaksi MSTDP tidak memiliki reaksi samping.
- Memiliki hasil kemurnian yang tinggi.

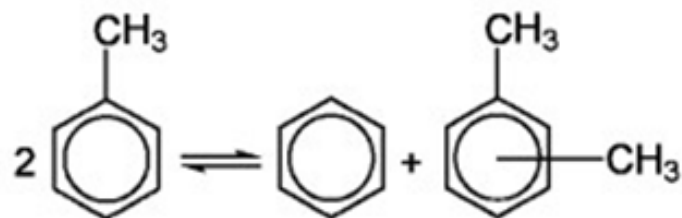
Dalam MSTDP, selektivitas *paraxylene* dapat ditingkatkan hingga 80-90% pada konversi toluene sekitar 25-30%. Hasil *paraxylene* yang jauh lebih tinggi dari kesetimbangan diperoleh dengan memasak katalis terlebih dahulu di dalam reaktor. (Kirk-Othmer,1991)

Selain dari pertimbangan diatas, proses ini juga lebih banyak digunakan di industri dikarenakan bahan baku yang digunakan hanya *toluene* saja dan tanpa adanya reaksi samping jika di bandingkan dengan proses transkilasi. Kemurnian produk akhir dalam proses ini dapat lebih tinggi dan tekanan relative lebih rendah.

## 1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

### 1.4.1 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika digunakan untuk mengetahui sifat reaksi yang terjadi, ditinjau dari pembentukan panas ( $\Delta H_f^\circ$ ) dan untuk mengetahui reaksi yang terjadi (searah/tidak searah).



(Kirk-Othmer,1991)

Gambar 1.4 reaksi disproporsionasi

Pada proses disproportionasi *toluene* dilakukan pada suhu 400°C dengan tekanan 25atm. Ditinjau dari panas pembentukan  $\Delta H_f^\circ$  pada 298°K, seperti pada Tabel 1.7

Tabel 1.6 nilai  $\Delta H_f^\circ$  pada masing-masing komponen

Komponen	$\Delta H_f^\circ$ (kJ/mol)
H2	0
CH4	-74.85
C6H5CH3	50.2
C6H6	82.93
C8H10	18

(Carl L. Yaws, 1990)

Perhitungan sebagai berikut :



$$\begin{aligned} \Delta H_{R298} &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= (0,50 \cdot 82,93 + 0,50 \cdot 17,95) - 50,00 \\ &= 0,44\text{KJ/mol} \\ &= 440 \text{ KJ/Kmol (Endotermis)} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas dapat disimpulkan bahwa reaksi tersebut membutuhkan panas (endotermis)

Ditinjau dari energi bebas Gibbs ( $\Delta G_f^\circ$ ) pada 298°K :

$$\begin{aligned} \Delta G_R^\circ &= \Delta G_f^\circ \text{ produk} - \Delta G_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= (\Delta G_f^\circ \text{ benzene} + \Delta G_f^\circ \text{ mix xylene}) - 2(\Delta G_f^\circ \text{ toluene}) \\ &= (129.8 + 121.5 + 122.1 + 18.9) - 2(122.3) \end{aligned}$$



$$= 392.3 - 244,6$$

$$= 147.7 \text{ kJ/mol}$$

Dari perhitungan di atas didapatkan  $\Delta G_R^\circ$  positif maka reaksi bersifat tidak spontan

$$\begin{aligned} \Delta G (298\text{k}) &= -RT \ln K (298\text{K}) \\ &= -\frac{\Delta G_R}{RT} \\ &= -\frac{147,7 \text{ kJ/mol}}{8,314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \cdot K \times 298\text{K}} \\ &= -0,0596 \end{aligned}$$

$$K_{298\text{K}} = 0,9421$$

Reaksi berlangsung pada suhu  $400^\circ\text{C}$  atau  $673.15\text{K}$  maka nilai konstanta kesetimbangan dapat dihitung:

$$\begin{aligned} \ln \frac{K}{K''} &= -\frac{\Delta H_R^\circ}{K} \left( \frac{1}{T} - \frac{1}{T''} \right) \\ \ln \frac{K_{673,15}}{K_{289}} &= -\frac{36900}{8,312} \left( \frac{1}{298} - \frac{1}{673,15} \right) \end{aligned}$$

$$K_{673,15} = 6.856$$

Didapatkan dari nilai K lebih dari 1 sehingga reaksi cenderung bergerak kekanan atau searah sehingga reaksi ini bersifat reversible.

#### 1.4.2 Tinjauan Kinetika

Tujuan tinjauan kinetika untuk mengetahui pengaruh suhu (T) terhadap konstanta kecepatan reaksi (k) khususnya reaksi disproporsionasi *toluene*. Reaksi disproporsionasi *toluene* merupakan reaksi orde satu, dengan persamaan kecepatan reaksi sebagai berikut :



Dengan pendekatan orde satu

$$\frac{V}{Fv} = CA_0 \int_0^{xa} \frac{dXa}{-ra}$$

$$\tau = CA_0 \int \frac{dXA}{kCA_0}$$

$$\tau = CA_0 \int \frac{dXA}{kCA_0 (1 - ZA)}$$

$$\tau = \int \frac{dXA}{k(1 - XA)}$$

Atau :

$$k = \frac{1}{\pi} \int \frac{dXA}{(1 - XA)}$$

$$k = -\frac{1}{\pi} \text{Ln}(1 - XA)$$

$$XA = 0,59$$

$$t = 5,00 \text{ detik}$$

Sehingga :

$$k = -\frac{1}{\theta} \text{Ln}(1 - XA)$$

$$= -\frac{1}{5,00} \text{Ln}(1 - 0,59)$$

$$= 0,178319624 \frac{1}{\text{detik}}$$

Sesuai kaidah ten degrees rule's :

$$T1 = 723 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$k1 = 0,178319624 \text{ 1/detik}$$

$$T2 = 733 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$k2 = 0,356639248 \text{ 1/detik}$$

$$k = Ae^{(-E.RT)}$$

$$\text{Ln}K = \text{Ln}A + \frac{B}{T}$$

$$\text{Ln } k1 = \text{Ln } A + \frac{B}{T1}$$

$$\text{Ln } k2 = \text{Ln } A + \frac{B}{T2}$$

$$\text{Ln } 0,1783196 = \text{Ln}A + \frac{B}{723}$$

$$\frac{\text{Ln } 0,1783196 = \text{Ln}A + \frac{B}{723}}{-1,7242 = \text{Ln}A + \frac{B}{723}}$$

$$\frac{-1,031 = \text{Ln}A + \frac{B}{723}}{-0,6931 = B \times (1,9E-05)}$$

$$B = -36733,959$$

$$A = 2,073E+21$$

$$k = 2,073E+21 \exp (-36733,959/ T) \text{ 1/detik}$$

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Spesifikasi Produk

##### 2.1.1 *Paraxylene*

Rumus molekul	= $C_6H_4(CH_3)_2$
Fase	= Cair
Berat molekul	= 106,167 g/mol
Warna	= Tidak bewarna
Kemurnian	= min 99,9% wt
Titik didih (P : 1 atm)	= 138,36°C
Titik leleh (P : 1 atm)	= 13,26°C
Tekanan kritis	= 34 atm
Temperatur kritis	= 342,05°C
Kelarutan	= Tidak Larut

(Kirk-Orthmer, 1991)

##### 2.1.2 **Benzena**

Rumus molekul	= $C_6H_6$
Fase	= Cair
Berat molekul	= 78,114 g/mol
Warna	= Tidak bewarna

Kemurnian	= min 99,8% wt
Densitas	= 0,8765 g/cm <sup>3</sup> (20°C)
Impuritis	
<i>Toluene</i>	= max 0,01%
Viskositas	= 0,6076 (25°C)
Titik didih (P : 1 atm)	= 80,1°C
Titik leleh (P : 1 atm)	= 5,53°C
Tekanan kritis	= 48,26 atm
Temperatur kritis	= 288,95°C

(Kirk-Orthmer, 1991)

### 2.1.3 *Orthoxylene*

Rumus molekul	= C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>
Fase	= Cair
Berat molekul	= 106,167 g/mol
Warna	= Tidak bewarna
Titik didih (P : 1 atm)	= 144,41°C
Titik leleh (P : 1 atm)	= -25,182°C
Kelarutan	= Tidak Larut

### 2.1.4 *Methaxylene*

Rumus molekul	= C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>
Fase	= Cair

Berat molekul	= 106,167 g/mol
Warna	= Tidak bewarna
Titik didih (P : 1 atm)	= 139,12°C
Titik leleh (P : 1 atm)	= -47,872°C
Kelarutan	= Tidak Larut

## 2.2 Spesifikasi Bahan Baku dan Bahan Pendukung

### 2.2.1 Toluene

Rumus molekul	= C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>
Fase	= Cair
Berat molekul	= 92,141 g/mol
Warna	= Tidak bewarna
Kemurnian	= min 99,0% wt
Densitas	= 0,8623 g/cm <sup>3</sup> (25°C)
Impuritis	
<i>p-xylene</i>	= max 0,5% wt
<i>m-xylene</i>	= max 0,3% wt
<i>o-xylene</i>	= max 0,2% wt
Viskositas	= 0,590 (20°C)
Titik didih (P : 1 atm)	= 110,60°C
Titik beku (P : 1 atm)	= -95,0°C
Tekanan kritis	= 40,56 atm

Temperatur kritis = 318,55°C

(Kirk-Othmer, 1991)

### 2.2.2 Hidrogen

Rumus molekul = H<sub>2</sub>

Fase = Gas

Berat molekul = 2,016 g/mol

Warna = Tidak bewarna

Kemurnian = min 99,0% wt

Densitas = 0,0352 g/cm<sup>3</sup>(25°C)

Impuritis = max 0,1%

Viskositas = 0,013 (25°C)

Titik didih (P : 1 atm) = -252,8°C

Titik beku (P : 1 atm) = -259,2°C

Tekanan kritis = 12,83 atm

(Kirk-Othmer, 1991)

### 2.2.3 Katalisator Silica – Alumina

Formula = SiO<sub>2</sub>- Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>

Bentuk = Pellet

Bulk Densitas = 0,68g/cm<sup>3</sup>

Ukuran

D = 0,375 cm



$$H = 0,375 \text{ cm}$$

## 2.3 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas merupakan salah satu teknik yang diperlukan mulai dari sebelum proses produksi berjalan, pada saat proses produksi, hingga proses produksi berakhir dengan menggunakan produk akhir. pengendalian adalah kegiatan yang dilakukan untuk memastikan bahwa kegiatan produksi dan operasi berjalan sesuai dengan apa yang telah direncanakan dan apabila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut dapat dikoreksi sehingga apa yang diharapkan tercapai (Munjiati, 2015). Sedangkan Pengawasan mutu merupakan usaha untuk mempertahankan mutu/kualitas barang yang dihasilkan agar sesuai dengan spesifikasi produk yang telah ditetapkan berdasarkan kebijaksanaan pimpinan perusahaan. (Assauri, 1998). Berdasarkan pengertian di atas, maka dapat ditarik kesimpulan bahwa pengendalian kualitas adalah suatu teknik dan aktivitas/tindakan yang terencana yang dilakukan untuk mencapai, mempertahankan, dan meningkatkan kualitas suatu produk dan jasa agar sesuai dengan standar yang telah ditetapkan dan dapat memenuhi kepuasan konsumen. Pengendalian kualitas pada pabrik *paraxylene* ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian proses, dan pengendalian kualitas produk.

### 2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku. Produk yang akan diproses tidak lepas dari bahan baku yang akan digunakan. Bahan baku yang baik diharapkan mampu memberikan hasil yang baik pula. Kualitas produk sebagai output sebagian besar dipengaruhi oleh faktor bahan baku. Peningkatan kualitas produk dapat dilakukan dengan melakukan pengawasan bahan baku sebelum diproses. Fungsi pengawasan ini untuk memastikan bahan baku yang masuk sudah bermutu sesuai standar. Kualitas bahan baku yang sesuai dengan standar diharapkan menghasilkan output yang bermutu baik. Kualitas bahan baku yang berjalan sesuai prosedur akan mengurangi terjadinya kesalahan produksi. Semakin kecilnya tingkat kesalahan produksi yang mengakibatkan produk cacat akan meminimalisasikan jumlah proses produksi ulang.

### **2.3.2 Pengendalian Kualitas Proses Produksi**

Pengendalian Proses Produksi Selain bahan baku dan produk, proses produksi juga harus dilakukan pengendalian karena proses produksi yang berjalan sesuai prosedur dan dikendalikan sesuai standar yang dipakai dapat menghasilkan produk yang sesuai spesifikasi. Pengendalian kualitas proses produksi merupakan kegiatan perencanaan dan pengawasan proses produksi mulai dari bahan mentah belum diolah sama sekali, hingga bahan tersebut berubah menjadi produk jadi yang sesuai dengan standar yang telah ditetapkan perusahaan. Pengendalian proses produksi pabrik ini meliputi aliran dan sistem kontrol.

#### **1. Alat Sistem Kontrol**

1) Controller dan Indikator, meliputi level indikator dan level control, temperature control, temperature indicator, pressure control, flow control, flow indicator

- Level indicator Controller (LIC) Level Indicator Control berfungsi untuk mengetahui dan mengendalikan tinggi cairan dalam suatu alat sehingga tidak melebihi batas maksimum yang diizinkan. Secara umum LIC digunakan dalam suatu alat yang berupa kolom atau vessel. LIC dihubungkan dengan control valve pada aliran keluar kolom atau vessel.
- Level Controller (LC) Level Controller adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati ketinggian cairan dalam suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.
- Temperature Controller (TC) Temperature Controller adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur suatu alat dan bila terjadi perubahan maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu serta dapat melakukan pengendalian.
- Temperature Indicator (TI), Temperature Indicator adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur dari suatu alat.
- Pressure Controller (PC) Pressure Controller adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati tekanan operasi

suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.

- Flow Controller (FC) Flow Controller adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati laju alir larutan atau cairan yang melalui suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.
- Flow Indicator (FI), Flow Indicator adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati laju alir larutan atau cairan yang melalui suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.

2) Sensor digunakan untuk mengidentifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan meliputi, flowmeter dan rotameter untuk sensor aliran fluida, manometer untuk sensor tekanan, pelampung dan indikator ketinggian kapasitif untuk sensor ketinggian, serta thermocouple untuk sensor suhu.

## 2. Aliran Sistem Kontrol

- 1) Aliran pneumatik (aliran udara tekan) digunakan untuk valve dari controller ke actuator.
- 2) Aliran elektrik ( aliran listrik) digunakan untuk suhu dari sensor ke kontroler.
- 3) Aliran mekanik (aliran gerakan/perpindahan level) digunakan untuk flow dari sensor ke kontroler.

### 2.3.3 Pengendalian Waktu Produksi

Pengendalian waktu produksi merupakan sebuah proses pemantauan terhadap status aktivitas proses untuk mengetahui kemajuan atau progress proses yang sedang dijalankan untuk mencapai kuantitas yang diinginkan.

#### **2.3.4 Pengendalian Kualitas Produk**

Pengendalian kualitas adalah suatu sistem dan kegiatan yang dilakukan untuk menjamin suatu tingkat atau standar kualitas mutu tertentu sesuai dengan spesifikasi yang direncanakan mulai dari kualitas bahan, kualitas proses produksi, kualitas pengolahan barang setengah jadi dan barang jadi sampai standar pengiriman ke konsumen agar produk yang dihasilkan menjadi efektif dan efisien. Pengendalian kualitas bukan hanya digunakan untuk mendeteksi kerusakan produk pada suatu rangkaian produksi, tetapi juga dapat menekan seminimal mungkin kerusakan tersebut. Dengan melakukan pengendalian kualitas, diharapkan produk akan terkendali sehingga manajer operasi dapat mengetahui penyebab dan dengan segera dapat menyelesaikan permasalahan tersebut dan dengan begitu juga sekaligus mempertahankan kualitas produk yang dihasilkannya.

## **BAB III**

### **PERANCANGAN PROSES**

#### **3.1 Uraian Proses**

Proses produksi *paraxylene* melalui beberapa proses yaitu :

1. Tahap Penyimpanan Bahan Baku

Tahap penyiapan bahan baku digunakan untuk menyimpan bahan baku sementara sebelum digunakan untuk proses produksi. Bahan baku *toluene* disimpan dalam tangki penyimpanan (T-01) tipe tangki silinder vertikal dalam bentuk cair dan bersifat volatile (mudah menguap).

2. Tahap Penyiapan Bahan Baku

*Toluene* ( $C_7H_8$ ) dipompa dengan menggunakan pompa (P-02) dari tangki bahan baku (T-01) menuju vaporizer (V-01) untuk diuapkan. Kemudian dari vaporizer (V-01) masuk kedalam compressor (C-01) untuk menaikkan tekanan hingga tekanannya mencapai 15.5 atm. Dari compressor (C-01) dinaikkan suhunya menggunakan furnace (FN-01) hingga mencapai 600C 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 impuritis sehingga tidak ikut bereaksi.

3. Tahap Reaksi dalam Reaktor

Reaksi yang terjadi didalam reaktor ini adalah reaksi disproportionasi *toluene* yang membentuk *paraxylene* sebagai produk utama dan benzena sebagai produk samping. Umpan reaktor (R-01) yang berupa gas bersuhu 450C dengan tekanan 15.5atm dimasukkan kedalam reaktor *fixed bed multitube* isothermal non-adiabatis yang menggunakan katalis tipe Silica-Alumina. Reaksi yang terjadi didalam reaktor adalah reaksi endotermis

#### 4. Tahap Pemisahan dan Pemurnian Produk

Suhu keluaran reaktor (R-01) diturunkan dengan menggunakan *condenser partial* (CD-01), lalu dialirkan menuju separator (SP-01) untuk memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk didalam condenser partial. Sebelum diumpankan kedalam menara distilasi I (MD-01) didinginkan terlebih dahulu di cooler (CL-01) agar suhunya sesuai ketika dialirkan ke menara distilasi I (MD-01). Di menara distilasi I (MD-01) senyawa benzena dan *toluene* sebagai hasil atas menara distilasi I (MD-01) dipisahkan dengan senyawa xilena sebagai hasil bawah. Senyawa benzena hasil atas menara distilasi (MD-01) didinginkan suhunya menggunakan cooler (CL-02) sebelum dialirkan ke manara distilasi II (MD-02) untuk memisahkan senyawa benzene sebagai hasil atas menara distilasi II (MD-02). Sedangkan untuk hasil bawah menara distilasi II (MD-02) yaitu senyawa *toluene* di recycle menuju vaporizer (VP-01).

Hasil bawah menara distilasi I (MD-01) yaitu senyawa *xylene* dialirkan kedalam kristalizer (CR-01) untuk mengkristal *paraxylene*.

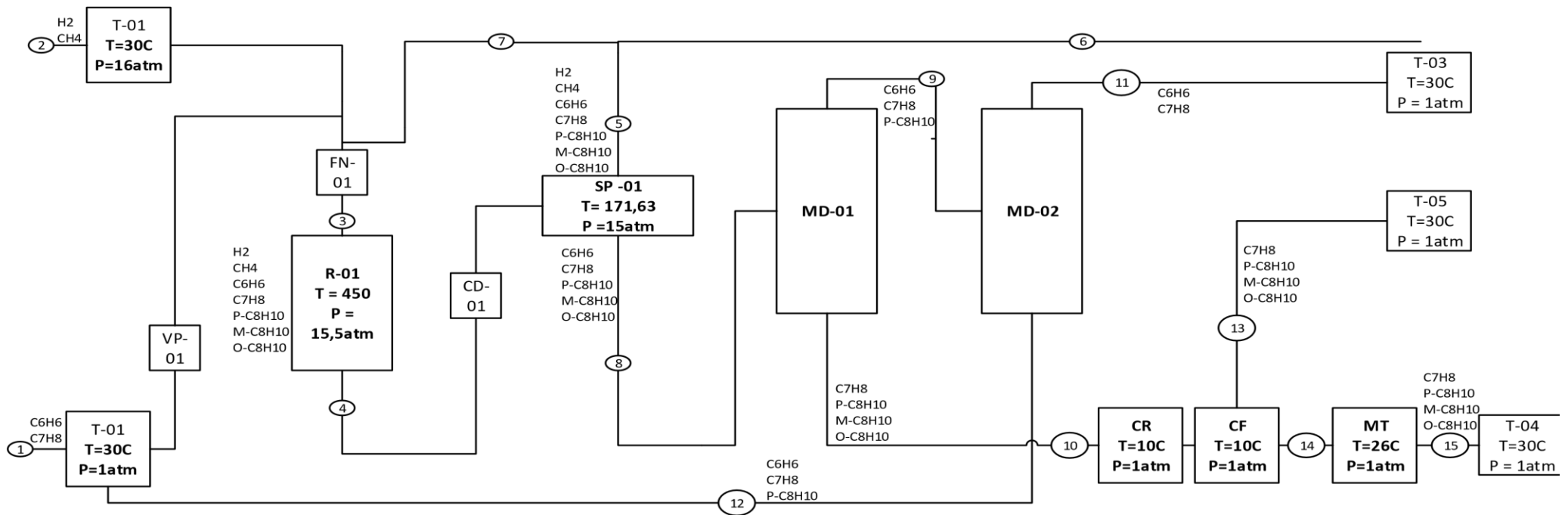
*Paraxylene* yang telah mengkristal dipisahkan dari *mother liquor* dengan menggunakan centrifuge (CF-01), lalu kristal *paraxylene* dilelehkan di melter (MT-01) sebelum disimpan di tangki penyimpanan produk *paraxylene* (T-04).

#### 5. Tahap Penyimpanan Produk

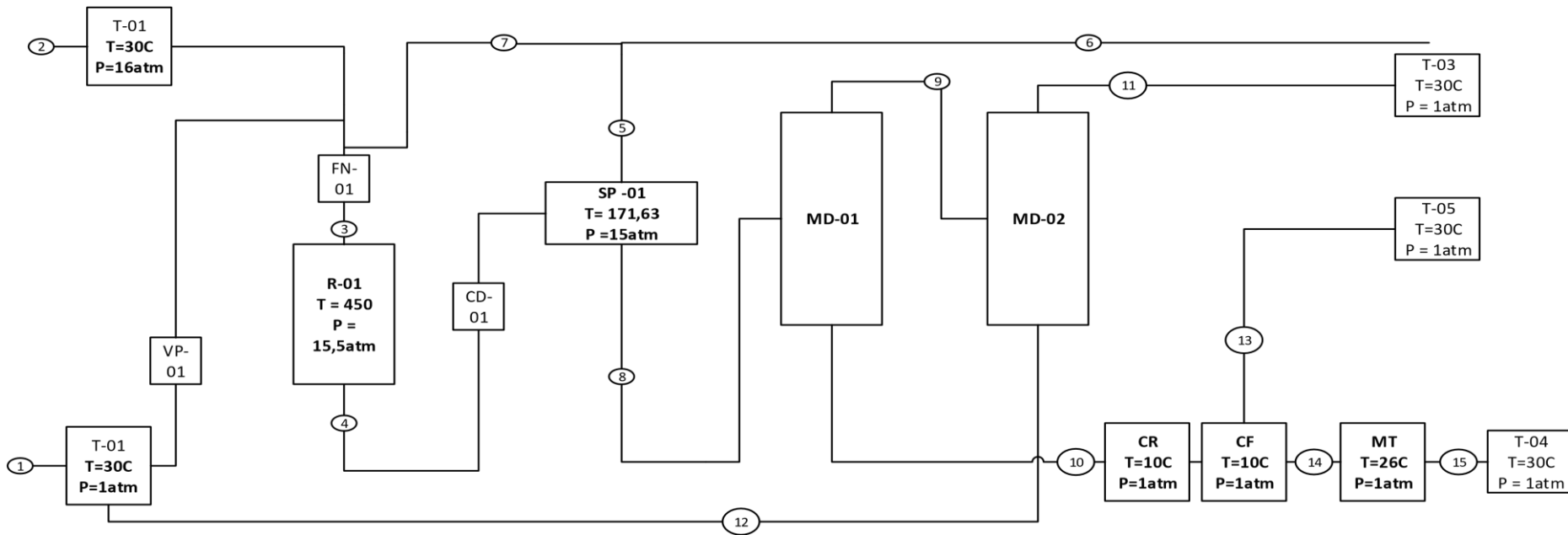
Benzena yang diperoleh sebagai hasil atas menara distilasi (MD-02) dipompa menuju tangki penyimpanan (T-03) tipe *cylindrical vertical tank* pada suhu 30C dan dengan tekanan 1 atm karena bersifat *volatile*. *Paraxylene* dalam fasa cair dipompa dari melter (MT-01) menuju tangki penyiapan (T-04) tipe *cylindrical vertical tank* pada suhu 30C dan dengan tekanan 1 atm karena bersifat *volatile* juga. Kemudian produk *Paraxylene* dan produk *benzene* siap untuk dipasarkan.



### 3.2 Diagram Alir Proses dan Material



Gambar 2.1 Diagram alir kualitatif



Komponen	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
H2		4.713,38	23.566,93	23.566,93	23.566,93	4.713,39	18.853,54								
CH4		769,53	3.847,66	3.847,66	3.847,66	769,53	3.078,13								
C6H6	3.241,84		5.771,84	141.340,62	1.413,41	282,68	1.130,72	139.927,21	139.927,21		138.527,94	1.399,27			
C7H8	320.942,63		542.039,44	222.236,17	1.110,59	222,12	888,48	221.125,58	220.904,45	221,12	696,12	220.208,33	220,43	0,70	0,70
pC8H10			2.332,01	468,28	121,80	24,36	97,44	46.426,48	2.234,56	44.191,92		2.234,56	441,92	43.750,00	43.750,00
mC8H10			205,71	99.692,33	257,14	51,42	205,71	99.435,19		99.435,20			99.121,70	313,49	313,49
oC8H10			73,62	40.605,21	92,02	18,40	73,62	40.513,18		40.513,18			40.385,46	127,730	127,73

Gambar 2.2 Diagram alir kuantitatif

### 3.3 Spesifikasi Alat

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 selektivitas disproporsionasi *toluene* yaitu:

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

Alat	= Tangki Penyimpanan Bahan Baku <i>Toluene</i>
Fungsi	= Menyimpan umpan segar <i>Toluene</i> dalam bentuk cairan
Kode	= T-01
Tipe	= Tangki Silinder Vertikal
Jumlah	= 40 buah
Kondisi Operasi	
Suhu	= 30 °C
Tekanan	= 1 atm
Kapasitas Massa	= 116.706.414,5 Kg
Kondisi Penyimpanan	= Cair
Volume Cairan	= 3.338,28cm <sup>3</sup>
Volume Tangki	= 1.058.770,20 gallon
Diameter Tangki	= 21,69 m
Tinggi Tangki	= 12,19 m

Tebal Tangki = 0,3279 in  
Harga = \$1.115.807

## 2. Tangki Penyimpanan Hidrogen (T-02)

Alat = Tangki Penyimpanan Hidrogen  
Fungsi = Menampung sementara Gas  
Hidrogen  
Kode = T-02  
Tipe = Tangki Bola  
Jumlah = 40 buah  
Kondisi Operasi  
Suhu = 30 °C  
Tekanan = 15 atm  
Kapasitas Massa = 548,2918 Kg  
Kondisi Penyimpanan = Gas  
Volume Tangki = 448,4483m<sup>3</sup>  
Diameter Tangki = 9,49827 m  
Tebal Tangki = 3,4717 in  
Harga = \$ 620,971

## 3. Tangki Penyimpanan Benzene (T-03)

Alat = Tangki Penyimpanan Benzene

Fungsi	= Menyimpan produk samping benzene
Kode	= T-03
Tipe	= Tangki Silinder Vertical
Jumlah	= 40 buah
Kondisi Operasi	
Suhu	= 30 °C
Tekanan	= 1 atm
Kapasitas Massa	= 100,241,325.5Kg
Kondisi Penyimpanan	= Gas
Volume Tangki	= 91,6739.8727 gallon
Diameter Tangki	= 12,19 m
Tinggi Tangki	= 12,19m
Tebal Tangki	= 0,3169in
Harga	= \$ 989.672

#### 4. Tangki Produk Utama *Paraxylene* (T-04)

Alat	= Tangki Produk Utama <i>Paraxylene</i>
Fungsi	= Menyimpan produk utama <i>paraxylene</i>
Kode	= T-04
Tipe	= Tangki Silinder Vertical

Jumlah	= 10 buah
Kondisi Operasi	
Suhu	= 30 °C
Tekanan	= 1 atm
Kapasitas Massa	= 31,818,181.86 Kg
Kondisi Penyimpanan	= Cair
Volume Tangki	= 91,6739.8727 gallon
Diameter Tangki	= 22,15 m
Tinggi Tangki	= 12,19 m
Tebal Tangki	= 0,3372 in
Harga	= \$ 1.164.321

#### 5. Tangki *Xylene* (T-05)

Alat	= Tangki <i>Xylene</i>
Fungsi	= Menyimpan produk samping <i>xylene</i>
Kode	= T-05
Tipe	= Tangki Silinder Vertical
Jumlah	= 30 buah
Kondisi Operasi	
Suhu	= 30 °C
Tekanan	= 1 atm
Kapasitas Massa	= 100,922,047.1 Kg

Kondisi Penyimpanan	= Cair
Volume Tangki	= 1,049,112.962 gallon
Diameter Tangki	= 21,63 m
Tinggi Tangki	= 12,19 m
Tebal Tangki	= 0,3604 in
Harga	= \$ 1.115.807

#### 6. Vaporizer (VP-01)

Alat	= Vaporizer
Fungsi	= Menguapkan <i>Toluene</i> dari tangki penyimpanan dan arus recycle
Kode	= VP-01
Tipe	= Shell & Tube Kettle Vaporizer
Jumlah	= 4 buah
Kondisi Operasi	
Suhu	= 247,04 °C
Tekanan	= 15.5 atm
Suhu Umpan Vaporizer	= 87,3458 °C
Suhu steam jenuh masuk	= 180°C
Suhu steam jenuh keluar	= 180°C
Tube Side	= Steam
Jumlah steam jenuh	= 46478,89 Kg/jam
Suhu umpan masuk	= 217,67 F

Suhu umpan keluar	= 476,68 F
Kecepatan umpan masuk	= 171,041.4Kg/jam
OD	= 0.75 in
ID	= 0.62 in
Pitch	=16 in
At'	= 0.302 ft <sup>2</sup> /ft
At''	= 0.1963 sqft/ft
Jumlah pipa	= 1.647,4 pipa
Harga	= \$388.107

#### 7. Separator (SP-01)

Alat	= Separator
Kode Alat	= SP-01
Fungsi	= Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk didalam Vaporizer (VP - 01)
Tipe	= vertical drum separator
Jumlah	= 4 buah
Kondisi Operasi	
Suhu	= 168°C
Tekanan	= 5 atm
Diameter separator	= 3,85 ft
Waktu tinggal cairan	= 720 detik
Tinggi cairan dalam separator	= 5,82 ft
Tinggi separator total	= 11,56 ft



Tebal shell = ¼ in

#### 8. Furnace (F-01)

Alat = Furnace

Kode Alat = F-01

Fungsi = Memanaskan umpan reaktor

Tipe = Fire Box Furnace

Beban Panas = 427,875,679.06 Kj/jam

Kebutuhan Bahan Bakar = 16,406.92024 Kg/jam

##### Pemilihan Pipa Seksi Radiasi

OD = 8,5 in

ID = 8,067 in

Pitch = 17 in

At'' = 2.22417 ft<sup>2</sup>/ft

L = 80 ft

##### Ukuran Furnace Seksi Radias

Panjang = 80ft

Lebar = 92.1 ft

Tinggi = 70.8 ft

##### Pemilihan Pipa Seksi Konveksi

OD = 8,5 in

ID = 8,067 in

Pitch	=17 in
At''	= 2.22417 ft2/ft
At'	= 51,085in2
L	= 80 ft
Ukuran Furnace Seksi Konveksi	
Panjang	= 80ft
Lebar	= 14,2 ft
Tinggi	= 26,9ft
Harga	= \$ 4.75.122

#### 9. Waste Heat Boiler (WHB-01)

Alat	= Waste Heat Boiler
Kode Alat	= WHB-01
Fungsi	= Mendinginkan gas hasil reaksi dengan memanfaatkan panasnya untuk membuat Steam jenuh
Tipe	= Shell & tube kettle boiler
Beban Panas	= 358,634,864.5 BTU/jam
<i>Heat fluid</i>	= Gas
<i>Cold fluid</i>	= Cair

*Range UD* = 50-100 BTU/j sqft F

Pemilihan Pipa

OD = 0,75 in

ID = 0,62 in

BWG = 16

At' = 0,302 in<sup>2</sup>

At'' = 0,1963 sqft/ft

Jumlah Pipa = 4,033.44 pipa

Harga = \$ 3.395.935

10. Reaktor (R-01)

Alat = Reaktor

Kode Alat = R-01

Fungsi = Mereaksikan *toluene* menjadi *paraxylene* dan benzene

Jumlah = 4 buah

Tipe alat = Reakotr fixed bed multitube

Tinggi reaktor = 9,7 m

Kondisi Operasi

Suhu = 450°C

Tekanan = 15,5 atm

Kondisi proses	= isothermal non adiabatis
Beban panas	= 2.271.719,29 KJ/jam
Waktu reaksi	= 5 detik
Ukuran pipa reaktor	
NPS	= 1 in
OD	= 1,320 in
ID	= 1,049 in
Sch	= 40
Jumlah pipa	= 4.129 pipa
Ukuran shell reaktor	
D shell	= 4.906 m
L shell	= 9.678 m
Spesifikasi katalis	
Jenis katalis	= silica alumina
Bentuk	= pellet
Ukuran	= D : 0,375 cm H : 0,375 cm
<i>Bulk density</i>	= 0,68 g/cm <sup>3</sup>
Formula	= SiO <sub>3</sub> -Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>
Diameter partikel	= 0,429 cm
Isolator	
Tipe	= Fine Diatomaceous earth power
Tebal isolasi	= 1,5 in

Konduktifitas thermal isolasi	= 0,024 btu ft/(j ft <sup>2</sup> ° F)
Harga	= \$ 1.235.117

#### 11. Condenser Partial (CD-01)

Alat	= <i>Condenser Partial</i>
Kode Alat	= CD-01
Fungsi	= Mengembunkan uap yang keluar dari Reaktor (R-01)
Tipe	= Shell & tube Desuperheater Condenser
Suhu Masuk	= 200°C
Suhu Keluar	= 171,6°C
Suhu Air Pipa Pendingin	= 30 °C
Suhu Air Pendingin Keluar	= 50°C
Cp Air Pendingin	= 0.99 Kcal/Kg °C
Jumlah Air Pendingin	= 2,876,565 kg/jam
Kecepatan Umpan	= 577837.2 kg/jam
Beban Panas	= 239,215,168.9 KJ/jam
Pemilihan Pipa	
OD	= 0,75 in
ID	= 0,62 in
BWG	= 16
At'	= 0,302 in <sup>2</sup>

At''	= 0,1963 sqft/ft
Jumlah Pipa	= 6,855.8 pipa
Harga	= \$ 727.700

## 12. Separator (SP-02)

Alat	= Separator
Kode Alat	= SP-01
Fungsi	= Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk didalam kondenser parsial
Tipe	= Horizontal Frum Separator
Kondisi Operasi	
Suhu	= 171.6 °C
Tekanan	= 15 atm
Volume Cairan	= 10,758.3ft <sup>3</sup>
Volume Separator	= 13,447.8 ft <sup>3</sup>
Luas Penampang	= 229,166 ft <sup>2</sup>
Panjang Separator	= 3.43448 (Kisaran (L/D) = 3-5)
Tinggi Cairan dalam Separator	= 13.44 ft
Tinggi Ruang Kosong	= 3.65ft
Tebal Shell	= 3/16 in
Tebal Head	= 3/16 in
Harga	= \$ 397.810

### 13. Cooler (CL-01)

Alat	= Cooler
Kode Alat	= CL-01
Fungsi	= Mendinginkan umpan masuk menara destilasi 1
Tipe	= Shell & Tube Heat Exchanger
Beban Panas	= 16,797,783.16 Kcal/jam
Suhu Pendingin Masuk	= 30 °C
Suhu Pendingin Keluar	= 50°C
Jumlah Pendingin	= 839889.2 Kg/jam
Kecepatan Umpan	= 547,427.65 Kg/jam
<i>Overall heat transfer</i>	
<i>Hot fluid</i>	= <i>Light Organic</i>
<i>Cold fluid</i>	= <i>Water</i>
<i>Range UD</i>	= 75-150 BTU/j sqrt F
Dipilih UD	= 100 BTU/j sqrt F
Pemilihan Pipa	
OD	= 0,75 in
ID	= 0,62 in
BWG	= 16
At'	= 0,302 in <sup>2</sup>
At''	= 0,1963 sqft/ft

Jumlah Pipa = 2,006.3 pipa

Harga = \$ 174.648

#### 14. Cooler (CL-02)

Alat = Cooler

Kode Alat = CL-02

Fungsi = Mendinginkan umpan masuk  
menara destilasi 2

Tipe = Shell & Tube Heat Exchanger

Beban Panas = 2646380.103 Kcal/jam

Suhu Pendingin Masuk = 30 °C

Suhu Pendingin Keluar = 50°C

Jumlah Pendingin = 132,319 Kg/jam

Kecepatan Umpan = 363,066.22 Kg/jam

*Overall heat transfer*

*Hot fluid* = *Light Organic*

*Cold fluid* = *Water*

*Range UD* = 75-150 BTU/j sqrt F

Dipilih UD = 100 BTU/j sqrt F

Pemilihan Pipa

OD = 0,75 in

ID = 0,62 in

BWG = 16



At'	= 0,302 in <sup>2</sup>
At''	= 0,1963 sqft/ft
Jumlah Pipa	= 582.82 pipa
Harga	= \$ 65.978

#### 15. Cooler (CL-03)

Alat	= Cooler
Kode Alat	= CL-03
Fungsi	= Mendinginkan umpan keluar menara distilasi 1 (MD-01)
Tipe	= Shell & Tube Heat Exchanger
Beban Panas	= 10,546,387.62 Kcal/jam
Suhu Pendingin Masuk	= 30 °C
Suhu Pendingin Keluar	= 50°C
Jumlah Pendingin	= 527,319.4 Kg/jam
Kecepatan Umpan	= 184,361.43 Kg/jam
<i>Overall heat transfer</i>	
<i>Hot fluid</i>	= <i>Light Organic</i>
<i>Cold fluid</i>	= <i>Water</i>
<i>Range UD</i>	= 75-150 BTU/j sqrt F
Dipilih UD	= 100 BTU/j sqrt F
Pemilihan Pipa	
OD	= 0,75 in

ID	= 0,62 in
BWG	= 16
At'	= 0,302 in <sup>2</sup>
At''	= 0,1963 sqft/ft
Jumlah Pipa	= 3,615.6 pipa
Harga	= \$ 504.539

#### 16. Cooler (CL-04)

Alat	= Cooler
Kode Alat	= CL-03
Fungsi	= Mendinginkan umpan masuk ke tangki penyimpanan benzene
Tipe	= Shell & Tube Heat Exchanger
Beban Panas	= 2,761,003.115 Kcal/jam
Suhu Pendingin Masuk	= 30 °C
Suhu Pendingin Keluar	= 50°C
Jumlah Pendingin	= 138,050.2 Kg/jam
Kecepatan Umpan	= 139,224.06 Kg/jam
<i>Overall heat transfer</i>	
<i>Hot fluid</i>	= <i>Light Organic</i>
<i>Cold fluid</i>	= <i>Water</i>
<i>Range UD</i>	= 75-150 BTU/j sqrt F

Dipilih UD	= 100 BTU/j sqrt F
Pemilihan Pipa	
OD	= 0,75 in
ID	= 0,62 in
BWG	= 16
At'	= 0,302 in <sup>2</sup>
At''	= 0,1963 sqft/ft
Jumlah Pipa	= 2300.2 pipa
Harga	= \$ 181.440

#### 17. Menara Distilasi I (MD-01)

Alat	= Menara Destilasi
Kode Alat	= MD-01
Fungsi	= Memisahkan benzena dan <i>toluene</i>
Tipe	= Sieve plate distilation tower
Jumlah menara distilasi	= 4 buah
Kondisi Operasi Atas Menara	
Suhu Atas Menara	= 101.298°C
Tekanan Atas Menara	= 1 atm
Kondisi Operasi Bawah Menara	
Suhu Bawah Menara	= 160.692 °C
Tekanan Bawah Menara	= 1.2 atm

### Kondisi Operasi Umpan

Suhu Umpan	= 107.546°C
Tekanan Umpan	= 1.1 atm
Jumlah Plate Seksi Rectifying	= 5 plate
Jumlah Plate Seksi Stripping	= 16 plate
Tinggi Menara	= 15.2157 m
Diameter Puncak Menara	= 4.21m
Diameter Dasar Menara	= 4.36 m
Tebal Shell	= 3/16in
Tebal Head	= 3/16 in
Harga	= \$ 855.776

### 18. Menara Distilasi II (MD-02)

Alat	= Menara Destilasi
Kode Alat	= MD-02
Fungsi	= Memisahkan senyawa benzena sebagai hasil atas
Tipe	= Sieve plate distilation tower
Jumlah menara distilasi	= 2 buah
Kondisi Operasi Atas Menara	
Suhu Atas Menara	= 80.2992°C
Tekanan Atas Menara	= 1 atm
Kondisi Operasi Bawah Menara	

Suhu Bawah Menara	= 118.267°C
Tekanan Bawah Menara	= 1.1 atm
Kondisi Operasi Umpan	
Suhu Umpan	= 84.9834°C
Tekanan Umpan	= 1.05 atm
Jumlah Plate Seksi Rectifying	= 10 plate
Jumlah Plate Seksi Stripping	= 9 plate
Tinggi Menara	= 13.4454 m
Diameter Puncak Menara	= 5.04m
Diameter Dasar Menara	= 5.42 m
Tebal Shell	= 3/16in
Tebal Head	= 3/16 in
Harga	= \$ 958.624

#### 19. Reboiler I (RB-01)

Alat	= Reboiler
Kode Alat	= RB-01
Fungsi	= menguapkan sebagian hasil bawah menara distilasi II (MD-02)
Tipe	= shell&tube kettle reboiler
Jumlah	= 4 buah
Beban panas reboiler	= 56.420.973,59 BTU/jam
Jumlah stema jenuh	= 65192,09 Lb/jam

Pemilihan pipa

OD	= 0,75 in
ID	= 0,62 in
BWG	= 16
at'	= 0,302 in <sup>2</sup>
at''	= 0,1963 sqft/ft
Jumlah pipa	= 3.215,66 pipa
Harga	= \$ 363.850

20. Reboiler II (RB-02)

Alat	= Reboiler
Kode Alat	= RB-02
Fungsi	= Menguapkan sebagian hasil bawah menara distilasi I(MD-01)
Tipe	= shell & tube kettle reboiler
Jumlah	= 2
Beban panas reboiler	= 87.283.961,94 BTU/jam
Jumlah steam jenuh	= 95.288,17 lb/jam
Pemilihan pipa	
OD	= 0,75 in
ID	= 0,62 in
BWG	= 16
at'	= 0,302 in <sup>2</sup>

at''	= 0,1963 sqft/ft
Jumlah pipa	= 1.697,3 pipa
Harga	= \$ 184.351

#### 21. Kristalizer (CR-01)

Alat	= Kristalizer
Kode Alat	= CR-01
Fungsi	= Membekukan <i>Paraxylene</i> hasil bawah menara distilasi
Tipe	= Kristalizer Alir Tangki Berpengaduk
Kondisi Operasi	
Suhu	= 10°C
Tekanan	= 1atm
Diameter	= 4,31m
Tinggi	= 6.46 m
Volume cairan dalam head	= 10.449 m <sup>3</sup>
Volume cairan dibadan tangki	= 81.504 m <sup>3</sup>
Tinggi cairan dibadan tangki	= 5.598 m
Tebal shell	= 3/16 in
Tebal Head	= 3/16 in
Diameter impeller	= 143.55cm
Tinggi impeler	= 143.55 cm

Lebar baffle	= 14.35 cm
Daya motor	= 1.5Hp
Luas perpindahan panas	= 1243.57 ft <sup>2</sup>
Tebal isolasi	= 3 in
Jenis bahan isolasi	= Asbes
Jenis bahan kristalizer	= Baja stainless steel
Harga	= \$ 291.080

Dipilih pengaduk tipe marine dengan 3 blade dengan jumlah baffle 4 buah

Digunakan Refrigerant Freon 12

Diameter pipa coil	= 1,5 in
OD	= 1,90 in
ID	= 1,61 in
At	= 2,03 in <sup>2</sup>
At'	= 0,497 sqft/ft
Panjang coil	= 2.501,31 ft
Volume Pipa Coil	= 1,001 m <sup>3</sup>
Jumlah Coil	= 89 lilitan

## 22. Centrifuge (CF-01)

Alat	= Centrifuge
Kode Alat	= CF-01



Fungsi	= Memisahkan padatan <i>paraxylene</i> dari campuran slurry yang keluar dari kristalizer (CR-01)
Tipe	= Automatic transferring knife
Jumlah	= 4 buah
Kondisi Operasi	
Suhu	= 10°C
Tekanan	= 1atm
Jumlah cairan yang dipisahkan	=140,169.510 Kg/jam
Jumlah cairan percentrifuge	= 35,042.377 Kg/jam
Padatan terpisah	= 11.048 Ton/jam
Diamter bowl	= 64.0 in
Speed	= 900.0 Rpm
Daya motor	= 650.0 Hp
Berat padatan	= 1,215.28 Lb
Diameter luar jaket pendingin	= 1,62 m
Diameter dalam jaket pendingin	= 1,72 m
Tebal jaket	= 0,1 m
Luas jaket dinding shell	= 9,99m <sup>2</sup>
Harga	= \$ 504.539

### 23. Melter (MT-01)

Alat	= Melter
------	----------

Kode Alat	= MT-01
Fungsi	= Melelehkan padatan <i>paraxylene</i> dari centrifuge (CF-01)
Tipe	= Melter alir tangki berpengaduk
Kondisi Operasi	
Suhu	= 26°C
Tekanan	= 1atm
Diameter	= 3.32 m
Tinggi	= 4.99 m
Total panas pelelehan	= 7,063,148.59 KJ/jam
Volume cairan dalam head	= 4.808 m <sup>3</sup>
Volume cairan dibadan tangki	= 37.504 m <sup>3</sup>
Tinggi cairan dibadan tangki	= 4.322 m
Tebal Shell	= 3/16 in
Tebal Head	= 3/16 in
Dipilih type Marine dengan 3 blade dengan jumlah baffle 4 buah	
Diameter impeller	= 110.82 cm
Tinggi impeler	= 110.82 cm
Lebar baffle	= 11.08 cm
Daya Motor	= 0.5 Hp
Tebal isolasi	= 3 in
Jenis bahan isolasi	= Asbes
Jenis bahan melter	= Baja Steinles Steel

Harga = \$ 2113.459

#### 24. Pompa (P-01)

Alat = Pompa

Kode Alat = P-01

Fungsi = Mengalirkan umpan segar  
*toluene* dari tangki penyimpanan  
(T-01)

Tipe = Pompa Centrifugal

Volume mobil tangki = 32000 Lt

Waktu pengosongan mobil tangki = 0.5 jam

Kecepatan massa = 15.32698 Kg/detik

Viskositas cairan = 0.725 cp

Suhu = 30°C

#### Pemilihan Pipa

Diameter optimum pipa = 3.27 in

IPS = 4 in

*Schedule No.* = 40

OD = 4.5 in

ID = 4.026 in

At = 12.724 in<sup>2</sup>

Kecepatan volume cairan = 281.81 gpm

Kecepatan linier cairan dalam pipa = 2.1657 m/detik

*Reynold number* = 263354.9

Harga = \$ 22.316

Digunakan motor standart 3 fase dengan daya = 3 Hp

#### 25. Pompa (P-02)

Alat = Pompa

Kode Alat = P-02

Fungsi = Mengalirkan umpan segar  
*toluene* dan recycle dari menara  
distilasi II (MD-02)

Tipe = Pompa Centrifugal

Kecepatan massa = 38.5741 Kg/detik

Viskositas cairan = 0.725 cp

Suhu = 67,2°C

Pemilihan Pipa

Diameter optimum pipa = 5.1515 in

IPS = 6,0 in

*Shedule No.* = 40

OD = 6.625 in

ID = 6.065 in

At = 28.876 in<sup>2</sup>

Kecepatan volume cairan = 699.27 gpm

Kecepatan linier cairan dalam pipa = 2.3679 m/detik

*Reynold number* = 434,077.2  
 Harga = \$ 29.108  
 Digunakan motor standart 150 Hp = 130 Hp

#### 26. Pompa (P-03)

Alat = Pompa  
 Kode Alat = P-03  
 Fungsi = Mengalirkan hasil atas menara distilasi dari tangki accumulator (AC-01) menara distilasi II (MD-2)  
 Tipe = Pompa Centrifugal  
 Kecepatan massa = 43.97635 Kg/detik  
 Viskositas cairan = 0.725 cp  
 Suhu = 101.3°C  
 Pemilihan Pipa  
 Diameter optimum pipa = 5.5244 in  
 IPS = 6,0 in  
*Shedule No.* = 40  
 OD = 6.625 in  
 ID = 6.065 in  
 At = 28.876 in<sup>2</sup>

Kecepatan volume cairan = 802.52 gpm  
 Kecepatan linier cairan dalam pipa = 2.7175 m/detik  
*Reynold number* = 501,587.8  
 Harga = \$ 31. 049  
 Digunakan motor standart 3 fase dengan daya = 15 Hp

#### 27. Pompa (P-04)

Alat = Pompa  
 Kode Alat = P-04  
 Fungsi = Mengalirkan hasil bawah menara distilasi I (MD-01) menuju Kristalizer  
 Tipe = Pompa Centrifugal  
 Kecepatan massa = 51.21151 Kg/detik  
 Viskositas cairan = 0.725 cp  
 Suhu = 160.69°C  
 Pemilihan Pipa  
 Diameter optimum pipa = 5.67 in  
 IPS = 6,0 in  
*Shedule No.* = 40  
 OD = 6.625 in  
 ID = 6.065 in  
 At = 28.876 in<sup>2</sup>

Kecepatan volume cairan = 809.8 gpm  
 Kecepatan linier cairan dalam pipa = 2.7422 m/detik  
*Reynold number* = 584.111  
 Harga = \$ 31.049  
 Digunakan motor standart 3 fase dengan daya = 3 Hp

#### 28. Pompa (P-05)

Alat = Pompa  
 Kode Alat = P-05  
 Fungsi = Mengalirkan hasil atas menara distilasi II (MD-02) dari accumulator (AC-02) menuju tangki (T-02)  
 Tipe = Pompa Centrifugal  
 Kecepatan massa = 60.64863 Kg/detik  
 Viskositas cairan = 0.725 cp  
 Suhu = 80.23 °C  
 Pemilihan Pipa  
 Diameter optimum pipa = 5.67 in  
 IPS = 6,0 in  
*Shedule No.* = 40  
 OD = 6.625 in  
 ID = 6.065 in

At	= 28.876 in <sup>2</sup>
Kecepatan volume cairan	= 1,097 gpm
Kecepatan linier cairan dalam pipa	= 3.7145 m/detik
<i>Reynold number</i>	= 691,749.5
Harga	= \$ 37.840
Digunakan motor standart 3 fase dengan daya = 25 Hp	

#### 29. Pompa (P-06)

Alat	= Pompa
Kode Alat	= P-06
Fungsi	= Mengalirkan hasil bawah menara distilasi II (MD-02) menuju vaporizer (VP-01)
Tipe	= Pompa Centrifugal
Kecepatan massa	= 62.17838 Kg/detik
Viskositas cairan	= 0.725 cp
Suhu	= 118.27°C
Pemilihan Pipa	
Diameter optimum pipa	= 6.5816 in
IPS	= 6,0 in
<i>Shedule No.</i>	= 40
OD	= 6.625 in
ID	= 6.065 in



At	= 28.876 in <sup>2</sup>
Kecepatan volume cairan	= 1,140.9 gpm
Kecepatan linier cairan dalam pipa	= 3.8635 m/detik
<i>Reynold number</i>	= 709,197.5
Harga	= \$ 38.811
Digunakan motor standart 3 fase dengan daya = 10 Hp	

### 30. Pompa (P-07)

Alat	= Pompa
Kode Alat	= P-07
Fungsi	= Mengalirkan Slurry
Tipe	= Pompa Centrifugal
Kecepatan massa	= 51.21151 Kg/detik
Viskositas cairan	= 0.725 cp
Suhu	= 76.69°C
Pemilihan Pipa	
Diameter optimum pipa	= 5.67 in
IPS	= 6,0 in
<i>Shedule No.</i>	= 40
OD	= 6.625 in
ID	= 6.065 in
At	= 28.876 in <sup>2</sup>
Kecepatan volume cairan	= 809.8 gpm

Kecepatan linier cairan dalam pipa = 2.7422 m/detik

*Reynold number* = 584,11

Harga = \$ 31.049

Digunakan motor standart 3 fase dengan daya = 3 Hp

### 31. Pompa (P-08)

Alat = Pompa

Kode Alat = P-08

Fungsi = Mengalirkan filtrat *xylene* dari centrifuge (CF-01) menuju tangki penyimpanan (T-03)

Tipe = Pompa Centrifugal

Kecepatan massa = 38.93597 Kg/detik

Viskositas cairan = 0.725 cp

Suhu = 76.69°C

#### Pemilihan Pipa

Diameter optimum pipa = 4.9658 in

IPS = 4.0 in

*Shedule No.* = 40

OD = 4.5 in

ID = 4.026 in

At = 12.724 in<sup>2</sup>

Kecepatan volume cairan = 623.48 gpm

Kecepatan linier cairan dalam pipa = 4.7913 m/detik

*Reynold number* = 66,915.1

Harga = \$ 28.138

Digunakan motor standart 3 fase dengan daya = 15 Hp

### 32. Pompa (P-09)

Alat = Pompa

Kode Alat = P-09

Fungsi = Mengalirkan produk akhir  
*paraxylene* dari melter (MT-01)  
menuju tangki penyimpanan  
produk (T-04)

Tipe = Pompa Centrifugal

Kecepatan massa = 12.27553 Kg/detik

Viskositas cairan = 0.725 cp

Suhu = 76.69°C

#### Pemilihan Pipa

Diameter optimum pipa = 2.7365 in

IPS = 3.0 in

*Shedule No.* = 40

OD = 3.5 in

ID = 3.068 in

At = 7.389in<sup>2</sup>

Kecepatan volume cairan = 186.32 gpm  
 Kecepatan linier cairan dalam pipa = 2.4656 m/detik  
*Reynold number* = 276,785.7  
 Harga = \$ 11.643  
 Digunakan motor standart 3 fase dengan daya = 3 Hp

### 33. Pompa (P-10)

Alat = Pompa  
 Kode Alat = P-10  
 Fungsi = Mengalirkan produk samping benzena dari tangki penyimpanan (T-03) menuju ke mobil konsumen  
 Tipe = Pompa Centrifugal  
 Kecepatan massa = 15.58094 Kg/detik  
 Viskositas cairan = 0.725 cp  
 Suhu = 30°C  
 Pemilihan Pipa  
 Diameter optimum pipa = 3.2781 in  
 IPS = 3.0 in  
*Shedule No.* = 40  
 OD = 3.5 in  
 ID = 3.068 in  
 At = 7.389in<sup>2</sup>

Kecepatan volume cairan = 281.81 gpm  
Kecepatan linier cairan dalam pipa = 3.7293 m/detik  
*Reynold number* = 351,315.2  
Harga = \$ 22.316  
Digunakan motor standart 3 fase dengan daya = 5 Hp

#### 34. Pompa (P-11)

Alat = Pompa  
Kode Alat = P-11  
Fungsi = Mengalirkan filtrat xilena dari tangki penyimpanan (T-05) menuju mobil konsumen  
Tipe = Pompa Centrifugal  
Kecepatan massa = 17.59907 Kg/detik  
Viskositas cairan = 0.725 cp  
Suhu = 30°C  
Pemilihan Pipa  
Diameter optimum pipa = 3.3385 in  
IPS = 3.0 in  
*Shedule No.* = 40  
OD = 3.5 in

ID	= 3.068 in
At	= 7.389in <sup>2</sup>
Kecepatan volume cairan	= 281.81 gpm
Kecepatan linier cairan dalam pipa	= 3.7293 m/detik
<i>Reynold number</i>	= 396819.5
Harga	= \$ 22.316
Digunakan motor standart 3 fase dengan daya = 5 Hp	

### 35. Pompa (P-12)

Alat	= Pompa
Kode Alat	= P-12
Fungsi	= Mengalirkan produk utama <i>paraxylene</i> dari tangki penyimpanan (T-04) menuju mobil konsumen
Tipe	= Pompa Centrifugal
Kecepatan massa	= 18.56742 Kg/detik
Viskositas cairan	= 0.725 cp
Suhu	= 30°C
Pemilihan Pipa	
Diameter optimum pipa	= 3. 3655 in
IPS	= 3.0 in
<i>Shedule No.</i>	= 40

OD	= 3.5 in
ID	= 3.068 in
At	= 7.389in <sup>2</sup>
Kecepatan volume cairan	= 281.81 gpm
Kecepatan linier cairan dalam pipa	= 3.7293 m/detik
<i>Reynold number</i>	= 418,653.6
Harga	= \$ 22.316
Digunakan motor standart 3 fase dengan daya = 5 Hp	

### 36. Screw Conveyor (SC-01)

Alat	= Srew conveyor
Kode Alat	= SC-01
Fungsi	= Mengangkut hasil keluaran centrifuge (CF-01) menuju melter (MT-01)
Tipe Alat	= Scrw Conveyor
Densitas Umpan	= 46,21344 Lb/ft <sup>3</sup>
Kecepatan Umpan	= 936,2098 Lb/menit
Kapasitas Volume	= 20,2584 ft <sup>3</sup> /menit
Kecepatan Volume	= 40,5168 ft <sup>3</sup> menit
Diameter Screw Conveyor	= 2 ft
Panjang Screw Conveyor	= 32,8 ft
Jumlah Screw Conveyor	= 4 buah

Luas Penampang Screw	= 0,785 ft <sup>2</sup>
Volume Screw	= 25,7546 ft <sup>3</sup>
Waktu Tinggal	= 0,64 menit

### 37. Accumulator (AC-01)

Alat	= Tangki Accumulator
Kode Alat	= AC-01
Fungsi	= Menampung sementara hasil atas menara distilasi II (MD-02)
Tipe	= Tangki Silinder Horizontal
Jumlah	= 4 buah
Kecepatan umpan tangki	= 158.314,84
Densitas umpan tangki	= 0,8815 Kg/liter
Waktu tinggal	= 0,25 jam
Kapasitas tangki	= 39578,71 kg
Volume cairan	= 44899,47 Kg/ liter
Volume tangki	= 53,88 m <sup>3</sup>
Tebal shell	= ¼ in
Tebal head	= ¼ in
Harga	= \$ 130.986

### 38. Accumulator (AC-02)

Alat	= Tangki Accumulator
------	----------------------



Kode Alat	= AC-02
Fungsi	= Menampung sementara hasil atas menara distilasi I (MD-01)
Tipe	= Tangki silinder horizontal
Jumlah	= 2 buah
Kondisi Operasi	
Suhu	= 80,30°C
Tekanan	= 1 atm
Kecepatan umpan tangki	= 218.335,08 Kg/jam
Densitas umpan tangki	= 0,8562 Kg/liter
Waktu tinggal	= 0,25 jam
Kapasitas tangki	= 54583,76 Kg
Volume cairan	= 63751,51 liter
Volume tangki	= 76,50 m <sup>3</sup>
Tebal shell	= ¼ in
Tebal head	= ¼ in
Harga	= \$ 230.924

### 39. Blower (BL-01)

Alat	= Blower
Kode Alat	= BL-01
Fungsi	= Menaikan tekanan gas hidrogen recycle

Tipe	= Inhouse Blower
Jumlah gas yang ditekan	= 892,01 lb/menit
Densitas gas	= 0,064 lb/ft <sup>3</sup>
Volume gas	= 3788,88 ft <sup>3</sup> / menit
Jumlah stage	= 1
Suhu gas keluar setiap stage	= 176,92 °C
Harga	= \$ 1.174.023
Digunakan motor penggerak 350 Hp	

#### 40. Condenser (CD-01)

Alat	= Condenser
Kode Alat	= CD-01
Fungsi	= mengembunkan uap yang keluar dari puncak menara distilasi II(MD-02)
Tipe	= Shell & tube condenser
Jumlah	= 4 buah
Beban panas	= 14.180.289,74 Kcal/jam
Jumlah air pendingin	= 716.176,25 Kg/jam
OD	= 0,75 in
ID	= 0,62 in
BWG	= 16
at'	= 0,302 in <sup>2</sup>

at''	= 0,1963 sqft/ft
Bilangan Reynold	= 26885,66
Harga	= \$ 181.440

#### 41. Condenser (CD-02)

Alat	= Condenser
Kode Alat	= CD-01
Fungsi	= mengembunkan uap yang keluar dari puncak menara distilasi II(MD-02)
Tipe	= Shell & tube condenser
Jumlah	= 4 buah
Beban panas	= 14.180.289,74 Kcal/jam
Jumlah air pendingin	= 716.176,25 Kg/jam
OD	= 0,75 in
ID	= 0,62 in
BWG	= 16
at'	= 0,302 in <sup>2</sup>
at''	= 0,1963 sqft/ft
Bilangan Reynold	= 26885,66
Harga	= \$ 181.440

### 3.4 Neraca Massa

Produk : *Paraxylene*

Kapasitas Perancangan : 350.000 ton/tahun

### 3.4.1 Neraca Massa Alat

#### 1. Reaktor (R-01)

Tabel 2.1 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	BM	Umpan	Produk
		Arus 6	Arus 7
		kg/jam	kg/jam
H <sub>2</sub>	2	23.566,93	23.566,93
CH <sub>4</sub>	16	3.847,66	3.847,66
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	78	5.771,84	141.340,62
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	92	542.039,44	222.236,17
P-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	106	2.332,00	46.548,27
M-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	106	205,70	99.692,33
O-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	106	73,61	40.605,20
<b>Total</b>		<b>577.837,21</b>	<b>577.837,21</b>

#### 2. Separator (SP-02)

Tabel 2.2 Neraca Massa Separator (SP-02)

Komponen	BM	Umpan	Produk	
		Arus 7	Arus 8	Arus 9
		kg/jam	kg/jam	kg/jam
H <sub>2</sub>	2	23.566,93	23.555,93	0,00
CH <sub>4</sub>	16	3.847,66	3.847,66	0,00
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	78	141.340,62	1.413,40	139.927,21
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	92	222.236,27	110,59	221.125,57
P-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	106	46.548,27	121,79	46.426,48
M-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	106	99.692,33	257,13	99.435,19
O-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	106	40.605,20	92,02	40.513,18
<b>Total</b>		<b>577.837,21</b>	<b>30.409,55</b>	<b>547.427,65</b>

#### 3. Menara Distilasi I (MD-01)

Tabel 2.3 Neraca Massa Menara Distilasi I (MD-01)

Komponen	BM	Umpan	Produk Atas	Produk Bawah
		kg/jam	kg/jam	kg/jam
		Arus 9	Arus 12	Arus 13
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	78	139.927,21	139.927,21	0,00
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	92	221.125,57	220.904,44	221,12
P-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	106	46.426,48	2.234,56	44.191,91
M-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	106	99.435,19	0,00	99.435,19
O-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	106	40.513,18	0,00	40.513,18
<b>Subtotal</b>		<b>547.427,65</b>	<b>363.066,22</b>	<b>184.361,42</b>

#### 4. Menara Distilasi II (MD-02)

Tabel 2.4 Neraca Massa Menara Distilasi II (MD-02)

Komponen	BM	Umpan	Produk Atas	Produk Bawah
		kg/jam	kg/jam	kg/jam
		Arus 12	Arus 14	Arus 15
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	78	139.927,21	138.527,94	1.399,27
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	92	220.904,44	696,12	220.208,32
P-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	106	2.234,56	0,00	2.234,56
<b>Total</b>		<b>363.066,22</b>	<b>139.224,06</b>	<b>223.842,16</b>

#### 5. Kristalizer (CR-01)

Tabel 2.5 Neraca Massa Kristalizer (CR-01)

Komponen	BM	Umpan	Produk
		kg/jam	kg/jam
		Arus 13	Arus 13
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	92	221,12	221,12
P-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	106	44.191,91	44.191,91
M-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	106	99.435,19	99.435,19
O-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	106	40.513,18	40.513,18
<b>Total</b>		<b>184.361,42</b>	<b>184.361,42</b>

#### 6. Centrifuge (CF-01)

Tabel 2.6 Neraca Massa Centrifuge (CF-01)

Komponen	BM	Umpan	Produk	
		kg/jam	kg/jam	kg/jam
		Arus 13	Arus 16	Arus 17
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	92	221,12	220,42	0.69
P-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	106	44.191,91	441,91	43.750,00
M-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	106	99.435,19	99.121,70	313,49
O-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	106	40.513,18	40.385,45	127,72
<b>Total</b>		<b>184.361,42</b>	<b>140.169,51</b>	<b>44.191,91</b>

### 7. Melter (MT-01)

Tabel 2.7 Neraca Massa Melter (MT-01)

Komponen	BM	Umpan	Produk
		kg/jam	kg/jam
		Arus 17	Arus 17
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	92	0,69	0,69
P-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	106	43.750,00	43.750,00
M-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	106	313,49	313,49
O-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	106	127,72	127,72
<b>Total</b>		<b>44.191,91</b>	<b>44.191,91</b>

### 8. Separator (SP-01)

Komponen	Umpan Masuk	Hasil Atas	Hasil Bawah
	kg/j	kg/j	kg/j
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	362,59	290,07	72,52
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	42.277,42	33.821,93	8.455,49
C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>	174,57	139,66	34,91
<b>Total</b>	<b>42.814,58</b>	<b>34.251,66</b>	<b>8.562,92</b>

### 3.4.2 Neraca Massa Total

Arus	Komponen	Input	Output
		kg/jam	kg/jam
Arus 1	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	320.942,64	
	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	3.241,84	

Arus 5	H <sub>2</sub>	4.713,39	
	CH <sub>4</sub>	769,53	
Arus 11	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>		222,12
	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>		282,68
	P-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>		24,36
	H <sub>2</sub>		4.713,39
	CH <sub>4</sub>		769,53
	M-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>		51,43
	O-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>		18,40
Arus 16	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>		220,43
	P-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>		441,92
	M-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>		99.121,71
	O-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>		40.385,46
Arus 17	C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>		0,70
	P-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>		43.75,00
	M-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>		313,49
	O-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>		127,73
	<b>Total</b>	<b>329667,40</b>	<b>329667,40</b>

### 3.5 Neraca Panas

#### 1. Reaktor (R-01)

Tabel 2.8 Neraca Panas Reaktor (R-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Entalpi Umpan Benzene	1.035.058.211,60	0,00
Entalpi Hasil Reaksi	0,00	1.036.118.203,88
Beban Panas Reaktor	2.589.486,20	0,00
Panas Reaksi Total	0	1.529.493,92
<b>Total</b>	<b>1.037.647.697,80</b>	<b>1.037.647.697,80</b>

#### 2. Condenser Partial (CD-01)

Tabel 2.9 Neraca Panas Condenser Partial (CD-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Entalpi Umpan	414.605.116,86	0,00
Entalpi Fase Gas	0,00	60.563.901,46
Entalpi Fase Cair	0,00	114.826.046,49

Panas Dibawa Pendingin	0,00	239.215.168,91
<b>Total</b>	<b>414.605.116,86</b>	<b>414.605.116,86</b>

### 3. Menara Distilasi I (MD-01)

Tabel 2.10 Neraca Panas Menara Distilasi I (MD-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Entalpi Umpan	61.280.386,76	0,00
Entalpi Hasil Atas	0,00	35.690.340,21
Beban Panas Reboiler	314.077.475,50	0,00
Entalpi Hasil Bawah	0,00	31.812.755,21
Beban Panas Condenser	0,00	307.854.766,84
<b>Total</b>	<b>375.357.862,26</b>	<b>375.357.862,26</b>

### 4. Menara Distilasi II (MD-02)

Tabel 2.11 Neraca Panas Menara Distilasi II (MD-02)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Entalpi Umpan	61.802.952,71	0,00
Entalpi Hasil Atas	0,00	22.043.155,14
Beban Panas Reboiler	82.078.443,74	0,00
Entalpi Hasil Bawah	0,00	914.574,38
Beban Panas Condenser	0,00	120.923.666,92
<b>Total</b>	<b>143.881.396,44</b>	<b>143.881.396,44</b>

### 5. Kristalizer (CR-01)

Tabel 2.12 Neraca Panas Kristalizer (CR-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Entalpi Umpan masuk	3.280.592,14	0,00
Entalpi Umpan keluar	0,00	-4.859.989,55



Panas Pembekuan	7.134.493,53	0,00
Beban panas dibawa pendingin	0,00	15.275.075,2
<b>Total</b>	<b>10.415.085,7</b>	<b>10.415.085,7</b>

## 6. Melter (MT-01)

Tabel 2.13 Neraca Panas Melter (MT-01)

<b>Komponen</b>	<b>Masuk (kJ/jam)</b>	<b>Keluar (kJ/jam)</b>
Entalpi Umpan masuk	-1.224.455,39	0,00
Entalpi Umpan keluar	0,00	82.419,85
Beban Panas Melter	8.370.023,84	0,00
Total Panas Pelelehan	0,00	7.063.148,6
<b>Total</b>	<b>7.145.568,4</b>	<b>7.145.568,4</b>

## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

#### **4.1 Lokasi Pabrik**

Pemilihan lokasi pabrik dipengaruhi oleh beberapa faktor. Menurut Reksohadiprodjo dan Handoko (1990), pemilihan letak pabrik pada umumnya dipengaruhi oleh faktor-faktor sebagai berikut:

1. Lingkungan Masyarakat

Kesediaan masyarakat suatu daerah menerima segala konsekuensi didirikannya suatu pabrik di daerah tersebut merupakan syarat untuk dapat atau tidaknya didirikan pabrik di daerah itu.

2. Sumber Daya Alam

Biaya produksi sangat dipengaruhi oleh tinggi rendahnya harga bahan dasar dan bahan lain yang diperlukan di dalam proses produksi. Harga bahan ini dipengaruhi juga oleh biaya yang harus ditanggung supplier, dengan lokasi berdekatan maka meminimalkan biaya pengangkutan dan distribusi bahan.

3. Sumber Daya Manusia

Tersedianya tenaga kerja baik terdidik maupun terlatih yang cukup banyak merupakan faktor yang penting. Penentuan lokasi pabrik perlu dipertimbangkan besarnya kebutuhan baik tenaga kerja terdidik dan cakap, terlatih dan tak cakap terhadap kemungkinan tersedianya tenaga-tenaga tersebut, di sekitar daerah yang dipilih sebagai alternatif lokasi, misalnya di

kota-kota besar atau kota-kota industri akan lebih mudah untuk memperoleh tenaga terdidik meskipun biayanya cukup mahal.

#### 4. Pasar

Distribusi dan transportasi produk dari pabrik ke konsumen perlu diperhatikan untuk mendapatkan lokasi yang tepat.

#### 5. Pengangkutan

Tersedianya fasilitas angkutan yang baik, dapat mengatasi kelemahan daerah yang akan digunakan sebagai alternatif lokasi sebagai akibat tidak dimilikinya faktor-faktor yang telah disebutkan di atas.

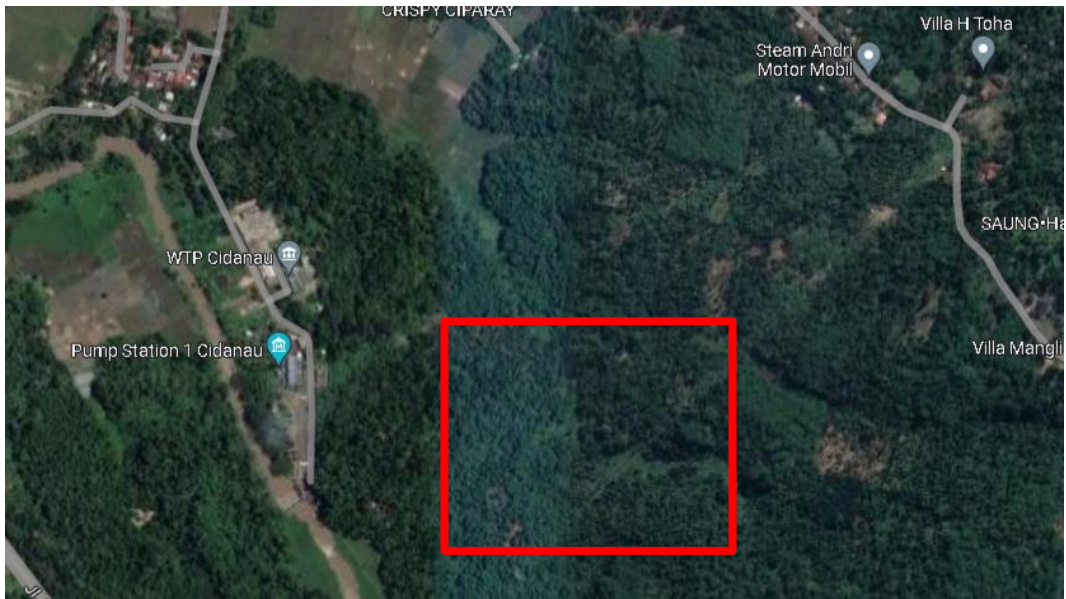
#### 6. Pembangkit Tenaga

Hampir setiap industri memerlukan tenaga yang mempengaruhi pula pemilihan lokasi pabrik. Perlu diperhatikan tersedianya pembangkit tenaga yang lebih mudah yang dimiliki oleh suatu daerah, baik tenaga yang dibangkitkan dari aliran listrik, diesel, air, angin, dan sebagainya.

#### 7. Tanah untuk Perluasan

Tanah di daerah perkotaan sulit untuk diperoleh dan harganya pun lebih mahal dibandingkan di pedesaan. Pabrik-pabrik baru didirikan di luar kota sebagai alternatif disebabkan karena alasan bahwa kemungkinan perluasan di masa depan akan lebih mudah mendapatkan tanah.

Dari pertimbangan-pertimbangan tersebut maka pabrik *paraxylene* akan didirikan di daerah Serang, Banten. Pemilihan lokasi di Serang didasarkan atas pertimbangan yang secara praktis menguntungkan dari segi ekonomis dan segi teknisnya.



Gambar 4.1 Lokasi Pabrik

#### 4.1.1 Faktor Perimer Penentu Lokasi Pabrik

##### 1. Penyedia Bahan Baku

Bahan baku memegang peran penting, dimana proses produksi pabrik sangat tergantung pada ketersediaan bahan baku. Lokasi pabrik yang dekat dengan bahan baku lebih menguntungkan. Penyediaan bahan baku yang berupa *toluene* didatangkan dari GS Caltex Yang berada di Korea Selatan. Bahan pembantu gas Hidrogen yang akan disalurkan oleh PT. Air Liquid Indonesia yang berlokasi di Banten, sehingga dapat meminimalkan biaya.

##### 2. Daerah Pemasaran Produk

*Paraxylene* adalah bahan kimia penting dalam proses pembuatan plastik botol PET dan serat poliester. *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.

Pemilihan lokasi pabrik di Serang dekat dengan pabrik-pabrik yang membutuhkan *paraxylene* dalam jumlah yang cukup besar, misalnya :

- a. PT. Mitsubishi Chemical Indonesia
- b. PT. Amoco Mitsui PTA Indonesia

### 3. Utilitas

Utilitas yang diperlukan seperti air, bahan baku dan tenaga listrik dapat dipenuhi karena lokasi terletak dikawasan industri.

- a. Penyediaan listrik, diperoleh dari PLN dan generator pabrik.
- b. Penyediaan air untuk kebutuhan air minum dan sanitasi dari air sungai yang sudah di olah.

### 4. Transportasi

Serang, Banten memiliki jalur transportasi yang menghubungkan kota-kota yang berada disekitarnya. Ketersediaan transportasi baik melalui jalur laut dan darat dapat mempermudah pengangkutan baik bahan baku maupun produk, dikarenakan daerah Banten dekat dengan Pelabuhan Merak dan Tol Merak sehingga mempermudah dalam memenuhi jalannya proses produksi dan pemasaran.

### 5. Tenaga Kerja

Tenaga kerja yang berpendidikan dan terampil diperlukan untuk dapat menjalankan proses pada pabrik dengan baik. Dengan pendirian pabrik ini diharapkan dapat mengurangi jumlah pengangguran pada masyarakat.

#### **4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik**

##### **a. Kebijakan Pemerintah**

Daerah Banten adalah daerah yang sudah ditetapkan sebagai kawasan industri oleh pemerintah yang juga terbuka untuk investor. Hal ini sejalan dengan kebijakan pengembangan industri sehingga memberikan 70 kemudahan mengenai pengembangan industri termasuk dalam hal perizinan, pajak dan hal lain yang berkaitan dengan pendirian pabrik.

##### **b. Perluasan Pabrik**

Pada perluasan pabrik perlu diperhatikan untuk mengantisipasi adanya penambahan kapasitas di masa yang akan datang. Oleh karena itu perlu disediakan lahan kosong sebagai antisipasi.

##### **c. Lingkungan Masyarakat Sekitar**

Sikap masyarakat diperkirakan akan mendukung pendirian pabrik pembuatan *Paraxylene*, karena akan menjamin tersedianya lapangan kerja bagi mereka.

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

Tata letak suatu pabrik merupakan pengaturan dan penempatan yang optimal terhadap fasilitas pabrik sehingga dapat menghasilkan kegiatan

produksi yang baik. Dalam penempatan tata letak pabrik yang optimal dapat meningkatkan nilai ekonomis dari pemeliharaan. Tata letak pabrik atau disebut juga *plant layout* dapat diartikan sebagai tata cara peraturan fasilitas-fasilitas guna menunjang kelancaran proses produksi.

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

1. Kelancaran proses produksi lebih terjamin.
2. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai.
3. Biaya material handling menjadi lebih rendah dan menyebabkan turunnya/terhindarnya pengeluaran untuk hal-hal yang tidak penting.
4. Jika tata letak peralatan diatur sesuai dengan urutan-urutan proses maka proses produksi akan lancar, sehingga perusahaan tidak perlu membeli alat angkut tambahan sehingga lebih efisien.
5. Karyawan mendapatkan kenyamanan dalam bekerja sehingga akan meningkatkan semangat kerja yang menyebabkan meningkatnya produktivitas kerja.

Hal lain yang perlu diperhatikan :

1. Letak alat dalam ruangan yang cukup sehingga tersedia ruang gerak untuk keperluan perawatan, perbaikan maupun penggantian alat.
2. Pengaturan tata letak diusahakan menurut urutan proses.
3. Penempatan alat control atau alat bantu pada alat maupun pipa aliran proses dapat terjangkau atau dapat terlihat jelas untuk pengawasan proses.

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

1. Gedung Pertemuan

Gedung pertemuan adalah gedung yang relative besar yang dapat digunakan sebagai wadah kegiatan majemuk. Gedung pertemuan ini dapat digunakan untuk pertemuan pimpinan-pimpinan perusahaan.

2. Gedung Perkantoran

Gedung perkantoran adalah daerah dimana kegiatan administrasi perusahaan yang bergerak untuk mengatur kelancaran operasi dan kegiatan administrasi. Gedung perkantoran harus diletakan jauh dari area proses.

3. Klinik

Klinik perusahaan adalah tempat untuk memberikan pelayanan kesehatan terutama bidang pelayanan kesehatan kerja minimal (peningkatan, pencegahan, pengobatan dan pemulihan), yang diselenggarakan oleh perusahaan atau badan hukum sesuai dengan ketentuan yang berlaku.

4. Kantin

Kantin perusahaan merupakan sentral tempat makan dan minum karyawan pada saat jam istirahat makan

5. Gudang Alat

Daerah gudang alat adalah daerah yang memuat tempat untuk menyimpan cadangan alat proses.



6. Bengkel

Bengkel di pabrik berfungsi sebagai tempat untuk memperbaiki *spare part* mesin yang rusak.

7. Masjid

Masjid berfungsi sebagai tempat ibadah muslim.

8. Pos Jaga

Pos satpam merupakan sebuah bangunan yang dijadikan satpam sebagai tempat pengawasan dan penjagaan aset di area lingkungan kerja.

9. Parkiran dan Taman

10. Area Proses

Area proses adalah daerah proses produksi yang didalamnya memuat alatalat proses dan pengendali. Daerah proses diletakkan di bagian pabrik yang lokasinya tidak mengganggu. Letak aliran proses setiap alat direncanakan dengan baik untuk mempermudah pemindahan bahan baku serta mempermudah pengawasan dan pemeliharaan alat proses.

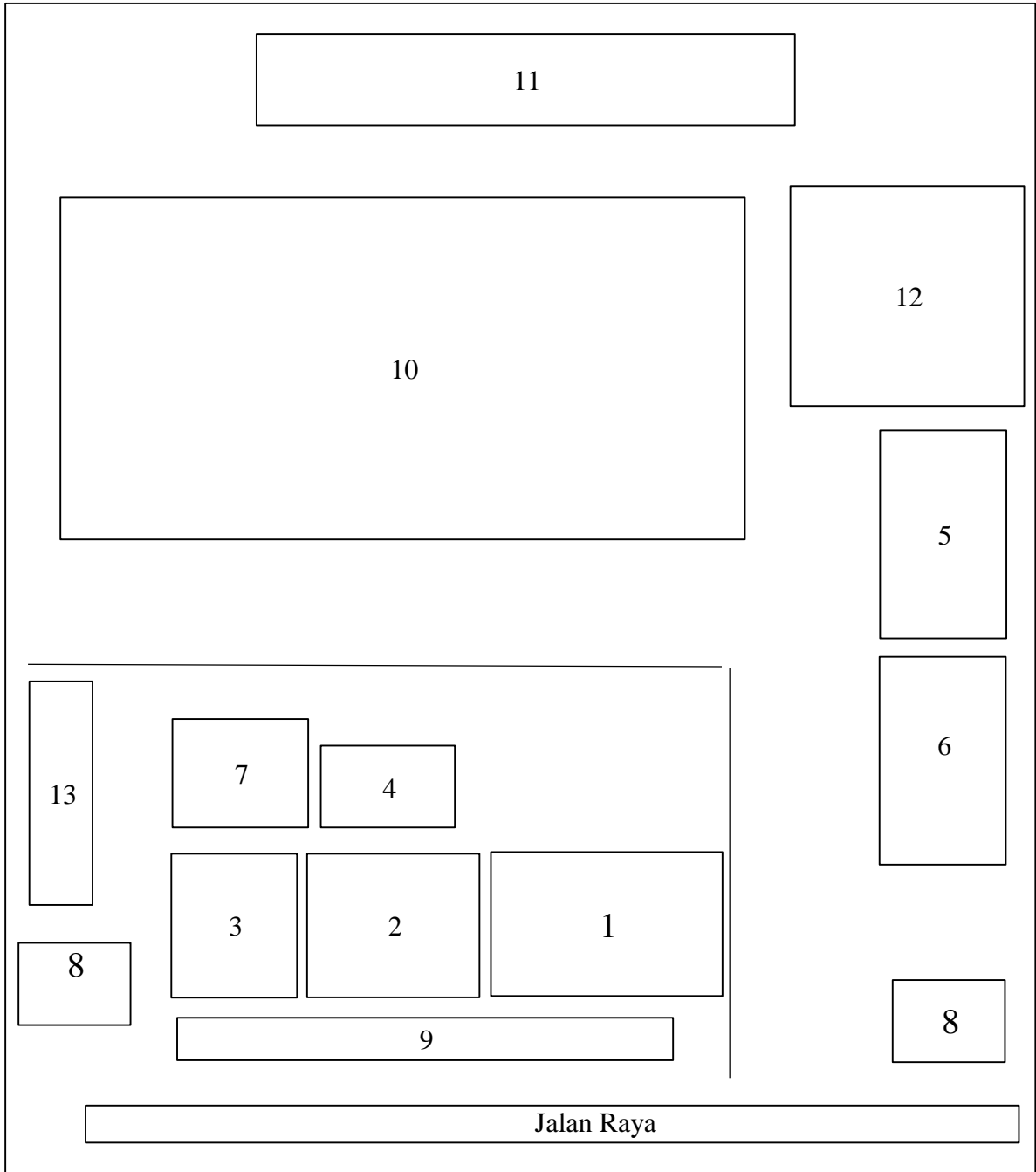
11. Area Utilitas

Area utilitas adalah daerah yang menyediakan keperluan untuk memenuhi kebutuhan yang diperlukan saat jalannya proses produksi, berupa penyedia air, steam proses, udara dan listrik. Daerah utilitas diletakkan di dekat daerah proses supaya mempermudah sistem pemipaan.

## 12. Area Tangki

Area tangki adalah daerah dimana tangki-tangki diletakan.

## 13. Parkiran Belakang



Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik *Paraxylene*

Keterangan :

Tabel 4.1 Rincian Luas dan Bangunan Pabrik

No.	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m <sup>2</sup> )
1.	Gedung Pertemuan	100	10	1000
2.	Gedung Perkantoran	75	10	750
3.	Klinik	20	10	200
4.	Kantin	20	10	200
5.	Gudang	75	10	750
6.	Bengkel	75	10	750
7.	Masjid	25	20	500
8.	Pos Jaga	15	10	150
9.	Parkiran dan Taman	100	20	2000
10.	Area Proses	100	50	5000
11.	Area Utilitas	100	20	2000
12.	Area Tangki	200	200	40.000
13.	Parker Belakang	100	50	5000

#### 4.3 Tata letak Mesin/Alat Proses (*Machines Layout*)

Beberapa hal yang harus diperhatikan dalam menentukan *layout* peralatan proses pada pabrik *Paraxylene*, diantara 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 area proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat sehingga mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang dapat mengancam keselamatan pekerja

### 3. Cahaya

Pencahayaan seluruh pabrik harus tercukupi dan memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi perlu adanya pencahayaan tambahan

### 4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

Dalam perancangan tata letak peralatan 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 diprioritaskan

### 5. Segi ekonomi alat proses

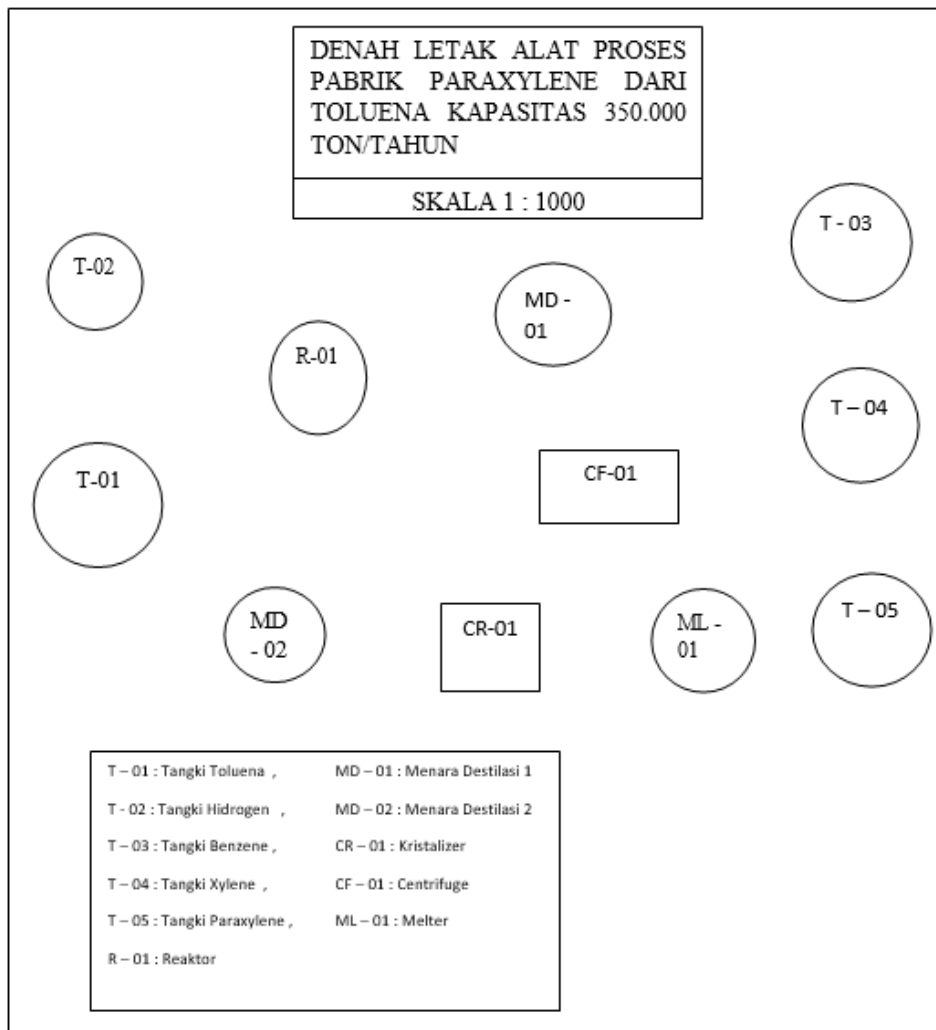
Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi

### 6. Jarak antara alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses yang lain. Sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan alat proses yang lain. Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

1. Dapat mengefektifkan penggunaan luas tanah
2. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya yang mahal.

3. Karyawan mendapat kepuasan kerja. Berikut gambar peta situasi pabrik yang dapat dilihat dalam gambar tata letak alat (equipment lay out) pabrik anilin dengan kapasitas 350.000 Ton/Tahun



Gambar 4.3 Layout Mesin ( Skala 1 : 1000)

## 4.4 Organisasi Perusahaan

### 4.4.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik *paraxylene* yang akan didirikan ini direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas (PT) merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dalam Perseroan Terbatas (PT) pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan (PT) ini adalah didasarkan dari beberapa faktor sebagai berikut :

1. Mudahnya dalam mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.
4. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur yang cukup cakap dan berpengalaman.
5. Mudah bergerak di pasar global.

#### **4.4.2 Struktur Organisasi**

Secara garis besar, struktur organisasi perusahaan merupakan suatu tingkatan atau susunan yang berisi pembagian tugas dan peran perorangan berdasarkan jabatannya di perusahaan. Umumnya, struktur perusahaan disusun dalam bentuk bagan atau garis hirarki dan berisi deskripsi dari tiap komponen perusahaan. Dengan dibentuknya struktur perusahaan, setiap Sumber Daya Manusia (SDM) dilingkungan perusahaan memiliki peran dan fungsinya masing-masing.

Tujuan utamanya adalah supaya perusahaan dapat lebih mudah dalam hal pembagian tugas dan tanggung jawab tiap individu dalam menjalankan sebuah perusahaan. Struktur organisasi membantu perusahaan untuk menemukan individu-individu yang berpotensi dan memiliki kompetensi sesuai dengan bidang serta keahliannya.

Fungsi struktur organisasi yaitu :

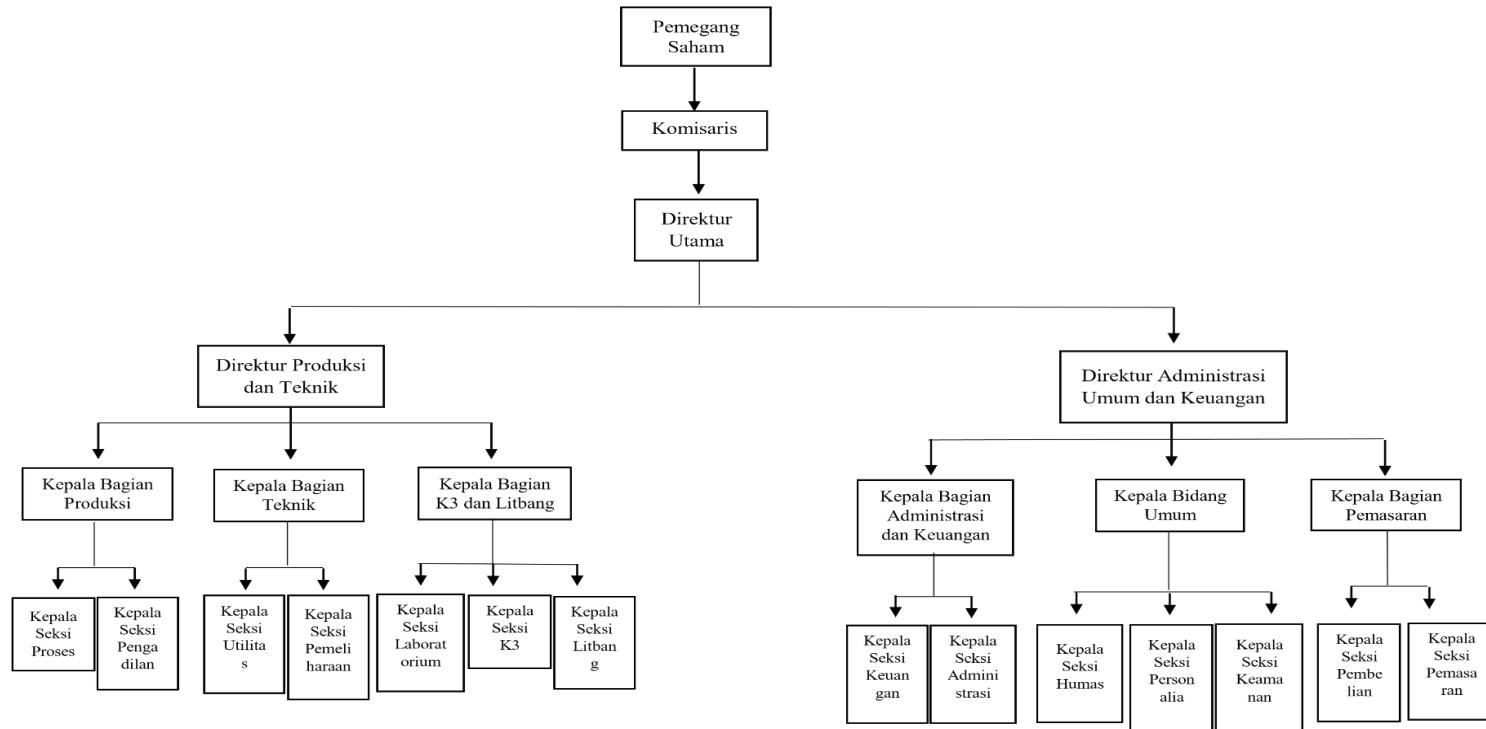
- a. Mendiskripsikan peran setiap individu dalam perusahaan
- b. Memperjelas alur hubungan kinerja
- c. Mendiskripsikan uraian tugas

Manfaat Struktur Organisasi Perusahaan yaitu :

- a. Terjalannya komunikasi dan kolaborasi yang baik
- b. Efisiensi operasional
- c. Meminimalisir terjadinya konflik antar karyawan
- d. Meningkatkan produktivitas karyawan



#### 4.4.3 Tugas dan Wewenang Karyawan



Gambar 4.4 Struktur Organisasi

#### A. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada rapat RUPS tersebut pemegang saham berwenang.

- a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
- b. Mengangkat dan memberhentikan direktur.
- c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

#### B. Komisaris

Komisaris adalah seorang pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham, yang bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Komisaris memiliki wewenang yaitu :

- a. Menilai dan menyetujui rencana direktur mengenai kebijakan umum, alokasi sumber dana, pengarahan pemasaran dan target perusahaan.
- b. Mengawasi dan membantu tugas direktur.

#### C. Dewan Direksi

- Direktur Utama

Direktur utama adalah pimpinan tertinggi dalam perusahaan yang bertanggung jawab terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur utama juga bertanggung jawab kepada dewan komisaris untuk semua

tindakan dan kebijakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Dewan direktur utama memiliki wewenang yaitu:

- a. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membentuk hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
- b. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian melalui persetujuan rapat pemegang saham.
- c. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan bertanggung jawab atas pekerjaannya secara berkala atau saat masa akhir kerja pada pemegang saham.
- d. Mengkoordinir kerja sama antara direktur produksi dan direktur keuangan.

- **Direktur Produksi**

Direktur produksi memiliki wewenang yaitu :

- a. Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang produksi, teknik, dan rekayasa produksi.
- b. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian.

- **Direktur Keuangan dan Umum**

Direktur keuangan dan umum memiliki wewenang yaitu :

- a. Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang pemasaran, keuangan, dan pelayanan umum.

- b. Mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerja kepala-kepala bagian.

#### D. Kepala Bagian

Kepala bagian memiliki wewenang untuk mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis wewenang. Kepala bagian juga dapat bertindak sebagai staf direktur.

#### 4.4.4 Jam Kerja Karyawan

Pabrik *paraxylene* dari *toluene* akan beroperasi 330 hari selama satu tahun dalam 24 jam perhari. Sisa hari yang bukan merupakan libur digunakan untuk perbaikan, perawatan, dan *turn around*. Pembagian jam kerja karyawan digolongkan menjadi dua golongan, yaitu :

##### 1. Pegawai *Non shift*

Yaitu pegawai yang bekerja selama 8 jam dalam sehari dengan total kerja 40 jam per minggu. Sedangkan hari sabtu, minggu, dan hari besar libur. Pegawai non shift termasuk karyawan tidak langsung menangani operasi pabrik yaitu direktur, kepala departemen, kepala divisi, karyawan kantor atau administrasi, dan divisi-divisi dibawah tanggung non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinyu. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai non shift :

- Senin – Kamis : 08.00 – 17.00 (istirahat 12.00 – 13.00)
- Jumat : 08.00 – 17.00 (istirahat 11.30 – 13.00)

##### 2. Pegawai *shift*

Yaitu pegawai yang bekerja 24 jam per hari yang terbagi dalam 3 shift. Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses operasi pabrik yaitu kepala shift, operator, karyawan-karyawan shift, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai shift :

- Shift I (Pagi) : 08.00 – 16.00
- Shift II (Sore) : 16.00 – 24.00
- Shift III (Malam) : 24.00 – 08.00

Jadwal kerja terbagi menjadi empat minggu dan empat kelompok. Setiap kelompok kerja mendapatkan libur satu kali dari tiga kali shift. Berikut adalah jadwal kerja karyawan *shift*.

Tabel 4.2 Jadwal Kerja Karyawan *Shift*

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

Tabel 4.3 Jadwal Kerja Karyawan *Shift* (lanjutan)

REGU	Hari															
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31
A		I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III	
B	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III			I
C	II	III	III			I	I	II	II	III	III			I	I	II
D	III			I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III

### 3. Kerja Lembur (*overtime*)

Kerja lembur dapat dilakukan apabila ada keperluan yang mendesak dan atas persetujuan kepala bagian.

#### 4.4.5 Jumlah Karyawan

Berikut merupakan jumlah karyawan yang bekerja di Pabrik *Paraxylene*

Tabel 4.4 Jumlah karyawan

No	Jabatan	Jumlah
1.	Direktur Utama	1
2.	Direktur Teknik dan Produksi	1
3.	Direktur Pemasaran dan Keuangan	1
4.	Sekretaris	3
5.	Kepala Bagian Produksi	1
6.	Kepala Bagian Teknik	1
7.	Kepala Bagian Pemasaran	1

8.	Kepala Bagian Umum	1
9.	Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan	1
10.	Kepala Bagian K3 dan Litbang	1
11.	Kepala Seksi Proses	1
12.	Kepala Seksi Pengendalian	1
13.	Kepala Seksi Utilitas	1
14.	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
15.	Kepala Seksi Laboratorium	1
16.	Kepala Seksi Pembelian	1
17.	Kepala Seksi Pemasaran	1
18.	Kepala Seksi Administrasi	1
19.	Kepala Seksi Keuangan	1
20.	Kepala Seksi Personalia	1
21.	Kepala Seksi Humas	1
22.	Kepala Seksi Keamanan	1
23.	Kepala Seksi K3 (Kesehatan Keselamatan Kerja)	1
24.	Kepala Seksi Litbang (Penelitian dan Pengembangan)	1
25.	Karyawan Proses	12
26.	Karyawan Pengendalian	3
27.	Karyawan Utilitas	4
28.	Karyawan Pemeliharaan	3
29.	Karyawan Laboratorium	4

30.	Karyawan Pembelian	2
31.	Karyawan Pemasaran	3
32.	Karyawan Administrasi	3
33.	Karyawan Keuangan	2
34.	Karyawan Personalia	3
35.	Karyawan Humas	3
36.	Karyawan Keamanan	4
37.	Karyawan K3 (Kesehatan Keselamatan Kerja)	4
38.	Karyawan Litbang (Penelitian dan Pengembangan)	4
39.	Operator Proses	15
40.	Dokter	2
41.	Perawat	4
42.	sopir	5
43.	<i>Cleaning Service</i>	8
	<b>Total</b>	<b>114</b>

Suatu pabrik yang telah didirikan harus terdapat aturan penggolongan jabatan, karena hal ini akan berkaitan dengan keberlangsungan pabrik untuk bersaing di pasaran. Berikut ini rincian penggolongan jabatan :

Tabel 4.5 Rincian Penggolongan Jabatan

No	Jabatan	Pendidikan
1.	Direktur Utama	S-2
2.	Direktur	S-2



3.	Kepala Bagian	S-1
4.	Kepala Seksi	S-1
5.	Sekretaris	S-1
6.	Dokter	S-1
7.	Perawat	D-3/D-4/S-1
8.	Karyawan dan Operator	D-3/S-1
9.	Sopir	SMA
10.	<i>Cleaning Service</i>	SMA

#### 4.4.6 Gaji Karyawan

##### a. Sistem Gaji Karyawan

Sistem pembagian gaji pada perusahaan terbagi menjadi 3 jenis yaitu :

##### a) Gaji Bulanan

Merupakan gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan.

##### b) Gaji Harian

Merupakan gaji yang diberikan kepada karyawan yang tidak tetap atau buruh harian.

##### c) Gaji Lembur

Merupakan gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.

Berikut merupakan rincian gaji karyawan sesuai dengan jabatan

Tabel 4.6 Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
1.	Direktur Utama	1	65.000.000	65.000.000
2.	Direktur Teknik dan Produksi	1	30.000.000	30.000.000
3.	Direktur Pemasaran dan Keuangan	1	30.000.000	30.000.000
4.	Sekretaris	3	25.000.000	75.000.000
5.	Kepala Bagian Produksi	1	15.000.000	15.000.000
6.	Kepala Bagian Teknik	1	15.000.000	15.000.000
7.	Kepala Bagian Pemasaran	1	15.000.000	15.000.000
8.	Kepala Bagian Umum	1	15.000.000	15.000.000
9.	Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan	1	15.000.000	15.000.000
10.	Kepala Bagian K3 dan Litbang	1	15.000.000	15.000.000
11.	Kepala Seksi Proses	1	12.000.000	12.000.000
12.	Kepala Seksi Pengendalian	1	12.000.000	12.000.000

13.	Kepala Seksi Utilitas	1	12.000.000	12.000.000
14.	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	12.000.000	12.000.000
15.	Kepala Seksi Laboratorium	1	12.000.000	12.000.000
16.	Kepala Seksi Pembelian	1	12.000.000	12.000.000
17.	Kepala Seksi Pemasaran	1	12.000.000	12.000.000
18.	Kepala Seksi Administrasi	1	12.000.000	12.000.000
19.	Kepala Seksi Keuangan	1	12.000.000	12.000.000
20.	Kepala Seksi Personalia	1	10.000.000	10.000.000
21.	Kepala Seksi Humas	1	10.000.000	10.000.000
22.	Kepala Seksi Keamanan	1	10.000.000	10.000.000
23.	Kepala Seksi K3 (Kesehatan Keselamatan Kerja)	1	10.000.000	10.000.000
24.	Kepala Seksi Litbang (Penelitian dan Pengembangan)	1	10.000.000	10.000.000
25.	Karyawan Proses	12	8.000.000	96.000.000
26.	Karyawan Pengendalian	3	8.000.000	24.000.000
27.	Karyawan Utilitas	4	8.000.000	32.000.000

28.	Karyawan Pem,eliharaan	3	8.000.000	24.000.000
29.	Karyawan Laboratorium	4	8.000.000	32.000.000
30.	Karyawan Pembelian	2	6.000.000	12.000.000
31.	Karyawan Pemasaran	3	6.000.000	18.000.000
32.	Karyawan Administrasi	3	5.000.000	15.000.000
33.	Karyawan Keuangan	2	5.000.000	10.000.000
34.	Karyawan Personalia	3	5.000.000	15.000.000
35.	Karywan Humas	3	5.000.000	15.000.000
36.	Karyawan Keamanan	4	5.000.000	20.000.000
37.	Karyawan K3 (Kesehatan Keselamatan Kerja)	4	5.000.000	20.000.000
38.	Karyawan Litbang (Penelitian dan Pengembangan)	4	5.000.000	20.000.000
39.	Operator Proses	15	6.000.000	90.000.000
40.	Dokter	2	8.000.000	16.000.000
41.	Perawat	4	4.500.000	18.000.000
42.	sopir	5	4.000.000	20.000.000

43.	<i>Cleaning Service</i>	8	3.500.000	28.000.000
	<b>Total</b>	<b>114</b>	511.000.000	963.000.000

#### 4.4.7 Kesejahteraan Karyawan

Kesejahteraan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa tunjangan, cuti, seragam kerja, BPJS kesehatan dan ketenagakerjaan.

##### 1. Tunjangan

Tunjangan yang diberikan kepada karyawan berupa tunjangan yang berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan, tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan, dan tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

##### 2. Cuti

Ketentuan cuti perusahaan adalah sebagai berikut:

1. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam satu (1) tahun.
2. Cuti sakit diberikan kepada setiap karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

##### 3. Seragam Kerja

Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya, dengan peraturan pemakaian 3 hari (senin, selasa, rabu)

menggunakan seragam kerja dan hari selebihnya dapat menggunakan baju batik pribadi.

#### 4. BPJS Kesehatan

Berdasarkan UU No. 40 Tahun 2004 tentang Sistem Jaminan Sosial Nasional dan UU No.24 Tahun 2011 BPJS Kesehatan sebagaimana dimaksud dalam Pasal 5 ayat (2) huruf a menyelenggarakan program jaminan kesehatan. Jaminan kesehatan yang diberikan oleh perusahaan yaitu :

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

#### 5. BPJS Ketenagakerjaan

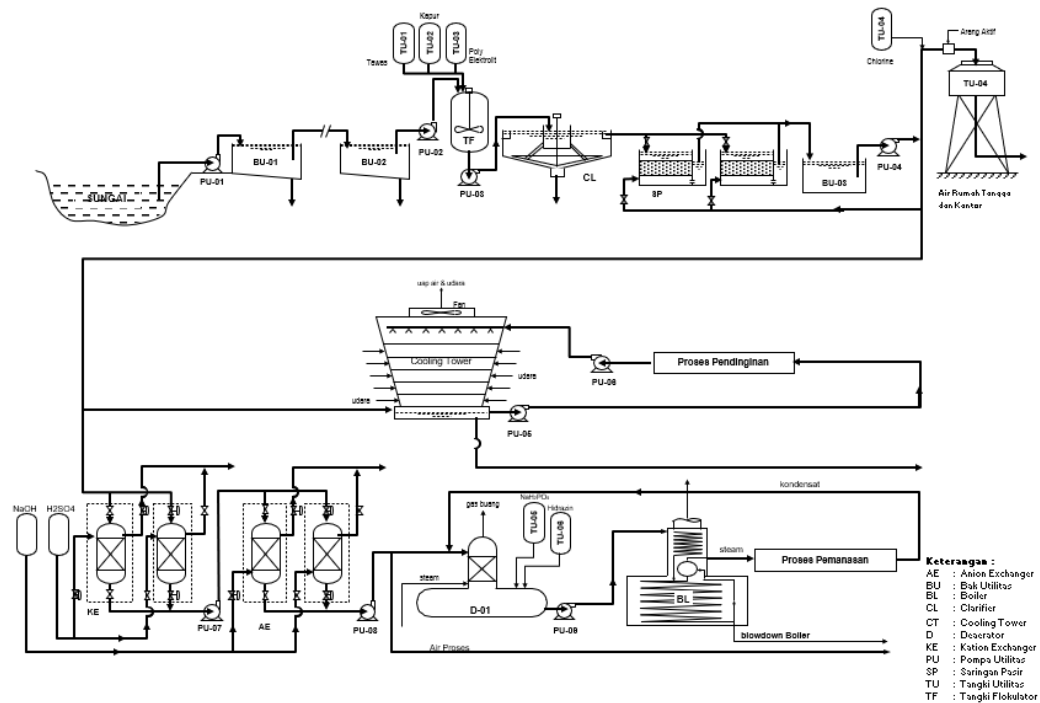
Berdasarkan UU No.40 Tahun 2004 tentang Sistem Jaminan Sosial Nasional dan UU No.24 Tahun 2011 tentang Badan Penyelenggara Jaminan Sosial, BPJS Ketenagakerjaan menyelenggarakan 4 program yakni Program Jaminan Kecelakaan Kerja (JKK), Jaminan Hari Tua (JHT), Jaminan Pensiun (JP), dan Jaminan Kematian (JK). Sementara Program Jaminan Kesehatan diselenggarakan oleh BPJS Kesehatan. Berdasarkan UU tersebut, pemberi kerja (perusahaan) wajib mendaftarkan seluruh

pekerjanya menjadi peserta BPJS Ketenagakerjaan secara bertahap menurut ketentuan perundang - undangan.

# BAB V

## UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit pendukung dalam penyediaan air, uap, listrik dan bahan bakar. Dimana keberadaannya sangat penting dan harus ada. Unit utilitas ini terdiri dari unit pengolahan air, pembuatan steam, penyediaan bahan bakar dan listrik.



Gambar 5.1 Skema Unit Pengolahan Air

### 5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

#### 5.1.1 Unit Penyediaan Air

Air yang digunakan meliputi :

1. Air pendingin



2. Air untuk steam
3. Air proses
4. Air kebutuhan kantor dan rumah tangga serta kebutuhan lainnya.

Untuk memenuhi air pada suatu pabrik, air yang digunakan pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau, dan air laut. Kebutuhan air pada pabrik *Paraxylene* ini direncanakan akan dipenuhi oleh sumber air sungai terdekat dengan lokasi pabrik yang kemudian diolah terlebih dahulu sehingga memenuhi persyaratan. Pertimbangan yang digunakan dalam memilih air sungai sebagai air pengadaan pada pabrik *paraxylene* ini adalah sebagai berikut :

1. Air sungai adalah air yang memiliki kontinuitas yang relatif tinggi, sehingga dapat menghindari kendala kekurangan air.
2. Air sungai relatif lebih mudah pengolahannya, sederhana, dan biayanya lebih murah.
3. Air sungai relatif lebih mudah pengolahannya, sederhana dan menggunakan biaya yang relatif murah dibandingkan air laut yang menggunakan biaya yang relatif lebih mahal.
4. Letak sungai yang berada dekat dengan pabrik, sehingga lebih mudah dalam menjangkaunya.

Air sungai yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan pabrik harus melalui pengolahan air sebelum digunakan. Secara sederhana pengolahan air ini meliputi :

1. Pengendapan
2. Penggumpalan
3. Penyaringan
4. Demineralisasi
5. Deaerasi

Kebutuhan air yang diperlukan pada pabrik *Paraxylene* adalah untuk keperluan sebagai berikut :

1. Air Pendingin

Air pendingin adalah air yang digunakan sebagai media pendinginan pada proses produksi. Air pendingin diproduksi melalui menara pendingin atau *cooling tower*. Air pendingin yang digunakan harus memenuhi beberapa syarat sebagai berikut :

1. Tidak boleh mengandung besi, karena dapat menyebabkan korosi.
2. Tidak boleh mengandung silika, karena dapat menyebabkan kerak.
3. Tidak boleh mengandung oksigen terlarut, karena dapat menyebabkan korosi.
4. Tidak boleh mengandung minyak, karena dapat menimbulkan endapan dikarenakan minyak dapat menjadi makanan bagi mikroba.

2. Air Umpan Steam

Air umpan steam adalah air yang digunakan untuk menghasilkan steam yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan proses produksi. Uap atau steam dalam pabrik digunakan sebagai media pemanas. Air yang digunakan untuk

boiler harus memenuhi persyaratan agar air tidak merusak boiler. Terdapat beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam pengolahan air umpan boiler, diantaranya :

- a. Zat - zat yang dapat menyebabkan korosi. Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan karena air mengandung larutan- larutan asam, gas-gas terlarut seperti CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, dan NH<sub>3</sub>. O<sub>2</sub> masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.
- b. Zat-zat yang dapat menyebabkan kerak pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.
- c. Zat-zat yang dapat menyebabkan *foaming* air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan biasanya terjadi pada alkalinitas tinggi.

### 3. Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air sanitasi digunakan untuk keperluan perumahan, perkantoran, laboratorium, masjid dan lainnya. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu :

- a. Syarat Fisika, meliputi :
  - a) Suhu: di bawah suhu udara.
  - b) Warna: jernih.
  - c) Rasa: tidak berasa.

- d) Bau: tidak berbau.
- b. Syarat Kimia, meliputi :
  - a) pH netral (6,5 – 7,5).
  - b) Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
  - c) Tidak mengandung logam berat yang berbahaya seperti air raksa (Hg) dan timbal (Pb).
- c. Syarat Bakteriologis, meliputi :
  - a) Tidak mengandung bakteri - bakteri, terutama bakteri patogen.
  - b) Tidak mengandung mikroba penghasil toksin.

### **5.1.2 Unit Pengolahan Air**

Air yang berasal dari sungai Cidanau akan diolah di unit pengolahan air dengan tahapan pengolahan sebagai berikut :

#### *1. Screening*

Air akan dilakukan penyaringan terlebih dahulu agar kandungan padatan seperti sampah, daun, plastik dan lainnya yang terbawa oleh air dapat terpisah.

#### *2. Sedimentasi*

Air yang telah melalui proses penyaringan kemudian air dihilangkan kembali kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses pengendapan.

#### *3. Flokulator*

Setelah proses pengendapan, air diendapkan kembali kotorannya yang berupa dispersi koloid (suatu zat terlarut atau fase terdispersi sebagai partikel yang sangat halus pada substansi lain atau medium pendispersi) dalam air dengan menginjektikan koagulan untuk menggumpalkan kotoran tersebut dimana koagulan yang digunakan adalah  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18 \text{H}_2\text{O}$  atau tawas.

#### 4. *Clarifier*

Kemudian air keluaran flokulator yaitu air baku dimasukkan ke dalam bak pengendap yaitu *clarifier* untuk menghilangkan flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi. Dimana air bersih akan keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan akan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang sebelum masuk *clarifier* memiliki nilai *turbidity* tinggi dan diharapkan akan menjadi turun setelah keluar dari *clarifier*.

#### 5. Penyaringan

Air keluaran dari *clarifier* kemudian dialirkan menuju sand filter yang berperan untuk memisahkan partikel-partikel padat yang masih lolos atau terbawa oleh air dari *clarifier*. Air yang keluar dari sand filter kemudian akan dialirkan ke dalam tangki penampungan (*filter water reservoir*).

#### 6. Penampung

Sementara Air bersih yang sudah ditampung di tangki penampungan, kemudian didistribusikan menuju tangki klorinasi, tangki air servis, bak air pendingin, dan tangki *cation* dan *anion exchanger*.

#### 7. Proses Klorinasi

Air dari bak penampung dicampur dengan klorin dalam bentuk kaporit yang bertujuan untuk menghilangkan jamur, bakteri, dan mikroorganisme. Air yang dihasilkan kemudian ditampung di tangki air bersih yang nantinya akan didistribusikan untuk kebutuhan air domestik.

#### 8. Tangki Air Servis

Air dari tangki air servis ditampung pada tangki air bertekanan dimana berfungsi untuk menyimpan air bertekanan sementara yang dilengkapi dengan membran untuk memisahkan air dan udara. Tangki air bertekanan pada prinsipnya berguna untuk menstabilkan tekanan air pada kran. Air bertekanan ini dapat digunakan untuk kebutuhan air servis.

#### 9. Bak Air Pendingin

Air dari bak penampung sementara ditampung pada bak air pendingin untuk selanjutnya diproses dalam cooling tower yang nantinya akan digunakan sebagai air pendingin.

#### 10. *Cooling Tower*

Air dari bak air pendingin dialirkan menuju *cooling tower* untuk mendinginkan air dari proses melalui kontak langsung dengan udara yang mengakibatkan sebagian kecil air menguap dan air dapat digunakan kembali

ke proses menjadi air pendingin. Air pembuangan dari *cooling tower* atau *blowdown* dikeluarkan dari *cooling tower* untuk menjaga konsentrasi partikel yang ada didalamnya.

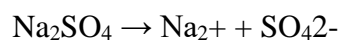
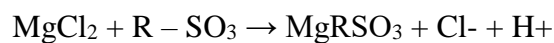
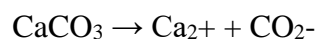
#### 11. Proses Demineralisasi

Proses demineralisasi ini bertujuan untuk menyiapkan air murni bebas mineral-mineral terlarut seperti  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^{2+}$ , sehingga didapatkan air bermutu tinggi dan memenuhi persyaratan sebagai air umpan boiler. Peralatan-peralatan yang digunakan untuk pembuatan *Demin Water* ini adalah :

##### a. *Cation Exchanger*

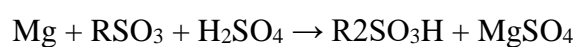
Di dalam *cation exchanger* berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang terkandung didalam air akan diganti dengan ion  $\text{H}^+$  sehingga air yang keluar dari *cation exchanger* akan mengandung anion dan ion  $\text{H}^+$  .

Reaksi yang terjadi adalah :



Setelah dalam jangka waktu tertentu, kation resin akan jenuh sehingga diperlukan regenerasi kembali dengan  $\text{H}_2\text{SO}_4$ .

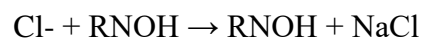
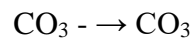
Reaksi yang terjadi adalah :



##### b. *Anion Exchanger*

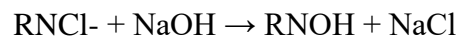
Proses ini memiliki fungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut di dalam air, dengan resin yang bersifat basa, maka anion-anion seperti  $\text{CO}_3^{2-}$  dan  $\text{SO}_4^{2-}$  akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi yang terjadi adalah :



Dalam waktu tertentu, anion resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH.

Reaksi yang terjadi adalah :



## 12. *Mixed Bed Unit*

*Mixed Bed* adalah tempat pembersihan air yang terakhir yang akan dipakai untuk mengisi boiler bertekanan tinggi dimana resin anion dan resin kation digabungkan dalam satu *vessel*. Kation akan terambil oleh resin kation dan anion terambil oleh resin anion. Apabila *mixed bed* sudah jenuh, maka dilakukan regenerasi, sehingga kondisi resin dapat berfungsi kembali seperti semula.

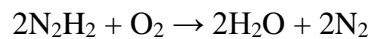
## 13. Deaerasi

Tujuan dari unit ini adalah menghilangkan gas-gas terlarut terutama  $\text{O}_2$  dan  $\text{CO}_2$  yang masih terikat dalam *feed water* yang telah didemineralisasi. Gas-gas tersebut dihilangkan agar tidak menyebabkan korosi pada alat proses. Air yang sudah mengalami proses demineralisasi (*polish water*) akan



dipompakan ke dalam deaerator dan diinjeksikan larutan hidrazin (N<sub>2</sub>H<sub>4</sub>) untuk mengikat oksigen yang masih terkandung dalam air. Dengan hilangnya kandungan air di dalam air umpan boiler maka dapat mencegah timbulnya kerak (*scale*) pada bagian tube boiler.

Reaksi yang terjadi adalah :



Air yang keluar dari deaerator akan dialirkan menggunakan pompa sebagai air umpan boiler (*boiler feed water*).

## 5.2 Kebutuhan Air

### 5.2.1 Kebutuhan Air Pendingin

Berikut adalah tabel kebutuhan air pendingin pada pabrik *Paraxylene* :

Tabel 5.1 kebutuhan air pendingin

No.	Alat	Kode	Kebutuhan (kg/jam)
1	Condenser Partial	CD-01	2.876.565,25
2	Cooler	CL-01	839.889,19
3	Cooler	CL-02	132.319
4	Cooler	CL-03	527.319,38
5	Cooler	CL-04	138.050,16

6	Condenser	CD-01	2.864.705
7	Condenser	CD-02	2.069.326,88
8	Melter	MT-01	84.085.102
		Jumlah	<b>9.532.260.00</b>

### 5.2.2 Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Berikut adalah tabel kebutuhan air umpan steam pada pabrik *Paraxylene* :

Tabel 5.2 Kebutuhan air umpan steam

No.	Alat	Kode	Kebutuhan (kg/jam)
1	Vaporizer	VP-01	139.627,30
2	Reboiler	RB-01	118.531,09
3	Reboiler	RB-02	86.625,61
4	Waste Heat Boiler	WHB-01	133.999,53
		<b>Jumlah</b>	478.783,50

### 5.2.3 Kebutuhan Air Proses

Air proses merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan air pada area produksi. Air proses yang digunakan harus memenuhi persyaratan yaitu :

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

### 5.3 Unit Pembangkit Steam

Unit pembangkit steam bertujuan untuk mencukupi steam pada proses produksi. Kebutuhan steam pada pabrik *Paraxylene* dapat dilihat pada Table

Tabel 5.3 Kebutuhan Steam

No.	Alat	Kode Alat	Kebutuhan Steam (Kg/j)
1.	Vaporizer	(VP – 01)	139.627,30
2.	Reboiler	( RB – 01)	118.531,08
3.	Reboiler	(RB – 02)	86.625,61
4.	Waste Heat Boiler	(WHB – 01)	133.999,53
Total			478.783,50

## 5.4 Unit Pembangkit Listrik

Unit pembangkit listrik berfungsi untuk menyediakan kebutuhan listrik pabrik yang meliputi peralatan proses, peralatan utilitas, dan kebutuhan perkantoran. Adapun rincian dari kebutuhan listrik adalah sebagai berikut :

### a. Kebutuhan Listrik Proses

Beberapa peralatan proses menggunakan tenaga listrik sebagai penggerak motor. Daya yang dibutuhkan masing-masing alat dapat dilihat pada Tabel 5.4

Tabel 5.4 Kebutuhan Daya Alat Proses

Alat	Kode Alat Hp	Daya (Hp)
Pompa	P-01	3,00
Pompa	P-02	30,00
Pompa	P-03	15,00
Pompa	P-04	3,00
Pompa	P-05	25,00
Pompa	P-06	10,00
Pompa	P-07	3,00
Pompa	P-08	15,00

Pompa	P-09	3,00
Pompa	P-10	5,00
Pompa	P-11	5,00
Pompa	P-12	5,00
Compressor	C-01	8000,00
Blower	BL-01	350,00
Centrifuge	CF-01	650,00
Screw Conveyor	SC-01	5,00
<b>Total</b>		9.122,00

b. Kebutuhan Listrik Utilitas

Peralatan utilitas juga memiliki daya yang dibutuhkan. Berikut ini adalah

Table kebutuhan listrik pada peralatan utilitas

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya (Hp)
------	-----------	--------------

Pompa	PU-01	60,00
Pompa	PU-02	65,00
Pompa	PU-03	30,00
Pompa	PU-04	30,00
Pompa	PU-05	1100,00
Pompa	PU-06	1100,00
Pompa	PU-07	5,00
Pompa	PU-08	5,00
Pompa	PU-09	40,00
Fan CT	FU-06	5,00
<b>Total</b>		2440,00

c. Kebutuhan Listrik lainnya

Berikut merupakan kebutuhan listrik lain yang dibutuhkan pada pabrik

*Paraxylene*, ditunjukkan pada Table 5.6 Seperti berikut :

Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Lainnya

Keperluan	Daya (Hp)
-----------	-----------

Peralatan Proses	65
Peralatan Utilitas	70
Penerangan	30
AC	20
Laboratorium dan Bengkel	15
Total	200

Total kebutuhan listrik = 11567.00 + 200.0 Hp

$$= 11767.00 \text{ Hp}$$

$$= 11767.00 \text{ Hp} \times 0.7457 \text{ Kwatt/Hp}$$

$$= 8774.65 \text{ Kwatt}$$

Kebutuhan listrik dipenuhi melalui PLN sebesar 9000 kwatt. Apabila terjadi pemadaman digunakan generator cadangan yang berkekuatan 12000 Hp dengan bahan bakar diesel oil.

### 5.5 Unit Penyedia Udara Tekan

Pada unit penyediaan udara tekanan mempunyai fungsi untuk menyediakan kebutuhan udara yang dibutuhkan semua alat controller memenuhi kebutuhan udara tekanan untuk alat – alat kontrol. Pada dasarnya proses yang terjadi pada unit ini adalah mengurangi berat jenis udara dari kandungan kondensat sebelum masuk ke

unit instrument udara. Kebutuhan udara tekanan diperkirakan 439.418 sebesar m<sup>3</sup>/jam dengan tekanan 5 atm

## 5.6 Unit Penyedia Bahan Bakar

Pada unit penyediaan bahan bakar bertujuan menyediakan bahan bakar yang dipergunakan pada Furnace , Boiler, dan Generator.

Tenaga yang harus disediakan bahan bakar :

$$= (15000.00 \text{ Hp} / 0.7) \times (0.7457 \text{ Kwatt/Hp}) \times (0.9478 \text{ Btu/dt} / \text{kVA})$$

$$= 15145.167 \text{ Btu/dt}$$

Spesifikasi Minyak Diesel Oil:

Heating Value = 144.000 Btu/gal

$$^{\circ} \text{API} = 22 - 28 ^{\circ} \text{API}$$

Densitas = 0.9 kg / lt

$$\mu = 1.2 \text{ cp}$$

Kebutuhan Minyak Diesel :

$$= \frac{15.145,17}{144000}$$

$$= 0.105175 \text{ gal/dt}$$

Kebutuhan Minyak diesel selama 1 tahun untuk generator



$$= 0.105175 \text{ gal/dt} \times 3600 \text{ dt/j} \times 3 \text{ j} \times 12 \text{ bulan}$$

$$= 13630.65 \text{ gallon/th}$$

## 5.7 Unit Pengolahan Limbah

Agar tidak mencemari lingkungan. Ada beberapa parameter air buang yang harus diperhatikan dalam pengolahan limbah cair sesuai dengan peraturan pemerintah (Peraturan Pemerintah No.82 Tahun 2001) yaitu:

- Chemical Oxygen Demand (COD) : maks. 100 mg/l
- Biological Oxygen Demand (BOD) : maks. 12 mg/l
- Total Suspended Solid (TSS) : maks. 80 mg/l
- Minyak (Oil) : maks. 5 mg/l
- pH : 6,5 – 8,5

Unit Pengolahan Limbah Limbah yang dihasilkan dari pabrik *Paraxylene* dapat diklasifikasikan menjadi dua :

1. Bahan buangan cairan Buangan cairan dapat berupa :
  - a. Air buangan yang mengandung zat organik.
  - b. Buangan air domestik.
  - c. *Back washfilter*, air berminyak dari pompa
  - d. *Blow down cooling water* Air buangan domestik berasal dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran.

## 5.8 Unit Pengelohan *Refrigent*

Refrigerasi adalah proses pemindahan kalor dari suatu ruangan dengan temperatur rendah ke temperatur yang lebih tinggi. Pada ruang dengan temperatur rendah terjadi penyerapan kalor, sedangkan pada ruang dengan temperatur tinggi terjadi pembuangan kalor. *Refrigerant* adalah bahan atau fluida yang berfungsi sebagai pendingin, dimana dapat menyerap panas melalui perubahan fasa dari cair menjadi gas dan melepas panas dengan perubahan fasa dari gas menjadi cair, sehingga *refrigerant* dapat diartikan sebagai pemindah panas dalam sistem pendingin.

Total kebutuhan Freon 12 dalam sistem refrigerasi = 1.414,36 Kmol/jam

**Compresor :**

Jumlah gas yang ditekan = 6.223,18 Lb/menit

Densitas gas = 0,47 Lb/ft<sup>3</sup>

Volume gas = 13183,21 ft<sup>3</sup>/menit

Motor penggerak = 1.520,8 Hp

Suhu gas keluar tiap stage = 129,14°C

**Condenser :**

Massa air pendingin = 147.381,03 Kg./jam

### 5.9 Spesifikasi Alat Utilitas

1. Pompa (PU-01)

Nama Alat = Pompa Utilitas

Kode Alat = PU-01

Fungsi	= Mengalirkan air dari sungai menuju bak pengendapan awal (BU-01)
Impeller	= Francis Screw
Kapasitas Pompa	= 1.699,334% gpm
OD	= 10,750 in
ID	= 10,020 in
Kecepatan Putar	= 1.250 rpm
Kecepatan Spesifik	= 2.089,97
Motor Standard	= 60,00 Hp
Jumlah Pompa	= 1 pompa
Harga	= \$ 124.194

## 2. Bak Pengendapan Awal (BU-01)

Nama Alat	= Bak Pengendapan Awal
Kode Alat	= BU-01
Fungsi	= Mengendapkan kotoran kasar dalam air

Volume Air yang = 9.263,06 m<sup>3</sup>

Ditampung

Over Design = 20%

Panjang Bak = 86 m

Lebar Bak = 43 m

Dalam Bak = 1 m

Harga = Rp. 894.400.000

### 3. Pompa Utilitas (PU-02)

Nama Alat = Pompa Utilitas

Kode Alat = PU-02

Fungsi = Mengalirkan air dari bak penampung awal (BU-02) menuju tangki flakulasi (TF-01)

Impeller = Axial

Kapasitas Pompa = 1.699,334 gpm

OD = 10,750 in

ID = 10,020 in

Kecepatan Putar = 1.750 rpm

Kecepatan Spesifik = 2.846,56

Motor Standard = 65,00 Hp

Jumlah Pompa = 1 pompa

Harga = \$ 124.194

#### 4. Bak Penampung Awal (BU-02)

Nama Alat = Bak Pengendapan Awal

Kode Alat = BU-02

Fungsi = Menampung air yang berasal dari bak pengendap awal (BU-01) sekaligus mengendapkan kotoran lembut

Volume Air yang = 9.263,06 m<sup>3</sup>

Ditampung

Over Design = 20%

Panjang Bak = 86 m

Lebar Bak = 43 m

Dalam Bak = 1 m  
Harga = Rp. 894.400.000

#### 5. Pompa (PU-03)

Nama Alat = Pompa Utilitas  
Kode Alat = PU-03  
Fungsi = Mengalirkan air dari tangki flokulator (TF-01)  
menuju clarifier (CL-01)  
Impeller = Axial  
Kapasitas Pompa = 1.699.334 gpm  
OD = 10,750 in  
ID = 10,020 in  
Kecepatan Putar = 1.750 rpm  
Kecepatan Spesifik = 4.810.68  
Motor Standard = 30,00 Hp  
Jumlah Pompa = 1 pompa  
Harga = Rp. 475.200.000

#### 6. Tangki Flakulator (TF-01)

Nama Alat	= Tangki Flakulator
Kode Alat	= TF-01
Fungsi	= Melarutkan dan membuat campuran yang akan diumpankan kedalam Clarifier (CL - 01)
Tipe	= Tangki silinder vertical
Kapasitas waktu tinggal	= 0.25 jam
Densitas cairan	= 1.002
Volume cairan	= 96.297.625 liter
Over design	= 20%
Diameter tangki	= 4.2 m
Tinggi tangki	= 8.4 m
Harga	= \$ 698.592

#### 7. Clarifier (CL-01)

Nama Alat	= Clarifier
Kode Alat	= CL-01

Fungsi = Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid yang berasal dari Bak Penampung awal (BU-02)

Volume air yang ditampung = 4.631.530m<sup>3</sup>

Over design = 20%

Diameter = 23 m

Kedalaman = 11m

Tinggi cone = 6 m

Harga = \$ 2.377.154

#### 8. Tangki Tawas (TU-01)

Nama Alat = Tangki Tawas

Kode Alat = TU-01

Fungsi = Melarutkan dan membuat larutan Tawas 5 % yang akan diumpangkan kedalam Clarifier (CL - 01)

Kebutuhan tawas = 33.14 kg/j



Kapasitas	= 101.971.16 Gallon/j
Tipe Alat	= Tangki silinder vertikal
Over design	= 20%
Volume cairan	= 452.459 cub . m
Diameter	= 8.8 m
Tinggi	= 8.8 m
Harga	= \$ 41.721

#### 9. Tangki air kapur (TU-02)

Nama Alat	= Tangki air kapur
Kode Alat	= TU-02
Fungsi	= Melarutkan dan membuat larutan Kapur 5 % yang akan diumpankan kedalam Clarifier (CL - 01)
Fungsi kapur	= Untuk mengurangi / menghilangkan kesadahan karbonat dalam air dan untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan

Kebutuhan air	= 1.085.32 kg/j
Tipe alat	= Tangki silinder vertikal
Densitas cairan	= 1.002
Volume cairan	= 779.872 cub . m
Over design	= 20%
Volume tangki	= 935.846 cub . m
Diameter	= 10.6 m
Tinggi	= 10.6 m
Harga	= \$ 82.473

#### 10. Tangki Poly Elektrolit (TU-03)

Nama Alat	= Tangki Poly Elektrolit
Kode Alat	= TU-03
Fungsi	= Melarutkan dan membuat larutan Poly elektrolit 5 % sebagai umpan Clarifier (CL - 01)
Kebutuhan elektrolit	= 1.528.405 kg/th
Tipe alat	= Tangki silinder vertikal

Volume cairan = 7.904 cub.m

Over design = 20%

Diameter = 2.3 m

Tinggi = 2.3 m

Harga = \$ 48.513

#### 11. Saringan Pasir (SPU-01)

Nama Alat = Saringan Pasir

Kode Alat = SPU-01

Fungsi = Menyaring kotoran - kotoran yang telah menggumpal yang ada dalam air

Luas Penampang = 566.506 ft<sup>2</sup>

Saringan

Kecepatan = 3.00 gpm/ft<sup>2</sup>

Penyaringan

Volume Tangki = 77.192 m<sup>3</sup>

Over design = 20%

Diameter = 8.188 m  
Tinggi = 1.467 m  
Harga = \$ 2.192.804

## 12. Bak Penampungan Air Bersih (BU-03)

Nama Alat = Bak Penampungan Air Bersih  
Kode Alat = BU-03  
Fungsi = Menampung air bersih berasal dari saringan pasir (SPU -01) dengan waktu tinggal = 12 jam  
Volume Air yang Ditampung = 4631.530 m<sup>3</sup>  
Over Design = 20%  
Panjang Bak = 61 m  
Lebar Bak = 30 m  
Kedalaman Bak = 3 m  
Harga = Rp. 475.200.000

## 13. Pompa (PU-04)

Nama Alat	= Pompa
Kode Alat	= PU-04
Fungsi	= Mengalirkan air dari Bak Penampung Air bersih ( BU - 03 ) menuju Proses Demineralisasi dan kebutuhan Kantor dan Rumah Tangga dan air pendingin.
Impeller	= Axial
Kapasitas Pompa	= 1657.887 gpm
OD	= 10,750 in
ID	= 10,020 in
Kecepatan Massa	= 376.547,188 kg/jam
Kecepatan Putar	= 1.750 rpm
Kecepatan Spesifik	= 4771.11
Motor Standard	= 30,00 Hp
Effisiensi Motor	= 0.80
Jumlah Pompa	= 1 pompa
Harga	= \$124.194

#### 14. Tangki Air Rumah Tangga dan Kantor (TU-04)

Nama Alat	= Tangki Air Rumah Tangga dan Kantor
Kode Alat	= TU-04
Fungsi	= Menampung air kebutuhan rumah tangga dan kantor dari bak air bersih (BU - 03)
Volume Tangki	= 309.591 cub.m
Kapasitas	= 258.508,81 kg
Tipe alat	= Tangki silinder vertikal
Densitas cairan	= 1.002
Volume cairan	= 257.993 cub . m
Over design	= 20%
Volume tangki	= 935.846 cub . m
Diameter	= 7.3 m
Tinggi	= 7.3 m
Harga	= \$ 169.797

#### 15. Pompa (PU-05)

Nama Alat	= Pompa
Kode Alat	= PU-05
Fungsi	= Mengalirkan air dari Bak <i>Cooling tower</i> (CT) menuju sistem pendinginan
Impeller	= Axial
Kapasitas Pompa	= 2.098.463 gpm
OD	= 10,750 in
ID	= 10,020 in
Kecepatan Massa	= 476.613,000 kg/jam
Kecepatan Putar	= 1.500 rpm
Kecepatan Spesifik	= 3,533.57
Motor Standard	= 55.00 Hp
Effisiensi Motor	= 0.80
Jumlah Pompa	= 20 pompa
Harga	= \$ 1. 513.617

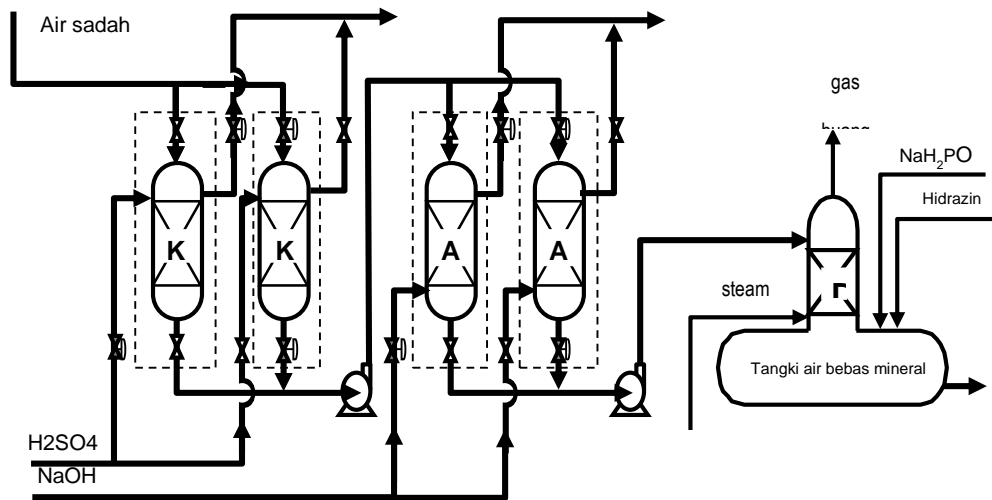
#### 16. Pompa (PU-06)

Nama Alat	= Pompa
Kode Alat	= PU-06
Fungsi	= Mengalirkan air dari alat proses menuju Cooling Tower (CT)
Impeller	= Axial
Kapasitas Pompa	= 2.098,463 gpm
OD	= 10,750 in
ID	= 10,020 in
Kecepatan Massa	= 476.613,000 kg/jam
Kecepatan Putar	= 1.500 rpm
Kecepatan Spesifik	= 3.533.57
Motor Standard	= 55.00 Hp
Effisiensi Motor	= 0.80
Jumlah Pompa	= 20 pompa
Harga	= \$1.513.617

Demineralisasi :

Secara sederhana proses demineralisasi dapat digambarkan sebagai berikut :





Gambar 5.2 Proses Demineralisasi

Jumlah air yang diolah = Air Proses + Air Make up Steam

$$= 47.878,352 \text{ kg/j}$$

$$= 47.878 \text{ m}^3/\text{j}$$

#### 17. Kation Exchanger (KE-01)

Nama Alat = Kation Exchanger

Kode Alat = KE-01

Fungsi = Mengikat ion – ion positif yang ada dalam air lunak

Alat = Silinder tegak yang berisi tumpukan butir – butir resin penukar ion

Resin	= Jenis C-300 dengan notasi RH2
Luas Penampang	= 21.082 ft <sup>2</sup>
Diameter	= 1.58 m
Tinggi	= 4.779 m
Volume Resin	= 261.416 cuft
Kapasitas Resin	= 2 kg/cuft resin
Harga	= \$ 2.464.479

#### 18. Pompa (PU-07)

Nama Alat	= Pompa
Kode Alat	= PU-07
Fungsi	= Mengalirkan air dari Kation Exchanger (KE – 01) menuju Anion Exchanger (AE – 01)
Impeller	= Axial
Kapasitas Pompa	= 210.802 gpm

OD	= 3.500 in
ID	= 3.068 in
Suhu	= 30 °C
Kecepatan Massa	= 47.878,352 kg/jam
Kecepatan Putar	= 1750 rpm
Kecepatan Spesifik	= 1829.80
Motor Standard	= 5.00 Hp
Effisiensi Motor	= 0.80
Jumlah Pompa	= 1 pompa
Harga	= \$ 23.286

#### 19. Anion Exchanger (AE-01)

Nama Alat	= Anion Exchanger
Kode Alat	= AE-01
Fungsi	= Mengikat ion – ion negatif yang ada dalam air lunak

Alat	= Silinder tegak yang berisi tumpukan butir – butir resin penukar ion
Resin	= Jenis C-500P dengan notasi R(OH) <sub>2</sub>
Luas Penampang	= 21.082 ft <sup>2</sup>
Diameter	= 1.58 m
Tinggi	= 4.779 m
Volume Resin	= 261.416 cuft
Kapasitas Resin	= 2 kg/cuft resin
Harga	= \$ 2.464. 479

## 20. Pompa (PU-08)

Nama Alat	= Pompa
Kode Alat	= PU-08
Fungsi	= Mengalirkan air dari Anion Exchanger (KE – 01) menuju Deaerator (D – 01)
Impeller	= Francis Screw
Kapasitas Pompa	= 210.802 gpm

OD	= 3.500 in
ID	= 3.068 in
Suhu	= 30 °C
Kecepatan Massa	= 47.878,352 kg/jam
Kecepatan Putar	= 1750 rpm
Kecepatan Spesifik	= 1,829.80
Motor Standard	= 5.00 Hp
Effisiensi Motor	= 0.80
Jumlah Pompa	= 1 pompa
Harga	= \$ 23.286

## 21. Deaerator (D-01)

Nama Alat	= Deaerator
Kode Alat	= D-01
Fungsi	= Melepaskan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> dan lain – lain
Rasio Udara	= 0,75

Kebutuhan udara panas = 35.908,77 kg/j

Suhu udara panas = 150 °C

Luas Penampang = 31.600 ft<sup>2</sup>

Densitas Udara = 0.07793 lb/ft<sup>3</sup>

Kecepatan volume = 101.6031,63 cuft/j  
udara

Waktu tinggal udara = 0.002 j

Diameter = 1.934 m

Tinggi = 20.417 m

Harga = \$ 1.338.969

## 22. Pompa (PU-09)

Nama Alat = Pompa

Kode Alat = PU-09

Fungsi	= Mengalirkan air dari Deaerator (D – 01) menuju Boiler (BLU – 06)
Impeller	= Axial
Kapasitas Pompa	= 2.108,02 gpm
OD	= 10.750 in
ID	= 10.020 in
Suhu	= 30 °C
Kecepatan Massa	= 478.783,50 kg/jam
Kecepatan Putar	= 1750 rpm
Kecepatan Spesifik	= 5.126,09
Motor Standard	= 40.00 Hp
Effisiensi Motor	= 0.80
Jumlah Pompa	= 1 pompa
Harga	= \$ 147.481

### 23. Tangki Air Umpan Boiler (TU-07)

Nama Alat	= Tangki Air Umpan Boiler
-----------	---------------------------

Kode Alat	= TU-07
Fungsi	= Menampung air Umpan Boiler sebagai air pembuat steam didalam Boiler
Type Alat	= Tangki silinder vertikal
Densitas Cairan	= 1.002
Volume Cairan	= 5.733,94 cub.m
Over Desing	= 20 %
Volume Tangki (Vt)	= 6.880,72 cub.m
Diameter	= 20.6 m
Tinggi	= 20.6 m
Harga	= \$ 67.919

#### 24. Boiler (BLU-01)

Nama Alat	= Boiler
Kode Alat	= BLU-01
Fungsi	= Membangkitkan steam jenuh tekanan 45 psia pada suhu 275 °F



Alat = Ketel uap jenis Water Tube boiler dengan bahan bakar fuel oil dilengkapi dengan drum separator dengan 25 % condensate direcycle

Kebutuhan bahan bakar = 200.010.896,00

Densitas Fuel Oil = 0.905 kg/lt

Kebutuhan Udara = 439.418 kg/j

Harga = \$ 4.657.282

## 25. Tangki Bahan Bakar (TU-08)

Nama Alat = Tangki

Kode Alat = TU-08

Fungsi = Menyimpan bahan bakar untuk persediaan 1/2 bulan sebagai bahan bakar Boiler

Type Alat = Tangki Silinder Vertikal

Volume Cairan = 9.569,90 cub.m

Overdesign = 20%

Diameter = 24.4 m

Tinggi = 24.4 m  
Volume Tangki = 11.483,88 cub.m  
Harga = \$163.005

#### 26. Cooling Tower (CT-01)

Nama Alat = Cooling Tower  
Kode Alat = CT-01  
Fungsi = Mendinginkan 150ocal150r air pendingin yang telah dipergunakan untuk disirkulasi 150ocal150r  
Type Alat = Dect Tower  
Jumlah air menguap = 282.575,69 kg/j  
Suhu udara = 47.299 °C  
Jumlah air yang disirkulasi = 41.973,84 gpm  
Kapasitas = 2.429 gmp/ft<sup>2</sup>  
Luas Area Cooling Tower = 17.283,35 ft<sup>2</sup>

27. Compressor (CU-01)

Nama Alat = Compressor

Kode Alat = CU-01

Fungsi =

Tipe Alat =

Densitas gas = 0,47 Lb/ft<sup>3</sup>

Volume gas = 13.183,21 ft<sup>3</sup>/menit

Suhu masuk = -10°C

Jumlah stage = 1

Suhu gas keluar tiap stage = 129,14°C

stage

Jumlah motor = 1600 Hp

penggerak



## **BAB VI**

### **EVALUASI EKONOMI**

#### **6.1 Evaluasi Ekonomi**

Pada perancangan Pabrik *Paraxylene* ini dilakukan evaluasi atau penilaian dengan maksud untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang ini menguntungkan dari segi ekonomi atau tidak. Bagian terpenting dari prarancangan ini adalah estimasi harga dari alat – alat, karena harga digunakan sebagai dasar untuk estimasi harga analisis ekonomi, dimana analisis ekonomi dipakai untuk mendapatkan perkiraan atau estimasi tentang kelayakan investasi modal dalam kegiatan produksi suatu pabrik dengan meninjau kebutuhan modal investasi dapat dikembalikan dalam titik impas. Selain itu analisis ekonomi juga dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan menguntungkan atau tidak.

Pada prarancangan pabrik *Paraxylene* ini, kelayakan investasi modal pada sebuah pabrik akan dianalisis meliputi:

1. *Profitability*
2. % *Profit on sales* (POS)
3. % *Return on investment* (ROI)
4. *Pay out time* (POT)
5. *Break event point* (BEP)
6. *Shut down point* (SDP)

## 7. *Discounted Cash Flow* (DCF)

Untuk meninjau  $1540cal154 - 1540cal154$  tersebut perlu diadakan penaksiran terhadap beberapa  $1540cal154$  yaitu:

### 1. Penaksiran modal $1540cal154ry$ (*Total Capital Investment*)

*Capital Investment* merupakan penanaman modal yang berkaitan dengan pengeluaran berupa uang yang diperlukan untuk membangun fasilitas produksi dan operasi utama dalam pabrik (Aries & Newton, 1955).

Modal  $1540cal154ry$  terdiri dari 2 yaitu:

- a. Moda Tetap (*Fixed Capital*) terdiri dari = 90%
- b. Modal Kerja (*Working Capital*) terdiri dari = 10%

(Aries & Newton 1955 hal 1)

### 2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Costs*) terdiri dari:

- c. Biaya pengeluaran (*Manufacturing Costs*)
- d. Biaya pengeluaran umum (*General Expense*)

### 3. Total pendapatan penjualan produk

## 6.2 Penaksiran Harga Peralatan

Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan rasio index harga. Perkiraan harga ini sangat sering digunakan.

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

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 memotong kurva spesifikasi, maka harga dapat diperkirakan dengan persamaan :

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

Dimana :

$E_a$  = harga alat a

$E_b$  = Harga alat b

$C_a$  = Kapasitas alat a

$C_b$  = Kapasitas alat b

1. Harga alat diambil dari :
  - a. CE index 1954 = 86.1 (Aries & Newton)
  - b. CE index Mei 2010 = 550.8 (<http://www.che.com>)
  - c. CE index Mei 2011 = 585.7 (<http://www.che.com>)
  - d. CE index Mei 2012 = 584.6 (<http://www.che.com>)
  - e. CE index Mei 2013 = 567.3 (<http://www.che.com>)
  - f. CE index Februari 2023 = 835,4
2. Harga dalam Rupiah dibulatkan ratusan ribu terdekat

Harga dalam Dollar dibulatkan dalam satuan terdekat

Kurs Dollar Mei 2022 \$1 = Rp 15.000,00

3. Upah Buruk :
  - a. Buruh Asing = \$20,00 / man hour
  - b. Buruh Lokal = RP 20.000,0 / man hour
  - c. Perbandingan man hour asing = 2 man hour 156ocal

Tabel 6.1 Harga alat – alat proses

No.	Nama Alat	Jumlah	Parameter	Besaran	Harga Satuan	Harga Satuan	Harga
			Harga	parameter	th 1954	th 2023	
1	Accumulator - 01	4	Volume	14240 gal	\$ 13,500	\$ 130,986	\$ 523,944
2	Accumulator - 02	2	Volume	20219 gal	\$ 23,800	\$ 230,924	\$ 461,847
3	Blower - 01	1	ft3/men	13789 ft3/men	\$ 121,000	\$ 1,174,023	\$ 1,174,023
4	Condenser - 01	4	ft2	5145.9 ft2	\$ 18,700	\$ 181,440	\$ 725,760
5	Condenser - 01	2	ft2	8804.6 ft2	\$ 54,000	\$ 523,944	\$ 1,047,889
6	Condenser Partial	1	ft2	21532 ft2	\$ 75,000	\$ 727,700	\$ 727,700
7	Cooler - 01	1	ft2	4726 ft2	\$ 18,000	\$ 174,648	\$ 174,648
8	Cooler - 02	1	ft2	1372 ft2	\$ 6,800	\$ 65,978	\$ 65,978
9	Cooler - 03	1	ft2	8516 ft2	\$ 52,000	\$ 504,539	\$ 504,539
10	Cooler - 04	1	ft2	5418 ft2	\$ 18,700	\$ 181,440	\$ 181,440
11	Compressor - 01	1	ft3/men	31610 ft3/men	\$ 590,000	\$ 5,724,576	\$ 5,724,576
12	Centrifuge - 01	1	in	64 in	\$ 52,000	\$ 504,539	\$ 504,539
13	Furnace - 01	1	MM BTU	404.2 MMBtu	\$ 420,000	\$ 4,075,122	\$ 4,075,122



14	Freezer - 01	1	Volume	30379 gal	\$ 30,000	\$ 291,080	\$ 291,080
15	Menara Distilasi - 01	4	Diameter	171.6 in	\$ 88,200	\$ 855,776	\$ 3,423,102
16	Menara Distilasi - 02	2	Diameter	213.2 in	\$ 98,800	\$ 958,624	\$ 1,917,248
17	Melter - 01	1	Volume	13978 gal	\$ 22,000	\$ 213,459	\$ 213,459
18	Pompa 1	1	gpm	281.81 gpm	\$ 2,300	\$ 22,316	\$ 22,316
19	Pompa 2	2	gpm	699.26 gpm	\$ 3,000	\$ 29,108	\$ 58,216
20	Pompa 3	8	gpm	802.51 gpm	\$ 3,200	\$ 31,049	\$ 248,388
21	Pompa 4	8	gpm	809.79 gpm	\$ 3,200	\$ 31,049	\$ 248,388
22	Pompa 5	4	gpm	1096.9 gpm	\$ 3,900	\$ 37,840	\$ 151,362
23	Pompa 6	4	gpm	1140.9 gpm	\$ 4,000	\$ 38,811	\$ 155,243
24	Pompa 7	2	gpm	809.79 gpm	\$ 3,200	\$ 31,049	\$ 62,097
25	Pompa 8	2	gpm	623.48 gpm	\$ 2,900	\$ 28,138	\$ 56,275
26	Pompa 9	2	gpm	186.31 gpm	\$ 1,200	\$ 11,643	\$ 23,286
27	Pompa 10	1	gpm	281.81 gpm	\$ 2,300	\$ 22,316	\$ 22,316
28	Pompa 11	1	gpm	281.81 gpm	\$ 2,300	\$ 22,316	\$ 22,316
29	Pompa 12	1	gpm	281.81 gpm	\$ 2,300	\$ 22,316	\$ 22,316
30	Separator - 02	2	Volume	100645.5 gal	\$ 41,000	\$ 397,810	\$ 795,619
31	Waste Heat Bolier - 01	1	lb/h	294799 lb/h	\$ 350,000	\$ 3,395,935	\$ 3,395,935
32	Reaktor	4	pipa	4129 pipa	\$ 127,297	\$ 1,235,117	\$ 4,940,468
33	Reboiler - 01	4	ft2	10100 ft2	\$ 37,500	\$ 363,850	\$ 1,455,401
34	Reboiler - 02	2	ft2	5331 ft2	\$ 19,000	\$ 184,351	\$ 368,702
35	Tangki - 01	40	Volume	1058770 gal	\$ 115,000	\$ 1,115,807	\$ 44,632,288

36	Tangki - 02	40	Volume	450876 gal	\$ 64,000	\$ 620,971	\$ 24,838,839
37	Tangki - 03	40	Volume	916739 gal	\$ 102,000	\$ 989,672	\$ 39,586,899
38	Tangki - 04	10	Volume	1127536 gal	\$ 120,000	\$ 1,164,321	\$ 11,643,206
39	Tangki - 05	30	Volume	1049112 gal	\$ 115,000	\$ 1,115,807	\$ 33,474,216
40	Vaporizer - 01	4	ft2	6822.9 ft2	\$ 40,000	\$ 388,107	\$ 1,552,427
41	Separator -01	4	Volume	100645.5 gal	\$ 41,000	\$ 397,810	\$1,591,238
TOTAL							\$ 191,104,652

#### A. *Physical Plant Cost*

$$\begin{aligned}
 1. \text{ Harga alat sampai di tempat} &= 125\% \text{ PEC} \\
 &= 1,25 \times \$191,104,652 \\
 &= \$238.880.815
 \end{aligned}$$

#### 2. Instalasi

- Material (11% PEC)  $= 0,11 \times \$191,104,652$   
 $= \$21,021,51$
- Buruh (32% PEC)  $= 0,32 \times \$191,104,652$   
 $= \$61,153,488$
- Jumlah Man Hour  $= \$61,153,488 / \$20,00$   
 $= 3.057.674 \text{ man hour}$
- Buruh asing (5%)  $= 0,05 \times 3.057.674 \times (\$20,00/\text{man hour})$   
 $= \$3.057,672$
- Buruh lokal (95%)  $= 0,95 \times 2 \times 3.057.674 \text{ man hour} \times$

(Rp.20.000/man hour)

= Rp. 116.191.628.416

3. Pemipaan =

- Material (21% PEC) =  $0,49 \times \$191.104.652$   
= \$93.641.279

- Buruh (15% PEC) =  $0,37 \times \$191.104.652$   
= \$70.708.721

- Jumlah man hour =  $\$69.925.385,78 / \$20,00 \text{ man hour}$   
= 3.535.436 man hour

- Buruh Asing (5%) =  $0,05 \times 3.496.269,3 \text{ man hour} \times$   
( $\$20,00 \text{ man hour}$ )  
= \$ 3.535.436

- Buruh lokal (95%) =  $0,95 \times 2 \times 3.496.269,3 \text{ man hour} \times$   
(Rp.20.000/man hour)  
= Rp. 134.346.570.356

4. Instrumentasi =

- Material (12% PEC) =  $0,24 \times \$191.104.652$   
= \$45.865.116

- Buruh (3% PEC) =  $0,06 \times \$191.104.652$   
= \$11.466.279

- Jumlah man hour =  $\$11.339.251,75 / \$20,00 \text{ man hour}$

$$= 573.313 \text{ man hour}$$

- Buruh Asing (5%) =  $0,05 \times 566.962,59 \text{ man hour} \times$   
 $(\$20,00 \text{ man hour})$   
 $= \$ 573.313$
- Buruh lokal (95%) =  $0,95 \times 2 \times 566.962,59 \text{ man hour} \times$   
 $(Rp.20.000/\text{man hour})$   
 $= Rp. 21.785.930.328$

5. Isolasi =

- Material (3 % PEC) =  $0,03 \times \$191.104.652$   
 $= \$ 5.733.139$
- Buruh (5% PEC) =  $0,5 \times \$191.104.652$   
 $= \$9.555.232$
- Jumlah man hour =  $\$9.449.376,46 / \$20,00 \text{ man hour}$   
 $= 477.761 \text{ man hour}$
- Buruh Asing (5%) =  $0,05 \times 472.468,82 \text{ man hour} \times$   
 $(\$20,00 \text{ man hour})$   
 $= \$ 477.761$
- Buruh lokal (95%) =  $0,95 \times 2 \times 472.468,82 \text{ man hour} \times$   
 $(Rp.20.000/\text{man hour})$   
 $= Rp. 18.154.941.940$

## 6. Listrik

- Material (12% PEC) =  $0,12 \times \$191.104.652$   
= \$ 22.741.609
- Buruh (3% PEC) =  $0,03 \times \$191.104.652$   
= \$5.685.402
- Jumlah man hour =  $\$5.669.625,87 / \$20,00 \text{ man hour}$   
= 284.270 man hour
- Buruh Asing (5%) =  $0,05 \times 283.481,29 \text{ man hour} \times$   
(\$20,00 man hour)  
= \$ 284.270
- Buruh lokal (95%) =  $0,95 \times 2 \times 283.481,29 \text{ man hour} \times$   
(Rp.20.000/man hour)  
= Rp. 10.802.264.593

## 7. Bangunan

Luas masing – masing bangunan =

Tabel 6.2 Bangunan dan Luas

No.	Bangunan	Luas
1.	Gedung Pertemuan	1000 m <sup>2</sup>
2.	Gedung Perkantoran	750 m <sup>2</sup>
3.	Klinik	200 m <sup>2</sup>
4.	Kantin	200 m <sup>2</sup>

5.	Gudang	750 m <sup>2</sup>
6.	Bengkel	750 m <sup>2</sup>
7.	Tempat Ibadah	500 m <sup>2</sup>
8.	Pos Jaga	150 m <sup>2</sup>
9.	Parkir dan Taman	6000 m <sup>2</sup>
10.	Area Proses	5000 m <sup>2</sup>
11.	Area Utilitas	2000 m <sup>2</sup>
12.	Area Tangki	40000 m <sup>2</sup>
13.	Parkir Belakang	5000 m <sup>2</sup>
	Total`	62300 m <sup>2</sup>

Harga Bangunan rata – rata = Rp. 3.000.000,00 / m<sup>2</sup>

Biaya Bangunan = Rp. 3.000.000 / m<sup>2</sup> × 62300 m<sup>2</sup>  
= Rp. 186.900.000.000,00

8. Tanah =

Luas tanah = 124.600 m<sup>2</sup>

Harga tanah = Rp. 1.500.000,00

Biaya tanah = Rp. 186.900.000.000,00

9. Utilitas

Harga alat dalam dolar

Tabel 6.3 Harga alat dalam Dollar

No.	Nama Alat	Jumlah	Parameter	Besaran	Harga Satuan	Harga Satuan	Harga
			Harga	Parameter	th 1954	th 2023	
1	Pompa (PU - 01)	2	Kec.Vol	1699 gpm	\$ 6.400	\$ 62.097	\$ 124.194
2	Pompa (PU - 02)	2	Kec.Vol	1699 gpm	\$ 6.400	\$ 62.097	\$ 124.194
3	Pompa (PU - 03)	2	Kec.Vol	1699 gpm	\$ 6.400	\$ 62.097	\$ 124.194
4	Pompa (PU - 04)	2	Kec.Vol	1699 gpm	\$ 6.400	\$ 62.097	\$ 124.194
5	Pompa (PU - 05)	20	Kec.Vol	2098 gpm	\$ 7.800	\$ 75.681	\$ 1.513.617
6	Pompa (PU - 06)	20	Kec.Vol	2098 gpm	\$ 7.800	\$ 75.681	\$ 1.513.617
7	Pompa (PU - 07)	2	Kec.Vol	211 gpm	\$ 1.200	\$ 11.643	\$ 23.286
8	Pompa (PU - 08)	2	Kec.Vol	211 gpm	\$ 1.200	\$ 11.643	\$ 23.286
9	Pompa (PU - 09)	2	Kec.Vol	2108 gpm	\$ 7.600	\$ 73.740	\$ 147.481
10	Tangki (TU - 01)	1	Volume	143502 gal	\$ 4.300	\$ 41.721	\$ 41.721
11	Tangki (TU - 02)	1	Volume	247344 gal	\$ 8.500	\$ 82.473	\$ 82.473
12	Tangki (TU - 03)	1	Volume	2506 gal	\$ 5.000	\$ 48.513	\$ 48.513
13	Tangki (TU - 04)	1	Volume	81824 gal	\$ 17.500	\$ 169.797	\$ 169.797
14	Tangki (TU - 05)	1	Volume	26430 gal	\$ 6.700	\$ 65.008	\$ 65.008
15	Tangki (TU - 06)	1	Volume	26430 gal	\$ 6.700	\$ 65.008	\$ 65.008
16	Tangki (TU - 07)	1	Volume	53000 gal	\$ 7.000	\$ 67.919	\$ 67.919

17	Tangki (TU - 08)	1	Volume	43192 gal	\$ 16.800	\$ 163.005	\$ 163.005
18	Clarifier (CLU - 01)	1	Kec.Vol	101940 gph	\$ 245.000	\$ 2.377.154	\$ 2.377.154
19	Saringan Pasir (SPU - 01)	1	Kec.Vol	101940 gph	\$ 226.000	\$ 2.192.804	\$ 2.192.804
20	Anion ex	2	Kec.Vol	12660 gph	\$ 127.000	\$ 1.232.239	\$ 2.464.479
21	Kation ex	2	Kec.Vol	12660 gph	\$ 127.000	\$ 1.232.239	\$ 2.464.479
22	Dearerator (D - 01)	1	Kec.Vol	12660 gph	\$ 138.000	\$ 1.338.969	\$ 1.338.969
23	Bolier (BLU-01)	1	Steam	105.3324lb/j	\$ 480.000	\$ 4.657.282	\$ 4.657.282
24	Generator (G - 01)	1	KVA	9000 KVA	\$ 1.295.000	\$ 12.564.959	\$ 12.564.959
25	Unit Refrigerasi	1	Ton ref.	1202 Ton	\$ 600.000	\$ 5.821.603	\$ 5.821.603
26	Tangki Flokulator (TF - 01)	1	Volume	32150 gal	\$ 72.000	\$ 698.592	\$ 698.592

Harga Alat Lokal :

Tabel 6.4 Harga alat lokal

No.	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan (Rp)	Harga (Rp)
1.	Bak Utilitas (BU-01)	1	894.400.000	894.400.000
2.	Bak Utilitas (BU-02)	1	894.400.000	894.400.000
3.	Bak Utilitas (BU-03)	1	475.200.000	475.200.000



	2.264.000.000
--	---------------

1. Harga alat sampai ditempat = 125% PEC

$$= 1,25 \times \$39.001.827,87$$

$$= \$48.752.284,84$$

2. Instalasi

- Material (11% PEC) =  $0,11 \times \$39.001.827,87$

$$= \$4.290.201,07$$

- Buruh (32% PEC) =  $0,32 \times \$39.001.827,87$

$$= \$12.480.584,92$$

- Jumlah Man Hour =  $\$12.480.584,92 / \$20,00$

$$= 624.029,25 \text{ man hour}$$

- Buruh asing (5%) =  $0,05 \times 624.029,25 \times (\$20,00/\text{man hour})$

$$= \$624.029,25$$

- Buruh lokal (95%) =  $0,95 \times 2 \times 624.029,25 \text{ man hour} \times$

$$(\text{Rp.}20.000/\text{man hour})$$

$$= \text{Rp. } 23.713.111.347,74$$

3. Pemipaan =

- Material (21% PEC) =  $0,21 \times \$39.001.827,87$

$$= \$8.190.383,85$$

- Buruh (15% PEC) =  $0,15 \times \$39.001.827,87$

$$= \$5.850.274,18$$

- Jumlah Man Hour =  $\$5.850.274,18 / \$20,00$   
= 292.513,71 man hour
- Buruh asing (5%) =  $0,05 \times 292.513,71 \times (\$20,00/\text{man hour})$   
= \$292.513,71
- Buruh lokal (95%) =  $0,95 \times 2 \times 292.513,71 \text{ man hour} \times$   
(Rp.20.000/man hour)  
= Rp. 11.115.520.944,25

#### 4. Instrumentasi

- Material (24% PEC) =  $0,24 \times \$39.001.827,87$   
= \$9.360.438,69
- Buruh (3% PEC) =  $0,03 \times \$39.001.827,87$   
= \$1.170.054,84
- Jumlah Man Hour =  $\$1.170.054,84 / \$20,00$   
= 58.502,74 man hour
- Buruh asing (5%) =  $0,05 \times 58.502,742 \times (\$20,00/\text{man hour})$   
= \$58.502,74
- Buruh lokal (95%) =  $0,95 \times 2 \times 58.502,742 \text{ man hour} \times$   
(Rp.20.000/man hour)  
= Rp. 2.223.104.188,87

#### 5. Isolasi

- Material (3% PEC) =  $0,03 \times \$39.001.827,87$   
= \$1.170.054,84

- Buruh (5% PEC) =  $0,05 \times \$39.001.827,87$   
= \$1.150.091,39
- Jumlah Man Hour =  $\$1.150.091,39 / \$20,00$   
= 97.504,57 man hour
- Buruh asing (5%) =  $0,05 \times 97.504,57 \times (\$20,00/\text{man hour})$   
= \$97.504,57
- Buruh lokal (95%) =  $0,95 \times 2 \times 97.504,57 \text{ man hour} \times$   
(Rp.20.000/man hour)  
= Rp. 3.705.173.648,08

6. Listrik =

- Material (12% PEC) =  $0,12 \times \$39.001.827,87$   
= \$4.680.219,34
- Buruh (3% PEC) =  $0,03 \times \$39.001.827,87$   
= \$1.170.054,84
- Jumlah Man Hour =  $\$1.170.054,84 / \$20,00$   
= 58.502,74 man hour
- Buruh asing (5%) =  $0,05 \times 58.502,74 \times (\$20,00/\text{man hour})$   
= \$58.502,74
- Buruh lokal (95%) =  $0,95 \times 2 \times 58.502,74 \text{ man hour} \times$   
(Rp.20.000/man hour)  
= Rp. 2.223.104.188,85

*Physical Plant Cost Utilitas* = \$86.993.577,07 + Rp. 45.244.014.317,77

1. *Physical Plant Cost*

Tabel 6.5 Physical Plant Cost (PPC)

No.	Komponen	\$	Rp.
1.	Harga alat sampai ditempat	236.234.411,41	
2.	Instalasi	23.812.428,67	114.904.417.712
3.	Pemipaan	96.100.158,56	132.858.232.979
4.	Instumentasi	45.923.969,58	21.544.578.321
5.	Insulasi	6.142.094,70	17.953.815.267
6.	Listrik	22.961.984,79	10.772.289.160
7.	Bangunan		186.900.000.000
8.	Tanah		186.900.000.000
9.	Utilitas	86.993.577,07	45.244.014.318
<b>Physical Plant Cost</b>		<b>518.168.624,79</b>	<b>717.077.347.758</b>

2. *Direct Plant Cost*

Tabel 6.6 Direct Plant Cost (DPC)

No.	Komponen	\$	Rp.
-----	----------	----	-----

1.	Physical plant cost	518.168.624,79	717.077.347.758,02
2.	Engineering & Construction ( 25% )	129.542.156,20	179.269.336.939,51
		647.710.780,98	896.346.684.697,52

### 3. Fixed Capital Investment

Tabel 6.7 Fixed Capital Investment (FCI)

No.	Komponen	\$	Rp.
1.	Direct Plant Cost	647.710.780,98	896.346.684.697,52
2.	Contractor fee (5%)		530.600.419.973,20
3.	Contingency (15%)	97.156.617,15	134.452.002.704,63
		744.867.398,13	1.561.399.107.375,36

Fixed Capital Investment = Rp. 12.734.410.079.356,90

### 4. Manufacturing Cost

#### A. Direct Manufacturing Cost

##### 1. Bahan baku & Pembantu

###### a) Toluene

Harga = 15.000 kg

Kebutuhan = 43.424.717,69 Kg

Biaya = Rp. 434.247.176.880

###### b) Hydrogen

Harga = 10.000 kg

Kebutuhan = 43.424.717,69

Biaya = Rp. 434.247.176.880

Biaya Bahan Total = Rp. 38.947.363.959.240,00

## 2. Gaji Karyawan

Tabel 6.8 Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji Perorang (Rp.)	Gaji Perbulan (Rp.)
1.	Direktur	1	150.000.000	150.000.000
2.	Kepala Bagian	3	85.000.000	255.000.000
3.	Kepala Seksi	9	40.000.000	360.000.000
4.	Staff	50	25.000.000	1.250.000.000
5.	Operator Lapangan	172	30.000.000	5.160.000.000
6.	Security	40	15.000.000	600.000.000
7.	Perawat	4	17.000.000	68.000.000
8.	Dokter	2	25.000.000	50.000.000
9.	Gudang	10	15.000.000	150.000.000
10.	Pengolahan Limbah	10	15.000.000	150.000.000
11.	Driver	13	15.000.000	195.000.000

		314		8.388.000.000
--	--	-----	--	---------------

Gaji Karyawan = Rp.8.388.000.000 × 12  
= Rp. 100.656.000.000

3. Supervisi (10% Kary.) = Rp. 10.065.600.000
4. Maintenance (2% FCI) = Rp. 254.688.201.587
5. Plant Supplies (15% Maint) = Rp. 38.203.230.238
6. Royal dan Patt ( 1% Sales) = Rp. 545.875.781.938
7. Utilitas dan Unit Pengolahan =

a. Tawas

Harga = 5.000 / kg

Kebutuhan = 3.960.000 kg

Biaya = Rp. 19.800.000.000,00

b. Kapur

Harga = 850 / kg

Kebutuhan = 5.717.448 kg

Biaya = Rp. 4.859.830.800,00

c. Polyelektrolyt

Harga = 12.000 / kg

Kebutuhan = 386.496 kg

Biaya = Rp. 4.637.952.000,00

d. Asam Sulfat

Harga = 7.000 / kg

Kebutuhan = 5.171,76 kg

Biaya = Rp. 36.202.320

e. Sodium Hidroksida

Harga = 7.000 / kg

Kebutuhan = 42.213,6 kg

Biaya = Rp. 295.495.200

f. Bahan Bakar

Harga = 7.800 / kg

Kebutuhan = 59.400.000 kg

Biaya = Rp. 463.320.000.000,00

g. Listrik

Harga = 4.500 / Kwh

Kebutuhan = 82.427.637,6 Kwh

Biaya = Rp. 370.924.369.200,0

Utilitas = Rp. 863.873.949.520,00

Total Direct Manufacturing Cost = Rp. 40.760.726.622.523

B. Indirect Manufacturing Cost

1. Payroll Overhead (15% Kary.) = Rp. 15.098.400.000

2. Laboratorium (10% Kary.) = Rp. 10.065.600.000

3. Packeging dan Shipping (5% Sales) = Rp. 272.937.890.969

4. Plant Overhead (50% Kary.) = Rp. 50.328.000.000

Total = Rp. 348.429.890.969



C. Fixed Manufacturing Cost

1. Depresiasi (10%FCI)	= Rp. 1.273.441.007.936
2. Property Tax (2%FCI)	= Rp. 254.688.201.587
3. Asuransi (2% FCI)	= Rp. 254.688.201.587
Total	= Rp. 1.782.817.411.110

TOTAL MANUFACTURING COST = Rp. 42.891.973.924.602

5. Working Capital

1. Raw material inventory (MC per bln)	= Rp. 3.574.331.160.384
2. Product inventory (1.5 MC per bln)	= Rp. 5.361.496.740.575
3. Product inventory (MC per bln)	= Rp. 3.574.331.160.384
4. Extended credit (2 MC per bln)	= Rp. 3.574.331.160.384
Total	= Rp. 23.233.152.542.493

6. General Expense

1. Administrasi (3% Manu. Cost)	= Rp. 1.286.759.217.738
2. Sales (5% Manu. Cost)	= Rp. 2.144.589.696.230
3. Finance (5% WC+FCI)	= Rp. 1.798.378.131.092
4. Riset (2% sales)	= Rp. 1,091,751,563,876
Total	= Rp. 6.321.487.608.937

7. Total Biaya Produksi

Total biaya produksi :

= Manufacturing Cost + General Expense

$$= \text{Rp.} 42.891.971.924.602,20 + \text{Rp.} 6.321.487.608.936,70$$

$$= \text{Rp.} 49.213.461.533.538,90$$

Total capital investment :

= Fixed Capital Investment + Working Capital

$$= \text{Rp.} 12.734.410.079.356,90 + \text{Rp.} 23.233.152.542.492,90$$

$$= \text{Rp.} 35.967.562.621.840,80$$

#### 8. HARGA JUAL PRODUK

$$\begin{aligned} \text{Harga Dasar} &= \frac{\text{Total Biaya Produksi}}{\text{Volume Produksi}} \\ &= \frac{\text{Rp.} 49.213.461.533.538,90}{2.562.797.098} \\ &= \text{Rp.} 19.203,03 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Harga Jual} &= 1,1092 \times \text{Harga Dasar} \\ &= 1,1092 \times \text{Rp.} 19.203,03 \\ &= \text{Rp.} 21.300,00 \end{aligned}$$

Total Sales =

$$\begin{aligned} \text{a. Paraxylene} &= \text{Rp.} 21.300,00 / \text{kg} \\ \text{Produksi tiap tahun} &= \text{Rp.} 350.000.000 \text{ kg} \\ \text{Annual sales} &= \text{Rp.} 7.455.000.000.000 \\ \text{b. Xylene} &= \text{Rp.} 21.300,00 / \text{kg} \end{aligned}$$

Produksi tiap tahun	= Rp. 1.110.142.518 / kg
Annual sales	= Rp. 23.646.035.636.087
c. Benzena	= Rp. 31.300,00 / kg
Produksi tiap tahun	= 1.102.654.580 kg
Annual sales	= Rp. 23.486.542.557.715
Total annual sales	= Rp. 54.587.578.193.802

## 9. Analisa Keuntungan

### a. Keuntungan Sebelum Pajak

Total sales	= Rp. 54.587.578.193.802
Total biaya produksi	= Rp. 49.213.461.533.538,90
Keuntungan	= Rp. 5.374.116.660.262,62

### b. Keuntungan Sesudah Pajak

Pajak	= 20,0 %
Keuntungan	= Rp. 4.299.293.328.210,09

## 6.3 ANALISA KELAYAKAN

### A. Return On Investment

Merupakan perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.

#### a. Sebelum Pajak

Pb.ra	= Rp 5.374.116.660.262,62
-------	---------------------------

If = Rp. 12.734.410.079.356,90

$$ROI = \frac{Pb.ra}{If} \times 100\%$$

$$= \frac{Rp. 5.374.116.660.262,62}{Rp 12.734.410.079.356,90} \times 100\%$$

= 42,2 %

(Min 39% untuk High Risk Chemical Industries)

b. Sesudah Pajak

Pb.ra = Rp 4.299.293.32.210,09

If = Rp. 12.734.410.079.356,90

$$ROI = \frac{Pb.ra}{If} \times 100\%$$

$$= \frac{Rp. 4.299.293.32.210,09}{Rp 12.734.410.079.356,90} \times 100\%$$

= 33,8 %

B. Pay Out Time

Adalah waktu minimum yang telah dibutuhkan secara teoritis untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan, atas dasar keuntungan setiap tahun setelah ditambah penyusutan.

a. Sebelum Pajak

Pb.ra = Rp 5.374.116.660.262,62

If = Rp. 12.734.410.079.356,90

$$POT = \frac{If}{Pb.ra + 0.1 If} \times 100\%$$

$$= \frac{Rp. 12.734.410.079.356,90}{Rp. 5.374.116.660.262,62 + 0,1 \times 12.734.410.079.356,90} \times 100\%$$

$$= 1,9157 \text{ Tahun}$$

( Max. 2 tahun untuk High risk)

b. Sesudah Pajak

$$Pb.ra = Rp. 4.299.293.32.210,09$$

$$If = Rp. 12. 734.410.079.356,90$$

$$POT = \frac{If}{Pb.ra + 0.1 If} \times 100\%$$

$$= \frac{Rp. 12.734.410.079.356,90}{Rp. 4.299.293.32.210,09 + 0,1 \times 12.734.410.079.356,90} \times 100\%$$

$$= 2,2851 \text{ Tahun}$$

C. Break Even Point

Merupakan titik batas produksi, dimana pabrik dikatakan tidak untung dan tidak rugi

- Fixed Cost (Fa)

1. Depresiasi (10%FCI)	= Rp. 1.273.441.007.936
------------------------	-------------------------

2. Property Tax (2% FCI)	= Rp. 254.688.201.587
--------------------------	-----------------------

3. Asuransi (2% FCI)	= Rp. 254.688.201.587
----------------------	-----------------------

Total	= Rp. 1.782.817.411.110
-------	-------------------------

- Variable Cost (Va)

1. Biaya bahan baku	= Rp 38.947.363.959.240
2. Pack dan Ship (5% Sales)	= Rp 272.937.890.969
3. Utilitas da UPL	= Rp 863.873.849.520
4. Royal dan Patt (1% Sales)	= Rp 545.875.781.938
Total	= Rp 40.630.051.481.667

- Regulated Cost (Ra)

1. Gaji Karyawan	= Rp 100.656.000.000
2. Payroll Overhead (15% kary)	= Rp 15.098.400.000
3. Plant Overhead (50% kary.)	= Rp 50.328.000.000
4. Supervisi (10% karyawan)	= Rp 10.065.600.000
5. Laboratorium (10% karyawan)	= Rp 10.065.600.000
6. General Expense	= Rp 6.321.487.608.937
7. Maintenance (2% FCI)	= Rp 254.688.201.587
8. Plant Supplies (15% Maint)	= Rp 38.203.230.238
Total	= Rp. 6.800.592.640.762

Sales = Rp. 54.587.578.193.801,50

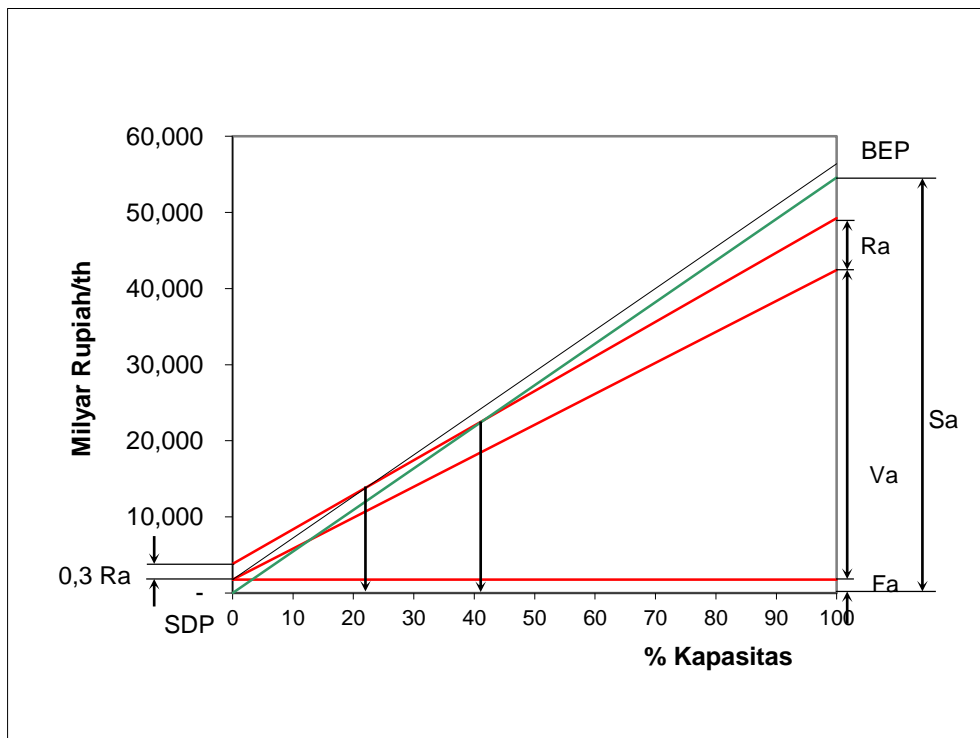
$$\begin{aligned}
 BEP &= \frac{(Fa + 0,3Ra)}{(Sa - Va - 0.7 Ra)} \times 100\% \\
 &= \frac{Rp. 3.827.715.070.814,05}{Rp. 9.195.323.781.550,68} \times 100\% \\
 &= 41,53\%
 \end{aligned}$$

Show Down Point

$$SDP = \frac{0.3 Ra}{(Sa - Va - 0.7 Ra)} \times 100\%$$

$$= \frac{Rp. 2.040.177.792.228,57}{Rp. 9.195.323.781.550,68} \times 100\%$$

$$= 22,18\%$$



Gambar 6.1 Grafik Evaluasi Ekonomi

#### D. Discounted Cash Flow Rate

Umur pabrik	= 10
Salvage value	= Rp. 1.273.441.007.935,69
Working Capital	= Rp. 23.233.152.542.492,90
Fixed Capital	= Rp. 12.734.410.079.356,90
Cash flow (CF)	= Annual Profit + Finance + Depresiasi
	= Rp. 7.371.112.467.238,27

Discounted cash flow dihitung secara trial error

$$(WC + FCI) \times (1 + i)^{\frac{10}{CF}} = [(1 + i)^9 + (1 + i)^8 + \dots + (1 + i) + 1] + \frac{(WC+SV)}{CF}$$

$$R = S$$

Dengan cara trial & error untuk mencari harga i diperoleh tabel

Tabel 6.9 trial & error

I	R	S	Selisih
0,124746	15,8096625456	21,281143172	-5,471480626
0,134746	17,2728750534	22,173955457	-4,901080404
0,144746	18,8568598199	23,114399817	-4,257539997
0,154746	20,5703978161	24,104871082	-3,534473266
0,164746	22,4228236549	25,147871333	-2,725047678
0,174746	24,4240552469	26,246013990	-1,821958743
0,184746	26,5846247680	27,402028036	-0,817403268
0,194746	28,9157109850	28,618762361	0,296948624
0,204746	31,4291729872	29,899190245	1,529982743

Sehingga diperoleh

$$\text{Interest (i)} = 19,19\%$$

(minimum 1,5 bunga deposito bank)





## BAB VII

### KESIMPULAN DAN SARAN

#### 7.1 Kesimpulan

Berdasarkan dari tinjauan kondisi operasi pabrik *paraxylene* ini merupakan industry dengan resiko tinggi, hal ini dikarenakan bahan baku yang digunakan yaitu *toluene* termasuk dalam bahan kimia yang mudah terbakar. Selain karena bahan baku, Prarancangan pabrik *paraxylene* ini memiliki kapasitas yang besar yaitu 350.000ton/tahun. Sehingga berdasarkan perhitungan dan analisis yang sudah dilakukan maka dapat disimpulkan bahwa :

1. Tujuan didirikannya pabrik *paraxylene* adalah untuk memenuhi kebutuhan *paraxylene* didalam negeri.
2. Pabrik *paraxylene* didirikan dengan kapasitas 350.000ton/tahun menggunakan bahan baku *toluene* yang diimpor dari GS Caltex yang berlokasi di Yeosu, Korea Selatan dan hydrogen yang berlokasi di Cilegon,Banten.
3. Pabrik *paraxylene* akan didirikan di Serang, Banten, dengan pertimbangan ketersediaan bahan baku, daerah pemasaran produk, utilitas , transportasi dan tenaga kerja.
4. Ditinjau dari penggunaan bahan baku, kapasitas dan kondisi operasi produksi *paraxylene* yang aka dibangun sangat tinggi sehingga memiliki resiko yang tinggi (*high risk*)

5. Berdasarkan hasil analisis ekonomi sebagai berikut :
  - a. Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 5.374.116.660.262,62
  - b. Keuntungan setelah pajak sebesar Rp. 4.299.293.328.210,09
  - c. *Return Of Investment* sebelum pajak (ROIb) sebesar 42,2%
  - d. *Return Of Investment* setelah pajak (ROIa) sebesar 33,8%
  - e. *Pay out time* sebelum pajak (POTb) sebesar 1,91 tahun
  - f. *Pay out time* sesudah pajak (POTa) sebesar 2,28 tahun
  - g. *Break even point* (BEP) sebesar 41,57%
  - h. *Shut down point* (SDP) sebesar 22,18%
  - i. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 19,47%
6. Dari hasil tinjauan yang sudah dilakukan diatas dapat disimpulkan bahwa pabrik *paraxylene* dengan kapasitas 350.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

## 7.2 Saran

Dalam perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahaman-pemahaman konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan dalam mendirikan suatu pabrik kimia, diantaranya :

- a. Optimasi pemilihan alat proses, alat utilitas, dan bahan baku perlu diperhatikan, sehingga keuntungan yang diperoleh dapat lebih optimal.
- b. Perancangan pabrik kimia tentu tidak dapat lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan pabrik kimia yang didirikan lebih ramah lingkungan.

- c. Produk *paraxylene* dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dimasa mendatang yang jumlahnya akan semakin meningkat.

## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S. and Newton, R.D., 1955, "Chemical Engineering Cost Estimation", McGraw-Hill Book Company, New York.
- Biro Pusat Statistik, "Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia, Impor Menurut Jenis Barang dan Negara AsaF\ Jakarta.
- Brown, G.G., 1950, "Unit Operation", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Brownell, L.E. and Young, E.H., 1979, "Process Equipment Design", John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1983, "Chemical Engineering", Vol. 6, Pergamon Press, Oxford.
- Evans, F.L., 1979, "Equipment Design Handbook", Vol. 1, 2nd ed., Gulf Publishing Co., Houston.
- Faith, W.L., Keyes, D.B., and Clark, R.L., 1957, "Industrial Chemistry", John Wiley and Sons, London.
- Hougen, O., and Watson, 1959, "Chemical Proses Principles, Kinetic and Catalysis", John Wiley and Sons., Inc, London
- Kern, D.Q., ,950, "Process Heat Transfer", McGraw-Hill International Book Company, Inc., New York.

Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1952, "Encyclopedia of Chemical Technology", 3\*

ed., Vol. 4, The Inter Science Encyclopedia, Inc., New York.

Ludwig, E.E., 1965, "Applied Process Design and Petrochemical Plants", Vol. 1-3,

Gulf Publishing Co., Houston.

Mc. Ketta, John, 1983, "Encyclopedia of Chemical Process and Design",

"Cumene", Marshall Dekker Inc., New York.

Perry, R.H. and Green, D.W., 1984, "Perry's Chemical Engineers' Handbook",

6th ed., McGraw-Hill Book Company, New York.

Peters, M.S. and Timmerhaus, K.D., 1980, "Plant Design and Economic for

Chemical Engineers", 3rd ed., McGraw-Hill, Auckland.

Powell, S.T., 1954, "Water Conditioning for Industry", McGraw-Hill Book

Company, Tokyo.

Rase, H.F. and Barrow, M.H., 1957, "Project Engineering of Process Plants",

John Wiley and Sons, Inc., New York.

Smith, J.M. and Van Ness, H.C., 1975, "Introduction to Chemical Engineering

Thermodynamic", 3rd ed., McGraw-Hill Book Company, Kogakusha,

Tokyo.

Treybal, R.E., 1981, "Mass Transfer Operation", 3rd ed., McGraw-Hill Book

Company, Singapore.

Turton, R., Bailie C.R., Wallace, W.B., and Shaeiwitz, J.A., 1995, "Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes ", Project 5, Problem at the Cumene Production Facility, Unit 800.

UWch, O.D., 1984. », Guide ,o \*,« Entering Process Design an, Economics", John Wiley and Sons, Inc., New York.

Yaws, C.L., 1992, "Thermodynamics and Physical Property Data», Gulf Publishing Co., Houston, Texas.

## LAMPIRAN

Kode	= R-01
Fungsi	= Mereaksikan <i>toluene</i> menjadi paraxilena dan benzene
Tipe Alat	= Reaktor <i>fixed bed multitube</i>
Mode Operasi	= Kontinyu
Kondisi Operasi	
Tekanan	= 15.5 atm
Suhu	= 450 °C
Jumlah Reaktor	= 4 Buah
Kondisi Proses	= Endotermis

- Selektifitas Produk :

$$\textit{Methaxylene} \quad : 0,54 = 54\%$$

$$\textit{Orthoxylene} \quad : 0,22 = 22\%$$

$$\textit{Paraxylene} \quad : 0,24 = 24\%$$

- Tinjauan termodinamika

Reaksi :



$$\begin{aligned} \Delta\text{HR}_{298} &= \Delta\text{Hf}^\circ \text{ produk} - \Delta\text{Hf}^\circ \text{ reaktan} \\ &= (0,50 \cdot 82,93 + 0,50 \cdot 17,95) - 50,00 \\ &= 0,44\text{KJ/mol} \\ &= 440 \text{ KJ/Kmol (Endotermis)} \end{aligned}$$

$$n_{\text{Ao}} = 5891,7331 \text{ Kmol/jam}$$

$$X_A = 0,5900$$

$$\begin{aligned} Q_r &= n_{\text{Ao}} \cdot X_A \cdot \Delta\text{HR}_{298} \\ &= 5891,7331 \text{ Kmol/jam} \cdot 0,5900 \cdot 440 \text{ KJ/Kmol} \end{aligned}$$



$$= 1529493,9 \text{ KJ/jam}$$

$$\begin{aligned} Q_r \text{ total} &= Q_r \\ &= 1529493,9 \text{ KJ/jam} \end{aligned}$$

- Beban panas yang dibutuhkan

Input – Output = Accumulator

$$(H1 + Q_t) - (H2 + Q_r) = 0$$

$$\begin{aligned} Q_t &= (H2 + Q_r) - H1 \\ &= (583565841,44 + 1529493,92) - 582823616,07 \\ &= 2271719,3 \text{ KJ/jam (Endotermis)} \end{aligned}$$

- Menentukan jumlah pemanas

Digunakan pemanas berupa gas bakar dengan :

$$\begin{aligned} \text{Beban panas} &= 2271719,29 \text{ KJ/jam} \\ &= 540885,54 \text{ Kcal/jam} \end{aligned}$$

$$\text{BM rata-rata} = 31 \text{ Kg/Kmol}$$

$$\text{Jumlah reaktor} = 4 \text{ reaktor}$$

$$\text{Suhu masuk} = 470 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu keluar} = 460 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Cp pemanas} = 0,28 \text{ Kcal/Kg }^\circ\text{K}$$

$$\begin{aligned} W_p &= \frac{135221,39}{0,28(470-460)} \\ &= 48293,352 \text{ Kg/jam} \\ &= 13414,82 \text{ g/detik} \end{aligned}$$

Densitas gas bakar masuk :

$$\rho_g = \frac{P \cdot BM}{R \cdot T}$$

$$= \frac{2}{82,06} \frac{31,000}{743}$$

$$= 0,00102 \text{ g/cm}^2$$

Densitas gas bakar keluar :

$$\rho_g = \frac{P}{R} \frac{BM}{T}$$

$$= \frac{1,5}{82,06} \frac{31,000}{733}$$

$$= 0,00077 \text{ g/cm}^3$$

- Logaritmik mean temperature different

$$\text{Suhu masuk} = 450 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu keluar} = 450 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu pemanas masuk} = 470 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu pemanas keluar} = 460 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(470-450)-(460-450)}{\text{Ln} \frac{(470-450)}{(460-450)}}$$

$$= 14,427 \text{ }^\circ\text{C}$$

## 1. Katalis

Katalisator yang digunakan berupa Silica-Alumina dengan :

$$\text{- Bentuk} = \text{Pellet}$$

$$\text{- Ukuran}$$

$$\text{D} = 0,375 \text{ cm}$$

$$\text{H} = 0,375 \text{ cm}$$

$$\text{- Bulk Density} = 0,68 \text{ g/cm}^3$$

- Formula =  $\text{SiO}_3 - \text{Al}_2\text{O}_3$

Diameter Partikel ( $D_p$ ) adalah diameter partikel katalis yang ekuivalen dengan diameter bola dengan volume yang sama dengan volume katalis

(Rase,1977,p.493)

$$\begin{aligned} V_{\text{pellet}} &= \frac{\pi D^2 H}{4} \\ &= \frac{3,140 \cdot 375^2 \cdot 0,375}{4} \\ &= 0,0414 \text{ cm}^3 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} D_p &= \left( \frac{V_{\text{pellet}} \times 6}{\pi} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= \left( \frac{0,0414 \times 6}{3,14} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 0,429 \text{ cm} \end{aligned}$$

## 2. Penentuan ukuran pipa reaktor

Didalam pemilihan pipa harus diperhatikan faktor perpindahan panas. Pengaruh bahan isian di dalam pipa terhadap koefisien transfer panas konveksi didelik oleh Colburn. ( Smith, JM., p.571) dan diperoleh hubungan pengaruh rasio ( $D_p/D_t$ ) atau perbandingan diameter katalis dengan diameter

pipa dengan koefisien transfer panas pipa berisi katalis disbanding transfer panas konveksi pada pipa kosong.

Dp/Dt	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25
Hio/h	5,5	7	7,8	7,5	7,0

Dimana :

(Dp/Dt) = rasio diameter katalis per diameter pipa

(hio/h) = rasio koefisien transfer panas pipa berisi katalis dibanding koefisien transfer panas pada pipa kosong.

Dari data diatas diperoleh (hio/h) max terjadi pada 7,8 pada (Dp/Dt) = 0,15

Diameter partikel (Dp) = 0,429 cm

$$\frac{Dp}{Dt} = \frac{0,43}{Dt} = \frac{0,15}{1}$$

$$Dt = \frac{0,43}{0,15}$$

$$= 2,862 \text{ cm}$$

$$= 1,127 \text{ in}$$

Dipilih pipa dengan ukuran standar (Kern, table 11) :

NPS = 1 in

OD = 1,320 in

OD = 1,049 in

Sch = 40

### 3. Penentuan jumlah pipa

Jumlah reaktor = 4 reaktor

$$\text{Kecepatan massa} = 144459,303 \text{ Kg/jam}$$

$$= 40127,5842 \text{ g/detik}$$

$$\text{BM rata – rata} = 32,08$$

$$\text{Suhu umpan} = 723 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$\text{Tekanan umpan} = 15,5 \text{ atm}$$

$$\text{Densitas gas} = 0,00838 \text{ g/cm}^3$$

$$\text{Viskositas gas} = 0,00054 \text{ g/cm detik}$$

Digunakan pipa standar

$$\text{ID pipa} = 1,049 \text{ in} = 2,664 \text{ cm}$$

$$\text{OD pipa} = 1,320 \text{ in} = 3,353 \text{ cm}$$

A. Jumlah pipa maksimum :

1. Menghitung  $Gt$  :

$$4100 = \frac{Fre \cdot Dp \cdot Gt}{u}$$

$$= \frac{50,5 \cdot 0,429 \cdot Gt}{0,00054}$$

$$= 40144,4925 \text{ Gt}$$

$$Gt = \frac{4100}{40144,4925}$$

$$= 0,1021 \frac{g}{\text{cm}^2 \text{ detik}}$$

2. Menghitung luas penampang pipa

$$Ao = \frac{3,14 \cdot DI^2}{4}$$

$$= \frac{3.14 \cdot 2,664^2}{4}$$

$$= 5,57299 \text{ cm}^2$$

3. Menghitung luas penampang total

$$At = \frac{G}{Gt}$$

$$= \frac{40127,5842 \frac{g}{detik}}{0,1021 \frac{g}{\text{cm}^2 \text{detik}}}$$

$$= 392902,806 \text{ cm}^2$$

4. Menghitung jumlah pipa maksimum

$$Nt \text{ max} = \frac{At}{Ao}$$

$$= \frac{392902,806 \text{ cm}^2}{5,5730 \text{ cm}^2}$$

$$= 70501 \text{ pipa}$$

B. Jumlah pipa minimum :

1. Menghitung kecepatan maksimum

$$v \text{ max} = \left( \frac{4 \cdot (\rho b - \rho g) \cdot g \cdot Dp}{3 \cdot \rho g \cdot fD} \right)^{0,5}$$

$$= \left( \frac{4 \cdot (0,68 - 0,00838) \cdot 981 \cdot 0,429}{3 \cdot 0,00838 \cdot 1} \right)^{0,5}$$

$$= 212,13 \frac{\text{cm}}{\text{detik}}$$

2. Menghitung kecepatan volume umpan

$$Fv = \frac{G}{rg}$$

$$= \frac{40127,584 \frac{g}{detik}}{0,00838011 \frac{g}{cm^3}}$$

$$= 4788432 \frac{cm^3}{detik}$$

3. Menghitung luas penampang total :

$$At = \frac{Fv}{v \max}$$

$$= \frac{4788431,6 \text{ cm}^3 \text{ detik}}{212,13 \frac{cm}{detik}}$$

$$= 22572,95 \text{ cm}^2$$

4. Menghitung jumlah pipa maksimum

$$Nt \min = \frac{At}{Ao}$$

$$= \frac{22572,95 \text{ cm}^2}{5,57 \text{ cm}^2}$$

$$= 4050 \text{ pipa}$$

C. Jumlah pipa

1. Menghitung Gt :

Diambil bilang Reynold (Re) = 70000

$$70000 = \frac{Fre \cdot Dp \cdot Gt}{u}$$

$$= \frac{50,5 \cdot 0,429 \cdot Gt}{0,00054}$$

$$= 40144,4925 \text{ Gt}$$

$$Gt = \frac{70000}{40144,4925}$$

$$= 1,7437 \frac{g}{cm^2 \text{detik}}$$

2. Menghitung luas penampang pipa :

$$A_0 = \frac{3,14 \cdot DI^2}{4}$$

$$= \frac{3,14 \cdot 2,664^2}{4}$$

$$= 5,57299 \text{ cm}^2$$

3. Menghitung luas penampang total :

$$At = \frac{G}{Gt}$$

$$= \frac{40127,5842 \frac{g}{\text{detik}}}{1,7437 \frac{g}{cm^2 \text{detik}}}$$

$$= 23012,8786 \text{ cm}^2$$

4. Menghitung jumlah pipa

$$Nt = \frac{At}{A_0}$$

$$= \frac{23012,8786 \text{ cm}^2}{5,573 \text{ cm}^2}$$

$$= 4129 \text{ pipa}$$

#### 4. Menghitung kecepatan massa per pipa

$$\text{Kecepatan massa} = 36114,826 \text{ kg/jam}$$

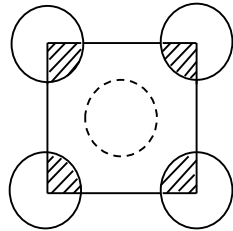
$$= 100131,896 \text{ g/detik}$$

$$\text{Kecepatan massa per pipa} = \frac{10031,896}{4129}$$

$$= 2,4294 \text{ g/ detik}$$



## 5. Layout pipa dalam reactor



Pipa dalam reactor disusun secara square pitch, dimana luas penampang 1 pipa menempati luasan sebesar  $Pt^2$ .

Dimana :

As = luas penampang shell

Nt = jumlah pipa = 4129 pipa

Pt = pitch = 1,5 x ODpipa

$$= 6,706 \text{ cm}$$

Alasan penyusunan pipa secara square pitch :

- 1) Mudah pembersihannya
- 2) Pressure drop kecil

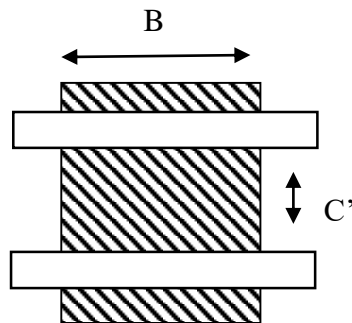
$$\text{Maka } As = 1,05 \cdot 4129 \cdot 6,706^2$$

$$= 194961 \text{ cm}^2$$

Diameter shell :

$$\begin{aligned}
 \text{ID shell} &= \left(\frac{4 A_s}{\pi}\right)^{0,5} \\
 &= \left(\frac{4 \cdot 194961}{3,14}\right)^{0,5} \\
 &= 4,91 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Flow area dalam shell :



$$\begin{aligned}
 \text{ID s} &= 490,6 \text{ cm} \\
 B &= 122,651 \text{ cm} \\
 P_t &= 6,706 \text{ cm} \\
 C' &= 3,353 \text{ cm} \\
 A_s &= \frac{\text{ID s} \cdot B \cdot C'}{P_t} \\
 &= 30086,6 \text{ cm}^2
 \end{aligned}$$

Diameter ekuivalen :

$$De = \frac{4(P_t^2 - \frac{\pi \cdot OD^2}{4})}{\pi \cdot OD}$$

$$De = 13,7315 \text{ cm}$$

Superfacial velocity shell (Gs)

$$Gs = \frac{13414,82}{30086,555}$$

$$= 0,44587 \text{ g/cm}^2 \text{ detik}$$

## 6. Koefisien transfer panas

a. Koefisien transfer panas dalam pipa

$$Dp = 2,664 \text{ cm}$$

$$Gt = 1,7437 \text{ g/cm}^2 \text{ detik}$$

$$\mu = 0,00023 \text{ g/cm detik}$$

$$Cp = 0,34 \text{ Cal/g } ^\circ\text{K}$$

$$k = 2,3E-05 \text{ Cal/cm detik } ^\circ\text{K}$$

$$hi = 0,027 \left( \frac{Dp \cdot Gt}{\mu} \right)^{0,8} \left( \frac{Cp \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left( \frac{k}{Dp} \right)$$

$$= 0,027 \left( \frac{2,6645 \cdot 1,7437}{0,0002} \right)^{0,8} \left( \frac{0,34 \cdot 0,0002}{2E-05} \right)^{\frac{1}{3}} \left( \frac{2E-05}{2,664} \right)$$

$$= 0,00098 \text{ cal/cm}^2 \text{ detik } ^\circ\text{K}$$

$$hio = \frac{2,664}{3,353} 0,00098$$

$$hio = 0,00078 \text{ cal/cm}^2 \text{ detik } ^\circ\text{K}$$

b. Koefisien dalam shell

$$De = 13,7315 \text{ in}$$

$$Gp = 0,4459 \text{ g/cm}^2 \text{ detik}$$

$$\mu p = 0,00256 \text{ g/cm detik}$$

$$Cp = 0,28 \text{ Cal/g } ^\circ K$$

$$k = 0,00079 \text{ Cal/cm detik } ^\circ K$$

$$ho = 0,36 \left( \frac{De \cdot Gp}{\mu p} \right)^{0,55} \left( \frac{Cp \cdot \mu p}{kp} \right)^{0,33} \left( \frac{kp}{De} \right)$$

$$ho = 0,00076 \text{ cal/cm}^2 \text{ detik } ^\circ K$$

c. Overall heat transfer clean ( $Uc$ ) :

$$\begin{aligned} Uc &= \frac{hio \cdot ho}{(hio + ho)} \\ &= \frac{0,00078 \cdot 0,00076}{(0,00078 + 0,00076)} \\ &= 0,00038 \frac{\text{Cal}}{\text{cm}^2 \text{ detik}} ^\circ K \end{aligned}$$

d. Overall heat transfer saat kotor ( $Ud$ ) :

$$Rd = 0,002 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ F / \text{Btu}$$

$$= 0,00041 \text{ jam m}^2 \text{ } ^\circ K / \text{Kcal}$$

$$= 1,47541 \text{ detik m}^2 \text{ } ^\circ K / \text{Kcal}$$

$$= 14,7541 \text{ detik cm}^2 \text{ } ^\circ K / \text{Kcal}$$

$$\begin{aligned} Ud &= \frac{Uc}{(Rd \cdot Uc + 1)} \\ &= \frac{0,000383994}{(14,7541 \cdot 0,00038 + 1)} \\ &= 0,00038 \frac{\text{Cal}}{\text{cm}^2 \text{ detik}} ^\circ K \end{aligned}$$

## 7. Luas transfer panas

$$\begin{aligned}\text{Beban panas reactor} &= 2271719,29 \text{ KJ/jam} \\ &= 150245,98 \text{ Cal/detik}\end{aligned}$$

$$\text{Dirt overall heat transfer (Ud)} = 0,00038 \text{ Cal/cm}^2 \text{ detik } ^\circ\text{K}$$

$$\begin{aligned}A &= \frac{Qt}{(Ud \cdot LMTD)} \\ &= \frac{150245,98}{0,00038 \cdot 14,427} \\ &= 2727,45 \text{ m}^2\end{aligned}$$

## 8. Panjang pipa transfer panas

Luas transfer panas pada panjang 1 cm untuk 1 pipa

$$\begin{aligned}&= \pi \times \text{OD} \times L \\ &= 3,14 \times 3,353 \times 1,0 \\ &= 10,5278 \text{ cm}^2\end{aligned}$$

Jumlah pipa = 4129 pipa

$$\begin{aligned}\text{Luas transfer panas untuk 4129 pipa/cm} &= 10,5278 \times 4129 \\ &= 43473,1 \text{ cm}^2/\text{cm}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Panjang pipa transfer panas} &= \frac{27274524 \text{ cm}^2}{43473,057 \frac{\text{cm}^2}{\text{cm}}} \\ &= 6,274 \text{ m}\end{aligned}$$

## 9. Kinetika Reaksi

Reaksi pembentuka *paraxylene* berdasarkan reaksi :



Dari patent diperoleh data sebagai berikut :

- Waktu reaksi = 5 detik
- Suhu operasi = 723 °K
- Konversi yang dapat dicapai = 0,59

(US.Patent, WO/93/17987, 1993)

Pada *reactor fixed bed multitube* berlaku :

Dengan pendekatan orde satu

$$\frac{V}{Fv} = CA_o \int_0^{x_a} \frac{dX_a}{-r_a}$$

$$\tau = CA_o \int \frac{dXA}{kCA_o}$$

$$\tau = CA_o \int \frac{dXA}{kCA_o (1 - ZA)}$$

$$\tau = \int \frac{dXA}{k(1 - XA)}$$

Atau :

$$k = \frac{1}{\pi} \int \frac{dXA}{(1 - XA)}$$

$$k = -\frac{1}{\pi} \ln(1 - XA)$$

$$XA = 0,59$$

$$t = 5,00 \text{ detik}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}k &= -\frac{1}{\theta} \ln(1 - XA) \\ &= -\frac{1}{5,00} \ln(1 - 0,59) \\ &= 0,178319624 \frac{1}{\text{detik}}\end{aligned}$$

Sesuai kaidah ten degrees rule's :

$$T1 = 723 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$k1 = 0,178319624 \text{ 1/detik}$$

$$T2 = 733 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$k2 = 0,356639248 \text{ 1/detik}$$

$$k = Ae^{(-E.RT)}$$

$$\ln K = \ln A + \frac{B}{T}$$

$$\ln k1 = \ln A + \frac{B}{T1}$$

$$\ln k2 = \ln A + \frac{B}{T2}$$

$$\ln 0,1783196 = \ln A + \frac{B}{723}$$

$$\begin{aligned}\ln 0,1783196 &= \ln A + \frac{B}{723} \\ -1,7242 &= \ln A + \frac{B}{723}\end{aligned}$$

$$\frac{-1,031 = \ln A + \frac{B}{723}}{-0,6931 = B \times (1,9E-05)}$$

$$B = -36733,959$$

$$A = 2,073E+21$$

$$k = 2,073E+21 \exp(-36733,959/T) \text{ 1/detik}$$

### 10. Volume gas dalam reaktor, volume katalis dan panjang katalis

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan gas masuk reaktor} &= 36114,826 \text{ Kg/jam} \\ &= 10031,896 \text{ g/detik} \end{aligned}$$

Densitas gas masuk :

$$\begin{aligned} \rho_g &= \frac{P \cdot BM}{R \cdot T} \\ &= \frac{15,5 \cdot 32,0766}{82,06 \cdot 723} \\ &= 0,00838 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} \end{aligned}$$

Densitas gas keluar :

$$\begin{aligned} \rho_g &= \frac{P \cdot BM}{R \cdot T} \\ &= \frac{15 \cdot 32,0766}{82,06 \cdot 723} \\ &= 0,00811 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} \end{aligned}$$



$$\text{Kecepatan volume gasmasuk reaktor} = \frac{10031,896g/detik}{0,008380g/cm^3}$$

$$F_v = 1197107,9 \text{ cm}^3/detik$$

Waktu reaksi :

$$\tau = -\frac{1}{K} \ln(1 - XA)$$

$$= \frac{-1}{0,1783196} \ln(1 - 0,59)$$

$$= 5 \text{ detik}$$

$$\text{Volume gas dalam reaktor (V)} = F_v \theta$$

$$= 1197107,9 \times 5$$

$$= 5985539,471 \text{ cm}^3$$

$$\text{Porositas katalis} = 0,36$$

$$\text{Volume katalis dalam reaktor} = \frac{5985539,471}{0,36} \text{ cm}^3$$

$$= 16626498,53 \text{ cm}^3$$

Luas penampang pipa ( $A_p$ )

$$A_p = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$= \frac{3,14 \cdot 2,664^2}{4}$$

$$= 5,57299 \text{ cm}^2$$

Luas penampang total (untuk 4129 pipa)

$$\begin{aligned}A_{pt} &= 5,57299 \cdot 4129 \\ &= 23012,9 \text{ cm}^2\end{aligned}$$

Panjang katalis dalam pipa

$$\begin{aligned}L &= \frac{16626498,53 \text{ cm}^3}{23012,9 \text{ cm}^2} \\ &= 722,49 \text{ cm} \\ &= 7,22 \text{ m}\end{aligned}$$

### 11. Tinggi reaktor

$$\begin{aligned}\text{Tinggi head atas} &= 0,25 \text{ D shell} \\ &= 0,25 \cdot 490,6 \text{ cm} \\ &= 122,7 \text{ cm}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi head bawah} &= 0,25 \text{ D shell} \\ &= 0,25 \cdot 490,6 \text{ cm} \\ &= 122,7 \text{ cm}\end{aligned}$$

$$\text{Panjang pipa} = 722,5 \text{ cm}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi total reaktor} &= 967,8 \text{ cm} \\ &= 9,7 \text{ m}\end{aligned}$$

### 12. Mechanical design reactor

a. Tebal shell dan head

a) Tebal shel :

$$\text{Tekanan operasi} = 32,34 \text{ psi}$$

Tekanan desain	= 38,81 psi
Allowable stress	= 18750
Efisiensi sambungan	= 0,85
Faktor korosi	= 0,125 in
Jaro-jari menara	= 96,58 in
t shell	$= \frac{P \cdot Ri}{S \cdot \varepsilon - 0,6 P} + C$ $= \frac{38,808 \cdot 96,576}{18750 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 38,808} + 0,125$ $= 0,36 \text{ in}$

Dipilih tebal shell = 3/8 in

Tebal head :

Tekanan operasi	= 250,64 psi
Tekanan desain	= 300,76 psi
Allowable stress	= 18750 psi
Efisiensi sambungan	= 0,85
Faktor korosi	= 0,125 in
Jari-jari menara	= 96,58 in
t head	$= \frac{0,886 P \cdot D}{2 S \varepsilon - 0,2 P} + C$ $= \frac{0,885 \cdot 300,76 \cdot 193,151}{2 \cdot 18750 \cdot 0,85 - 0,2 \cdot 300,76} + 0,125$

$$= 1,74 \text{ in}$$

Dipilih tebal head  $= 1 \frac{1}{4} \text{ in}$

b. Ukuran pipa pemasukan dan pengeluaran

a) Pipa pemasukan umpan gas masuk reaktor

Kecepatan Umpan  $= 40,1276 \text{ Kg/detik}$

Densitas Umpan  $= 8,3801 \text{ Kg/m}^3$

$$\begin{aligned} Di &= 2 \cdot 2 = 260 \times G^{0,52} \times \rho^{-0,37} \\ &= 260 \times 40,1276^{0,52} \times 8,3801^{-0,37} \\ &= 807,535 \text{ mm} \\ &= 31,7927 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai pipa dengan ukuran 32 in

b) Pipa pengeluaran umpan gas keluar reaktor

Kecepatan Umpan  $= 40,1276 \text{ Kg/detik}$

Densitas Umpan  $= 8,1098 \text{ Kg/m}^3$

$$\begin{aligned} Di &= 2 \cdot 2 = 260 \times G^{0,52} \times \rho^{-0,37} \\ &= 260 \times 40,1276^{0,52} \times 8,1098^{-0,37} \\ &= 817,392 \text{ mm} \\ &= 32,1808 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipakai pipa dengan ukuran 32 in

c) Pipa pemasukan gas pemanas

Kecepatan umpan  $= 13,148 \text{ Kg/detik}$

Densitas umpan  $= 1,0169 \text{ Kg/m}^3$

$$\begin{aligned}
Di &= 2.2 = 260 \times G^{0,52} \times \rho^{-0,37} \\
&= 260 \times 13,148^{0,52} \times 1,0169^{-0,37} \\
&= 996,844 \text{ mm} \\
&= 39,2458 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dipakai pipa dengan ukuran 40 in

d) Pipa pengeluaran gas pemanas

$$\begin{aligned}
\text{Kecepatan umpan} &= 13,4148 \text{ Kg/detik} \\
\text{Densitas umpan} &= 0,7731 \text{ Kg/m}^3 \\
Di &= 2.2 = 260 \times G^{0,52} \times \rho^{-0,37} \\
&= 260 \times 13,4148^{0,52} \times 0,7731^{-0,37} \\
&= 1103,26 \text{ mm} \\
&= 43,4353 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dipakai pipa dengan ukuran 44 in

**Tebal Isolasi :**

$$\begin{aligned}
\text{Diameter shell} &= 16,10 \text{ ft} \\
\text{Tinggi shell} &= 31,75 \text{ ft} \\
\text{Tebal shell} &= 0,03125 \text{ ft} \\
\text{Luas permukaan shell} &= \pi D L \\
&= 3,14 \times 16,10 \times 31,75 \\
&= 1.604,77 \text{ ft}^2 \\
\text{Suhu dalam shell} &= 869 \text{ }^\circ\text{F}
\end{aligned}$$

Suhu permukaan isolasi = 122 °F

Suhu udara lingkungan = 95 °F

Konduktifitas termal dinding shell = 26 Btu ft/(j ft<sup>2</sup>°F)

Digunakan isolasi *fine diatomaceous earth powder*

Konduktifitas termal isolasi = 0,024 Btu ft/(j ft<sup>2</sup>°F)

Koefisien transfer panas konveksi (hc) :

$$hc = 0,19 [T_w - T_u]^{\frac{1}{3}}$$

$$= 0,19 [582 - 555]^{\frac{1}{3}}$$

$$= 0,57 \text{ Btu ft/(j ft}^2\text{°F)}$$

Beban panas reaktor = 2146371,20 BTU/jam

Panas hilang = 10% x beban panas

$$= 2.146.37,12 \text{ BTU/jam}$$

$$t \text{ isolasi} = 4,03 \text{ ft}^2 \text{ °F jam / BTU} \times 0,024 \text{ ft/(jam ft}^2 \text{ °F)}$$

$$= 1,16 \text{ in}$$

Dipakai tebal isolasi 1,5 in

## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Clarissa Yessica Fadilla  
No. Mahasiswa : 19521096
2. Nama Mahasiswa : Aniza Zahra Sabina  
No. Mahasiswa : 19521099

Judul Perancangan : PRARANCANGAN PABRIK PARAXYLENE DAR TOLUENE  
DENGAN KAPASITAS 350.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 10 Oktober 2022

Batas Akhir Bimbingan : 8 April 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	7 Oktober 2022	Konsultasi pemilihan judul	
2.	14 Oktober 2022	Konsultasi mengenai data impor, ekspor, konsumsi dan produksi	
3.	24 Oktober 2022	Konsultasi mengenai data impor, ekspor, konsumsi dan produksi dan pemilihan proses	
4.	11 November 2022	Konsultasi penentuan kapasitas pabrik dan pemilihan proses	

Disetujui Draft Penulisan :

Yogyakarta, 16 November 2022

Pembimbing,






Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.

## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

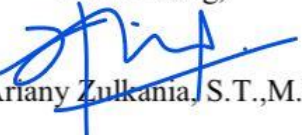
1. Nama Mahasiswa : Clarissa Yessica Fadilla  
No. Mahasiswa : 19521096
2. Nama Mahasiswa : Aniza Zahra Sabina  
No. Mahasiswa : 19521099

Judul Perancangan : PRARANCANGAN PABRIK PARAXYLENE DARI TOLUENE  
DENGAN KAPASITAS 350.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 10 Oktober 2022  
Batas Akhir Bimbingan : 8 April 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
5.	28 November 2022	Konsultasi Pemilihan Proses dan Sumber yang digunakan	
6.	5 Desember 2022	Konsultasi Proses dan Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	
7.	15 Desember 2022	Konsultasi Proses dan Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	

Disetujui Draft Penulisan :  
Yogyakarta, 20 Januari 2023  
Pembimbing,

  
Dr. Ariany Zulkania, S.T.,M.Eng.








## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Clarissa Yessica Fadilla  
No. Mahasiswa : 19521096
2. Nama Mahasiswa : Aniza Zahra Sabina  
No. Mahasiswa : 19521099

Judul Perancangan : PRARANCANGAN PABRIK PARAXYLENE DARI TOLUENE  
DENGAN KAPASITAS 350.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 8 April 2023  
Batas Akhir Bimbingan : 11 Oktober 2023

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	7 september 2023	Konsultasi alat besar	
2.	14 september 2023	Konsultasi alat besar dan alat kecil	
3.	22 september 2023	Konsultasi alat kecil dan utilitas	
4.	28 september 2023	Konsultasi utilitas dan evaluasi ekonomi	
5.	6 Oktober 2023	Konsultasi naskah TA	

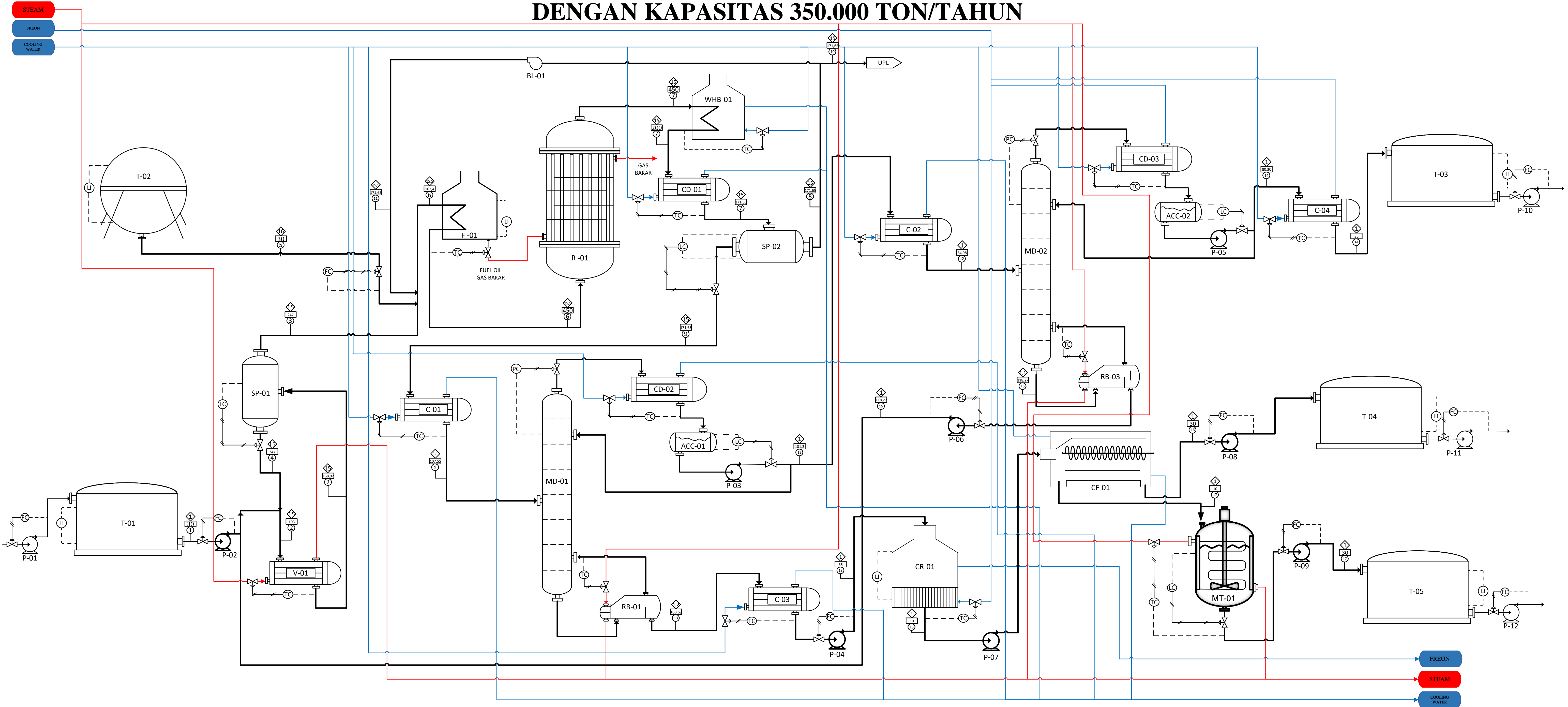
Disetujui Draft Penulisan :  
Yogyakarta, 11/10/2023  
Pembimbing,

  
Dr. Ariany Zulkania, S.T.,M.Eng.

# PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

## PRA RANCANGAN PABRIK PARAXYLENE DARI TOLUENE

### DENGAN KAPASITAS 350.000 TON/TAHUN



KOMPOSISI	Nomor Arus (kg/jam)																
	Arus 1	Arus 2	Arus 3	Arus 4	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 15	Arus 16	Arus 17
C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	320.942,64	42.277,418	33.821,934	8.455,484		542.039,45	222.236,17	1.110,60	221.125,57	888,48	222,12	220.904,45	221,13	696,12	220.208,3285	220,43	0,70
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	3.241,84	362,587	290,070	72,517		5.771,84	141.340,62	1.413,41	139.927,22	1.130,73	282,68	139.927,22		138.527,94	1.399,2721		
p-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>		174,575	139,660	34,915		2.332,00	46.548,28	121,80	46.426,48	97,44	24,36	2.234,56	44.191,92		2.234,5620	441,92	43.750,00
H <sub>2</sub>					4.713,39	23.556,93	23.556,93	23.556,93		18.853,55	4.713,39						
CH <sub>4</sub>					769,53	3.847,66	3.847,66	3.847,66		3.078,13	769,53						
m-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>						205,71	99.692,34	257,14	99.435,20	205,71	51,43		99.435,20			99.121,71	313,49
o-C <sub>8</sub> H <sub>10</sub>						73,62	40.605,21	92,02	40.513,18	73,62	18,40		40.513,19			40.385,46	127,73
<b>Total</b>	<b>324.184,48</b>	<b>42.814,582</b>	<b>34.251,664</b>	<b>8.562,917</b>	<b>5.482,92</b>	<b>577.837,21</b>	<b>577.837,21</b>	<b>30.409,56</b>	<b>547.427,66</b>	<b>24.327,66</b>	<b>6.081,91</b>	<b>363.066,23</b>	<b>184.361,43</b>	<b>139.224,06</b>	<b>223.842,1627</b>	<b>140.169,51</b>	<b>44.191,92</b>

Keterangan Instrumen	
FC	Flow Control
LC	Level Control
LI	Level Indicator
TC	Temperature Control

Keterangan Instrumen Simbol	
◇	Tekanan (atm)
□	Temperature (°C)
○	Nomor Arus
⊗	Control Valve
—	Sinyal Pneumatic
---	Sinyal Elektrik
—	Piping

Keterangan Alat	
ACC	Accumulator
C	Cooler
CD	Condensor
F	Furnace
V	Vaporizer
MD	Menara Distilasi
CD	Condensor
R	Reaktor
RB	Reboiler
T	Tangki
P	Pompa
WHB	Water Heat Boiler
SP	Separator
CR	Crystallizer
CF	Centrifuge
MT	Melter



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

**PRA RANCANGAN PABRIK PARAXYLENE**  
**DARI TOLUENE DENGAN**  
**KAPASITAS 350.000 TON/TAHUN**

**DISUSUN OLEH :**  
**Clarissa Yessica Fadilla (19521096)**  
**Aniza Zahra Sabina (19521099)**

**DOSEN PEMBIMBING :**  
**Dr. Ariany Zulkania, S.T., M.Eng.**