

**PRA RENCANA  
PABRIK PEMBUATAN PARAXYLENE  
KAPASITAS 500.000 TON/TAHUN**



**SKRIPSI**

**Dibuat untuk memenuhi salah satu syarat mengikuti  
Ujian Sarjana pada Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik  
Universitas Sriwijaya**

**OLEH :**

<b>M IQBAL ARIANSYAH</b>	<b>03031381419107</b>
<b>REFIRA KURNIATI</b>	<b>03031381419113</b>

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS SRIWIJAYA  
2018**

## HALAMAN PENGESAHAN

PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN PARAXYLENE  
DENGAN KAPASITAS 500.000 TON/TAHUN

### SKRIPSI


Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat  
memperoleh gelar Sarjana

Oleh:

Muhammad Iqbal Ariansyah      03031381419107  
Refira Kurniati                      03031381419113

Palembang,      Juli 2018

Pembimbing

  
Prof. Dr. Ir. H. M. Said, M.Sc.  
NIP. 196108121987031003

  
Mengetahui  
Ketua Jurusan Teknik Kimia

Dr. Ir. H. Syaiful, DEA  
NIP. 195810031986031003

## HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul "Pra Rencana Pabrik Pembuatan Paraxylene Dengan Kapasitas 500.000 Ton/Tahun" telah dipertahankan Muhammad Iqbal Ariansyah dan Refira Kurniati di hadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 12 Juli 2018.

Palembang, Juli 2018

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

1. Dr. Hj. Leily Nurul Komariah, S.T., M.T.

NIP. 197503261999032002

(  )

2. Ir. Hj. Rosdiana Moeksin, M.T.

NIP. 195608311984032002

(  )

3. Ir. H. Abdullah Saleh, MS, M.Eng.

NIP. 195304261984031001

(  )

4. Prahady Susmanto, S.T., M.T.

NIP. 19820842012121001

(  )

5. Dr. Fitri Hadiah, S.T., M.T.

NIP. 19780822202122001

(  )

Mengetahui,  
Ketua Jurusan Teknik Kimia

  
Dr. Ir. H. Syaiful, DEA  
NIP. 195810031986031003

## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Muhammad Iqbal Ariansyah  
NIM : 03031381419107  
Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan Paraxylene Kapasitas  
500.000 Ton/Tahun  
Fakultas/Jurusan : Teknik/ Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Refira Kurniati** didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapapun.



Palembang, Juli 2018

METERAI  
TEMPEL  
5BAFF1308

6000  
ENAM RIBU RUPIAH

*Muhammad Iqbal Ariansyah*  
Muhammad Iqbal Ariansyah  
NIM. 03031381419107

## HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Refira Kurniati  
NIM : 03031381419113  
Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan Paraxylene Kapasitas  
500.000 Ton/Tahun  
Fakultas/Jurusan : Teknik/Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya dan partner atas nama **Muhammad Iqbal Ariansyah** didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapapun.



Palembang, Juli 2018

**Refira Kurniati**  
NIM. 03031381419114

## UCAPAN TERIMA KASIH

Dalam penyusunan tugas akhir ini tidak terlepas dari dukungan dari berbagai pihak. Penulis secara khusus mengucapkan terima kasih kepada semua pihak yang telah membantu. Penulis banyak menerima bimbingan, saran, dan bantuan, serta dorongan dari berbagai pihak baik yang bersifat moral maupun material. Penulis mengucapkan rasa terima kasih kepada :

1. Allah SWT. Yang memberikan kekuatan bagi hambanya dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Orang tua kami tercinta yang selama ini telah membantu penulis dalam bentuk perhatian, kasih sayang, semangat, serta doa yang tak henti-hentinya demi kelancaran dan kesuksesan penulis dalam menyelesaikan tugas akhir.
3. Bapak Dr. Ir. H. Syaiful, DEA selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.
4. Ibu Dr. Hj. Leily Nurul Komariah, S.T., M.T., selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Universitas Sriwijaya.
5. Bapak Prof. Dr. Ir. H. M. Said, M.Sc. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang selalu memberikan bimbingan, arahan, dorongan, dan semangat kepada penulis sehingga tugas akhir ini dapat terselesaikan.
6. Ibu Ir. Rosdiana Moeksin, M.T., dan Ibu Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T., selaku koordinator Tugas Akhir.
7. Seluruh Dosen dan Staff Akademik Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
8. Teman-teman Satu angkatan Teknik Kimia 2014 Kampus Palembang dan Inderalaya yang selalu memberikan dorongan semangat dan dukungan. Semua yang kita lakukan akan menjadi kenangan yang tak pernah terlupakan. Semoga kita selalu kompak dan sukses.

Semoga tugas akhir ini turut memberi kontribusi yang bermanfaat bagi semua pihak

Palembang, Juli 2018

Penulis

## KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kehadiran Allah SWT sehingga dapat diselesaikan penulisan tugas akhir. Tugas akhir yang berjudul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan Paraxylene Kapasitas 500.000 Ton/Tahun”.

Penulisan Tugas Akhir ini merupakan salah satu syarat yang harus dipenuhi untuk mengikuti ujian sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya. Laporan penelitian ini dapat diselesaikan dengan baik karena banyaknya bantuan, dukungan dan bimbingan yang diberikan dari berbagai pihak, oleh karena itu terima kasih kepada:

1. Bapak, Dr. Ir. H. Syaiful, DEA, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik.
2. Ibu Dr. Leily Nurul Komariah, ST, MT, selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik.
3. Bapak, Prof. Dr. Ir. H. M. Said, M.Sc, selaku Dosen pembimbing Tugas Akhir.
4. Kedua Orang Tua dan Keluarga atas semua dukungan yang begitu besar.
5. Seluruh Staff Dosen Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
6. Seluruh teman-teman seperjuangan Teknik Kimia 2014 yang terlibat dan turut membantu dalam penyelesaian tugas akhir ini.

Demikian, penulis berharap semoga Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

Palembang, Juli 2018

Penulis

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL .....</b>	<b>i</b>
<b>KATA PENGANTAR.....</b>	<b>ii</b>
<b>DAFTAR ISI.....</b>	<b>iii</b>
<b>DAFTAR TABEL .....</b>	<b>v</b>
<b>DAFTAR GAMBAR.....</b>	<b>vi</b>
<b>DAFTAR NOTASI.....</b>	<b>vii</b>
<b>DAFTAR LAMPIRAN .....</b>	<b>xvii</b>
<b>BAB I PENDAHULUAN.....</b>	<b>1</b>
1.1. Latar Belakang .....	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan .....	2
1.3. Macam-macam Proses Pembuatan .....	2
1.4. Sifat-sifat Fisik dan Kimia .....	8
<b>BAB II PERENCANAAN PABRIK.....</b>	<b>12</b>
2.1. Alasan Pendirian Pabrik.....	12
2.2. Pemilihan Kapasitas Produksi .....	13
2.3. Pemilihan Bahan Baku .....	15
2.4. Pemilihan Proses.....	16
2.5. Uraian Proses .....	16
2.6. Flowsheet .....	19
<b>BAB III LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK.....</b>	<b>20</b>
3.1. Lokasi Pabrik .....	20
3.2. Tata Letak Pabrik.....	23
3.3. Perkiraan Luas Tanah Yang Dibutuhkan.....	24
<b>BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA PANAS.....</b>	<b>28</b>



4.1. Neraca Massa.....	28
4.2. Neraca Panas.....	35
<b>BAB V UTILITAS .....</b>	<b>42</b>
5.1. Unit Pengadaan Steam.....	42
5.2. Unit Pengadaan Air.....	42
5.3. Unit Pengadaan Tenaga Listrik.....	46
5.4. Unit Pengadaan Bahan Bakar .....	48
<b>BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN .....</b>	<b>50</b>
<b>BAB VII ORGANISASI PERUSAHAAN .....</b>	<b>83</b>
7.1. Bentuk Perusahaan.....	83
7.2. Struktur Organisasi .....	85
7.3. Tugas dan Wewenang.....	85
7.4. Sistem Kerja.....	89
7.5. Penentuan Jumlah Pekerja .....	90
<b>BAB VIII ANALISA EKONOMI.....</b>	<b>96</b>
8.1. Keuntungan (Profitabilitas).....	97
8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal.....	98
8.3. Total Modal Akhir .....	100
8.4. Laju Pengembalian Modal .....	103
8.5. <i>Break Even Point</i> .....	104
8.6. Kesimpulan Analisa Ekonomi .....	106
<b>BAB IX KESIMPULAN .....</b>	<b>107</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA</b>	

## DAFTAR TABEL

Tabel 2.1. Data Kebutuhan Para-xylene di Indonesia Tahun 2011-2016.....	13
Tabel 2.2. Kapasitas Pabrik Produsen Para-xylene .....	13
Tabel 2.3. Produsen Toluene Dalam Negeri.....	16
Tabel 2.4. Perbandingan Proses Pembuatan Para-xylene .....	16
Tabel 7.1. Pembagian Jam Kerja Pekerja Shift .....	90
Tabel 7.2. Pembagian Tugas dan Jumlah Karyawan .....	93
Tabel 8.1. Angsuran Pengembalian Modal .....	99
Tabel 8.2. Kesimpulan Analisa Ekonomi .....	106

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Disproporsionasi Toluene .....	5
Gambar 2.1. Grafik Proyeksi Kebutuhan Paraxylene .....	15
Gambar 2.2. Flowsheet Pra Rencana Pabrik Pembuatan Paraxylene .....	19
Gambar 3.1. Potensi-Potensi Kota Cilegon .....	20
Gambar 3.2. Layout Pabrik Pembuatan Paraxylene .....	25
Gambar 3.3. Tata Letak Rencana Pabrik Para-xylene .....	26
Gambar 3.4. Letak Lokasi Pendirian Pabrik .....	26
Gambar 3.5. Tata Letak Peralatan .....	27
Gambar 7.1. Struktur Organisasi Perusahaan .....	95
Gambar 8.1. Grafik <i>Break Even Point</i> .....	105

## DAFTAR NOTASI

### 1. Absorber

A	: Cross section area tower, $m^2$
$BM_{AVG}$	: BM rata-rata, kg/kmol
$C_c$	: Tebal korosi maksimum, in
D	: Diameter kolom, m
$D_G, D_L$	: Difusivitas gas dan liquid, $m^2/s$
$E_j$	: Efisiensi pengelasan
$F_L, F_G$	: Koefisien transfer massa gas dan liquid, $kmol/m^2.s$
G	: Kelajuan superfisial molar gas, $kmol/m^2.s$
$G'$	: Kelajuan superfisial gas, $kmol/m^2.s$
$H_{tG}$	: Tinggi unit transfer fase gas, m
$H_{tL}$	: Tinggi unit transfer fase liquid, m
$H_{tog}$	: Tinggi unit transfer overall, m
L	: Kelajuan liquid total, $kg/m^2.s$
$L'$	: Kelajuan superfisial massa liquid, $kg/m^2.s$
m	: Rasio distribusi kesetimbangan
P	: Tekanan desain, psi
$Sc_g, Sc_l$	: Bilangan Schmidt gas dan liquid
Z	: Tinggi packing, m
$\Delta P$	: Perbedaan tekanan, $N/m^2$
$\varepsilon$	: Energi tarik menarik molecular
$\varepsilon_{Lo}$	: Fraksi volume liquid, $m^2/m^3$
$\mu_G, \mu_L$	: Viskositas gas dan liquid, kg/ms
$\rho_L, \rho_G$	: Densitas gas dan liquid, $kg/m^3$
$\sigma_L$	: Tegangan permukaan liquid, N/m
$\phi_{lt}$	: Total hold-up liquid

### 2. Accumulator

$C_c$	: Tebal korosi maksimum, in
-------	-----------------------------

$E_j$	: Efisiensi pengelasan
ID, OD	: Diameter dalam, diameter luar, m
L	: Panjang accumulator, m
P	: Tekanan desain, psi
S	: Tegangan kerja yang diizinkan, psi
T	: Temperatur operasi, °C
t	: Tebal dinding accumulator, cm
V	: Volume total, m <sup>3</sup>
V <sub>S</sub>	: Volume silinder, m <sup>3</sup>
$\rho$	: Densitas, kg/m <sup>3</sup>

### 3. Decanter

$W_c$	: Laju alir light fase, kg/jam
$\rho_c$	: Densitas, kg/m <sup>3</sup>
$W_d$	: Laju alir heavy fase, kg/jam
$\rho_d$	: Densitas, kg/m <sup>3</sup>
$U_d$	: Velocity, m/sec
$L_c$	: Volumetric flowrate continues phase, m <sup>3</sup> /det
$a_i$	: Interphase of area, m <sup>2</sup>
$D_{dec}$	: Diameter decanter, m
H	: Tinggi decanter, m
I	: Dispersi Band, m
$t_r$	: Residence time of droplet, menit
$A_p$	: Pipa area, m <sup>2</sup>
$D_p$	: Pipe Diameter, m
$Z_t$	: Light liquid take off, m
$Z_i$	: Tinggi Interface, m
$Z_n$	: Heavy liquid take off, m
t	: Tebal dinding, m
C	: Faktor korosi yang diizinkan, m
E	: Joint efisiensi, dimensionless

f : Faktor friksi  
P : Tekanan desain, atm

#### 4. Furnace

qn : Neat heat release, Btu/jam  
qr : Radiant duty, Btu/jam  
t<sub>f</sub>, t<sub>t</sub> : Temperatur fluida, temperatur dinding, °F  
A<sub>r</sub>, a : Luas area radiant section, luas tube, ft<sup>2</sup>  
OD : diameter luar tube, in  
L : panjang tube, ft  
N<sub>t</sub> : Jumlah tube  
A<sub>cp</sub> : cold plane surface, ft<sup>2</sup>  
V : Volume furnace, ft<sup>3</sup>  
L<sub>beam</sub> : Mean beam Length, ft  
E<sub>g</sub> : gas emisivitas  
q<sub>s</sub> : Heat loss fuel gas, Btu/jam  
h<sub>cc</sub> : koefisien konveksi, Btu/jam.ft<sup>2</sup> °F  
h<sub>cl</sub> : koefisien gas radiant, Btu/jam.ft<sup>2</sup> °F  
h<sub>cw</sub> : koefisien wall radiant, Btu/jam.ft<sup>2</sup> °F  
A<sub>cw</sub> : wall area per row, ft<sup>2</sup>  
f : factor seksi konveksi  
U<sub>c</sub> : overall transfer coefisient dalam seksi konveksi, Btu/jam.ft<sup>2</sup> °F  
ρ<sub>g</sub> : densitas fuel gas, lb/ft<sup>3</sup>  
G : mass velocity pada minimum cross section, lb/s.ft<sup>2</sup>

#### 5. Kompresor

BHP : Brake Horse Power, power yang dibutuhkan, HP  
k : Konstanta Kompresi  
n : Jumlah stage  
η : Efisiensi compressor

$P_{IN}$	: Tekanan masuk, bar
$P_{OUT}$	: Tekanan keluar, bar
$T_1$	: Temperatur masuk kompresor, °C
$T_2$	: Temperatur keluar kompresor, °C
$P_W$	: Power kompresor, HP
$Q$	: Kapasitas kompresor, lb/menit
$R_c$	: Rasio kompresi
$W$	: Laju alir massa, lb/jam
$\rho$	: Densitas, kg/m <sup>3</sup>

## 6. Condenser, Cooler, Heater, Heat Exchanger, Reboiler, Waste Heat Boiler

$W, w$	: Laju alir massa di shell, tube, kg/jam
$T_1, t_1$	: Temperatur masuk shell, tube, °C
$T_2, t_2$	: Temperatur keluar shell, tube, °C
$Q$	: Beban panas, kW
$U_o$	: Koefisien overall perpindahan panas, W/m <sup>2</sup> .°C
$\Delta T_{lm}$	: Selisih log mean temperatur, °C
$A$	: Luas area perpindahan panas, m <sup>2</sup>
$ID$	: Diameter dalam tube, m
$OD$	: Diameter luar tube, m
$L$	: Panjang tube, m
$p_t$	: Tube pitch, m
$A_o$	: Luas satu buah tube, m <sup>2</sup>
$N_t$	: Jumlah tube, buah
$V, v$	: Laju alir volumetrik shell, tube, m <sup>3</sup> /jam
$u_t, U_s$	: Kelajuan fluida shell, tube, m/s
$Db$	: Diameter bundel, m
$D_s$	: Diameter shell, m
$N_{RE}$	: Bilangan Reynold
$N_{PR}$	: Bilangan Prandtl
$N_{NU}$	: Bilangan Nusselt

$h_i, h_o$	: Koefisien perpindahan panas shell, tube, $W/m^2 \cdot ^\circ C$
$I_b$	: Jarak baffle, m
$D_e$	: Diameter ekivalen, m
$k_f$	: Konduktivitas termal, $W/m \cdot ^\circ C$
$\rho$	: Densitas, $kg/m^3$
$\mu$	: Viskositas, cP
$C_p$	: Panas spesifik, $kJ/kg \cdot ^\circ C$
$h_{id}, h_{od}$	: Koefisien dirt factor shell, tube, $W/m^2 \cdot ^\circ C$
$k_w$	: Konduktivitas bahan, $W/m \cdot ^\circ C$
$\Delta P$	: Pressure drop, psi

## 7. Kolom Destilasi

$A_a$	: Active area, $m^2$
$A_d$	: Downcomer area, $m^2$
$A_{da}$	: Luas aerasi, $m^2$
$A_h$	: Hole area, $m^2$
$A_n$	: Net area, $m^2$
$A_t$	: Tower area, $m^2$
$C_c$	: Tebal korosi maksimum, in
$D$	: Diameter kolom, m
$d_h$	: Diameter hole, mm
$E$	: Total entrainment, $kg/s$
$E_j$	: Efisiensi pengelasan
$F_{iv}$	: Parameter aliran
$H$	: Tinggi kolom, m
$h_a$	: Aerated liquid drop, m
$h_f$	: Froth height, M
$h_q$	: Weep point, cm
$h_w$	: Weir height, m
$L_w$	: Weir height, m
$N_m$	: Jumlah tray minimum, stage



$Q_p$	: Faktor aerasi
$R$	: Rasio refluks
$R_m$	: Rasio refluks minimum
$U_f$	: Kecepatan massa aerasi, m/s
$V_d$	: Kelajuan downcomer
$\Delta P$	: Pressure drop, psi
$\psi$	: Fractional entrainment

## 8. Pompa

$A$	: Area alir pipa, in <sup>2</sup>
BHP	: Brake Horse Power, HP
$D_{opt}$	: Diameter optimum pipa, in
$f$	: Faktor friksi
$g$	: Percepatan gravitasi ft/s <sup>2</sup>
$g_c$	: Konstanta percepatan gravitas, ft/s <sup>2</sup>
$H_d, H_s$	: Head discharge, suction, ft
$H_f$	: Total friksi, ft
$H_{fc}$	: Friksi karena kontraksi tiba-tiba, ft
$H_{fe}$	: Friksi karena ekspansi tiba-tiba, ft
$H_{ff}$	: Friksi karena fitting dan valve, ft
$H_{fs}$	: Friksi pada permukaan pipa, ft
ID	: Diameter dalam, in
$K_C, K_E$	: Konstanta kompresi, ekspansi, ft
$L$	: Panjang pipa, m
$L_e$	: Panjang ekivalen pipa, m
MHP	: Motor Horse Power, HP
NPSH	: Net positive suction head, ft.lbf/lb
$N_{RE}$	: Bilangan Reynold
OD	: Diameter luar, in
$P_{uap}$	: Tekanan uap, psi
$Q_f$	: Laju alir volumetrik, ft <sup>3</sup> /s

$V_d$	: Discharge velocity, ft/s
$V_s$	: Suction velocity, ft/s
$\varepsilon$	: Equivalent roughness, ft
$\eta$	: Efisiensi pompa
$\mu$	: Viskositas, kg/ms
$\rho$	: Densitas, kg/m <sup>3</sup>

## 9. Reaktor

$C_c$	: Tebal korosi maksimum, in
$C_{AO}$	: Konsentrasi awal umpan, kmol/m <sup>3</sup>
$D_p$	: Diameter katalis, m
$D_s$	: Diameter shell, m
$D_T$	: Diameter tube, in
$F_{AO}$	: Laju alir umpan, kmol/jam
$H_R$	: Tinggi shell reaktor, m
$H_T$	: Tinggi tube, m
$k$	: Konstanta kecepatan reaksi, m <sup>3</sup> /kmol.s
$N_t$	: Jumlah tube, buah
$P$	: Tekanan operasi, bar
$\tau$	: Waktu tinggal, jam
$p_t$	: Tube pitch, in
$S$	: Tegangan kerja yang diizinkan, psi
$t$	: Tebal dinding reaktor, cm
$V_k$	: Volume katalis, m <sup>3</sup>
$V_T$	: Volume reaktor, m <sup>3</sup>
$\rho, \rho_k$	: Densitas fluida, katalis, kg/m <sup>3</sup>
$R$	: Konstanta gas ideal, 8,314 kJ/kmol.K
$\sigma_A$	: Diameter molekul, cm
$M$	: Berat molekul, kg/kmol
$E_A$	: Energi aktivasi, kJ/kmol

$V_E$	: Volume ellipsoidal, $m^3$
$H_S$	: Tinggi silinder, m
$h$	: Tinggi tutup
$H_T$	: Tinggi total tanki, m
$H_L$	: Tinggi liquid, m
$H_i$	: Tinggi impeller, m
$D_i$	: Diameter impeller, m
$W_b$	: Lebar Baffle, m
$g$	: Lebar baffle pengaduk, m
$r$	: Panjang blade pangaduk, m
$rb$	: Posisi baffle dari dinding tanki, m

## 10. Separator

$A$	: Vessel Area Minimum, $m^2$
$C$	: Corrosion maksimum, in
$D$	: Diameter vessel minimum, m
$E$	: Joint efisiensi
$H_L$	: Tinggi liquid, m
$H_t$	: Tinggi vessel, m
$P$	: Tekanan desain, psi
$Q_v$	: Laju alir volumetric massa, $m^3/jam$
$Q_L$	: Liquid volumetric flowrate, $m^3/jam$
$S$	: Working stress allowable, psi
$t$	: tebal dinding tangki, m
$U_v$	: Kecepatan uap maksimum, m/s
$V_t$	: Volume Vessel, $m^3$
$V_h$	: Volume head, $m^3$
$V_t$	: Volume vessel, $m^3$
$\rho$	: Densitas, $kg/m^3$
$\mu$	: Viskositas, cP
$\rho_g$	: Densitas gas, $kg/m^3$

$\rho_l$  : Densitas liquid,  $\text{kg/m}^3$

### 11. Tangki dan Vessel

Cc : Tebal korosi maksimum, in  
D : Diameter tangki, m  
Ej : Efisiensi pengelasan  
P : Tekanan desain, psi  
S : Tegangan kerja diizinkan, psi  
t : Tebal dinding tangki, cm  
V : Volume tangki,  $\text{m}^3$   
W : Laju alir massa, kg/jam  
 $\rho$  : Densitas

### 11. Stripper

A : Cross sectional area tower,  $\text{m}^2$   
 $C_D$  : Konstanta empiris  
 $C_F$  : Faktor karakteristik packing  
D : Diameter tower, m  
 $D_G$  : Difusifitas gas,  $\text{m}^2/\text{s}$   
 $D_L$  : Difusifitas liquid,  $\text{m}^2/\text{s}$   
 $F_G$  : Koefisien fase gas  
 $F_L$  : koefisien fase liquid  
G : Laju alir massa gas, kg/hr  
L : Laju alir massa liquid, kg/hr  
 $H_{TG}$  : Tinggi unit perpindahan gas, m  
 $H_{TL}$  : Tinggi unit perpindahan liquid, m  
 $H_{TO}$  : Tinggi unit perpindahan total, m  
 $K_L$  : Koefisien perpindahan massa liquid,  $\text{kmol/m}^2\text{s}$   
 $K_G$  : Koefisien perpindahan massa gas,  $\text{kmol/m}^2\text{s}$   
m : Slope rata-rata kurva keseimbangan  
 $N_{TG}$  : Jumlah unit perpindahan massa gas, m

$N_{TL}$	: Jumlah unit perpindahan massa liquid, m
$N_{TO}$	: Jumlah unit perpindahan massa total, m
$S_{CG}$	: Schimdt number pada gas
$S_{CL}$	: Schimdt number pada liquid
$Z$	: Tinggi packing, m
$\alpha_A$	: Permukaan interfacial spesifik, $L^2/L^3$
$\alpha_{AW}$	: Permukaan interfacial gas dan liquid, $L^2/L^3$
$\varepsilon_{lo}$	: Fractional liquid volume, $m^3/m^3$
$\phi_{Lt}$	: Total hold up liquid
$\beta$	: Konstanta empiris untuk hold up packing
$\mu$	: Viskositas, cp
$\rho$	: Densitas, $lb/ft^3$
$\sigma$	: Tegangan permukaan liquid, dyne/cm

## DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran 1 Perhitungan Neraca Massa .....	108
Lampiran 2 Perhitungan Neraca Panas .....	144
Lampiran 3 Perhitungan Spesifikasi Alat .....	194
Lampiran 4 Perhitungan Analisa Ekonomi .....	418

## ABSTRAK

### PRA RENCANA PABRIK PEMBUATAN PARAXYLENE DENGAN KAPASITAS 500.000 TON/TAHUN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi, 12 Juli 2018

M Iqbal Ariansyah dan Refira Kurniati; Dibimbing oleh Prof. Dr. Ir. H. M. Said, M.Sc.

Jurusan Teknik Kimia, Fakultas TekniK, Universitas Sriwijaya

xvii + 107 halaman, 8 tabel, 8 gambar, 4 lampiran

## ABSTRAK

Pabrik Paraxylene direncanakan berdiri pada tahun 2023 dan akan berlokasi di daerah Kawasan Industri Terpadu, Cilegon, Banten. Pabrik ini meliputi area seluas 4 Ha dengan kapasitas 500.000 ton per tahun.

Proses pembuatan Paraxylene menggunakan metode Metilasi Toluene yang mengacu pada US Patent No. 2017/0050899 A1. Bahan baku utama dari pembuatan Paraxylene ini adalah Toluene dan Metanol. Reaksi berlangsung didalam Fixed bed Multi Tubular Reaktor (R-01) dengan menggunakan katalis padat 10%B/ZSM-5 pada temperature 450°C dan tekanan 7 atm. Paraxylene yang dihasilkan memiliki fase liquid dengan kemurnian mencapai 99,8%.

Pabrik ini merupakan perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan sistem organisasi *line and staff*, yang dipimpin oleh seorang Direktur Utama dengan jumlah karyawan 276 orang. Berdasarkan hasil analisa ekonomi, maka Pabrik Pembuatan Paraxylene layak didirikan dengan hasil analisa ekonomi sebagai berikut:

a) Biaya Investasi	= US \$ 36,464,140.17
b) Hasil penjualan per tahun	= US \$ 3,075,000,000.00
c) Biaya produksi per tahun (TPC)	= US \$ 3,050,970,277.99
d) <i>Annual Cash Flow</i> (ACF)	= US \$ 21,668,705.52
e) <i>Pay Out time</i>	= 2.8 tahun
f) <i>Rate of return on investment</i>	= 42.01 %
g) <i>Break Even Point</i>	= 30.28 %
h) <i>Service Life</i>	= 11 tahun

**Kata Kunci** : Paraxylene, Metilasi Toluene, katalis padat 10%B/ZSM-5, Reaktor, Kolom Destilasi.

Kepustakaan : 22 (1965-2017)

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1. Latar Belakang

Pembangunan dalam rangka meningkatkan kesejahteraan rakyat Indonesia terus diupayakan oleh Pemerintah dalam berbagai sektor. Salah satu sektor yang menjadi perhatian dalam pembangunan adalah industri bahan kimia. Industri bahan kimia terus mengalami perkembangan yang cukup signifikan, terlihat dengan meningkatnya bahan-bahan kimia, baik yang diekspor maupun diimpor. Indonesia merupakan negara yang sedang berkembang dan memiliki potensi yang besar dalam sektor minyak dan gas bumi. Sumber daya alam yang tersedia ini merupakan komoditi penting yang dapat digunakan dalam meningkatkan pemasukan bagi devisa negara terutama dari sektor industri kimia.

Dengan adanya pembangunan Industri kimia di Indonesia diharapkan dapat mengurangi ketergantungan impor bahan kimia sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan masyarakat Indonesia. Karena dengan adanya pembangunan ini dapat membuka lapangan kerja baru bagi rakyat Indonesia sehingga dapat meningkatkan taraf hidup masyarakat. Salah satu bahan industri kimia yang saat ini sangat diperlukan dalam industri adalah para-xylene.

Para-xylene (PX) adalah senyawa aromatik merupakan cairan yang tidak berwarna dan mudah terbakar. Paraxylene dipisahkan dari campuran *stream xylene* yang berasal dari *petroleum refining*. Salah satu proses untuk menghasilkan senyawa hidrokarbon aromatik ini adalah dari proses aromatisasi *heavy naptha* dalam unit platformer yang kemudian dipisahkan untuk memproduksi benzene dengan ekstraksi dan paraxylene dengan absorpsi. Paraxylene merupakan bahan baku pembuatan pure terephthalic acid (PTA), terephthalic Acid (TPA), dimethyl terephthalate (DMT), polyesters, dan sebagai solvent, serta sebagai bahan baku pembuatan di-paraxylene dan herbisida.

Jumlah kebutuhan para-xylene di Indonesia dari tahun ke tahun semakin meningkat hingga mencapai 1.720.253 ton/tahun pada tahun 2016 (comtrade.un.org). Sedangkan, hanya terdapat dua produsen paraxylene di



Indonesia yaitu PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama (kapasitas 550.000 ton/tahun dan PT. Pertamina (kapasitas 270.000 ton/tahun), sehingga diperoleh total kapasitas pabrik paraxylene di Indonesia hanya 820.000 ton/tahun (Badan Pusat Statistik, 2016). Kebutuhan ini dicukupi dengan mengimpor para-xylene dari negara lain. Dengan kondisi seperti ini maka sudah sepantasnya Indonesia memiliki beberapa pabrik pembuatan para-xylene baru dalam skala besar. Sehingga dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri serta dalam jangka panjang dapat memenuhi pasar luar negeri dan menjadi salah satu penghasil devisa bagi negara.

## **1.2. Sejarah dan Perkembangan**

Para-xylene merupakan senyawa isomer hidrokarbon aromatic dengan berat molekul 106,167 gr/mol dengan rumus kimia  $C_6H_4(CH_3)_2$ . Para-xylene juga merupakan bahan intermediate yang sangat berperan dalam produksi bahan-bahan plimer yaitu merupakan bahan baku pembuatan pure terephthalic acid (PTA), terephthalic Acid (TPA), dimethyl terephthalate (DMT), polyesters, dan sebagai solvent, serta sebagai bahan baku pembuatan di-paraxylene dan herbisida.

Sebelum pecahnya Perang Dunia II, bahan baku pembuatan senyawa hidrokarbon aromatic, termasuk juga para-xylene ini berasal dari batubara (coal tar) yang diproses dengan likuifaksi. Namun setelah Perang Dunia II berakhir, kebutuhan para-xylene ini semakin meningkat dan bahan baku batubara tidak mencukupi lagi. Maka pada tahun 1949, di Amerika Serikat mulai dikembangkan proses dengan reaksi hidroforming fraksi-fraksi naphtha yang berasal dari proses distilasi bahan baku minyak bumi (crude oil).

Selanjutnya teknologi cara memproduksi para-xylene mengalami evolusi besar-besaran dalam kurun waktu 30 tahun belakangan ini. Beberapa teknologi dan peralatan yang modern telah digunakan dalam industri pembuatan para-xylene. Dengan sendirinya, kemajuan ini memberikan dampak positif berupa keuntungan ekonomi dan proses produksi bagi produsen industri para-xylene karena teknologi yang baru lebih efektif dan efisien.

## **1.3. Macam – Macam Proses Pembuatan**

1. Proses Ekstraksi Aromatik
2. Proses Kristalisasi dan Isomerasi Xylene
3. Proses Adsorpsi dan Isomerasi Xylene
4. Proses Disproporsionasi Toluene
5. Proses Dimerisasi Isobutilen
6. Proses Metilasi Toluene

### 1.3.1. Proses Ekstraksi Aromatik

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

Ekstrak yang mengandung benzene, toluene, xylene, dan ethylbenzene kemudian dipisahkan. Benzene dan toluene diperoleh secara terpisah, sedang ethylbenzene dan xylene diperoleh sebagai campuran dan untuk memisahkannya dilakukan dengan teknik *superfractination*. Untuk proses pemisahan p-xylene dari isomer-isomer xylene lainnya (orthoxylenedan metaxylyene) dilakukan dengan proses adsorpsi. Melalui proses ini, *overall yield* p-xylene yang diperoleh dapat mencapai 90% (The UOP ED Sulfolane patent, 1979). Proses ekstraksi aromatis memiliki kelebihan sebagai berikut:

1. Menggunakan ekstraktor yang merupakan peralatan yang tidak membutuhkan biaya yang cukup besar serta merupakan suatu alat yang sederhana
2. Tidak memiliki reaksi samping
3. Tidak menggunakan katalis
4. Tekanan operasi yang rendah

Serta memiliki kekurangan sebagai berikut:

1. Memerlukan banyak *solvent* generator

2. Memproduksi paraxylene dengan kemurnian yang rendah yaitu sebesar 88%

### 1.3.2. Proses Kristalisasi dan Isomerasi Xylene

Proses ini merupakan suatu proses katalitik yang bahan baku utamanya adalah hidrokarbon  $C_8 - C_{10}$ , termasuk toluene, paraffin, dan olefin. Campuran bahan baku tersebut dimasukkan ke dalam reaktor bersama katalis Aluminasilika dan Antimoni oksida. Proses kristalisasi dan isomerisasi xylene dapat digunakan untuk memisahkan paraxylene dari  $C_8$  aromatis yang mengandung etilbenzen serta xylene. Pada proses ini, *feed* yang mengandung 22–23% paraxylene didinginkan dengan *precooler* pada  $-40^{\circ}\text{C}$ , kemudian dikristalisasi secara seri, di mana masing-masing *crystallizer* mendinginkan *feed* sampai suhu  $-70^{\circ}\text{C}$ . Selanjutnya, *slurry* kristal paraxylene dilewatkan *holding tank*, kemudian secara bertahap dilewatkan ke dalam *centrifuge*.

Kristal dari *centrifuge* yang mengandung 80% paraxylene selanjutnya dilelehkan dan dikristalkan kembali hingga kemurnian mencapai 95%. *Mother liquor* yang masih mengandung paraxylene dikembalikan ke *stage* pertama. Sisa *mother liquor* dari *centrifuge* *stage* pertama kemudian dilewatkan ke reaktor *fixed bed* katalitik silica alumina pada tekanan atmosfer dan menggunakan katalis yang mempunyai selektivitas terhadap paraxylene dan mampu *recovery* aromatis hingga 95% (Isomar-Maruzen Patent, 2009). Proses kristalisasi dan isomerisasi xylene memiliki kelebihan sebagai berikut:

1. Tidak memiliki reaksi samping
2. Tidak menggunakan katalis
3. Tekanan operasi yang rendah
4. Menghasilkan produk paraxylene dengan kemurnian yang tinggi yaitu 95%

Serta memiliki kekurangan sebagai berikut:

1. Hanya untuk kapasitas yang kecil
2. Biaya yang cukup besar karena harus menggunakan dua peralatan dalam satu proses yaitu kristalizer dan *fixed bed reactor*.

### 1.3.3. Proses Adsorpsi dan Isomerasi Xylene

Proses adsorpsi dan isomerisasi atau Proses kombinasi Aromax dan Isolene. C<sub>8</sub> aromatis (ethylbenzenedan mixed xylene) dipompakan menuju adsorber untuk menyerap paraxylene dengan adsorbent AD (*Barium Oxide on Silica AluminaSupport*) yaitu adsorbent penyaring molekul temuan UOP. Padatan adsorbent disusun secara seri untuk mengadsorpsi secara selektif isomer tertentu dari campuran xylene (AROMAX Patent). Umpan berupa C<sub>8</sub> aromatis dan mix xylene sebelum masuk reaktor dipanaskan di *furnace* agar sesuai dengan kondisi reaktor dimana terjadi reaksi isomerisasi. Isomerisasi katalitik menggunakan katalis zeolit jenis 1–9. Reaksi terjadi secara eksotermis *reversible*.

Reaktor beroperasi secara non isothermal, non adiabatik. Reaksi terjadi pada suhu 450°C dan tekanan 24 atm. Produk keluaran reaktor diturunkan tekanannya menjadi atmosferik menggunakan expander. Aliran gas dikirim ke separator, didinginkan dalam kompresor sampai kondisinya antara *dew* dan *bubble point* sehingga aliran masuk separator bisa terpisah antara gas dan cairannya. Hasil atas dikirim ke *off gas*, sedangkan aliran hasil bawah C<sub>8</sub> aromatis dan sedikit toluene dikirim ke menara destilasi untuk dimurnikan dan diambil toluennya. Proses isolene dikembangkan untuk mengisomerisasi keluaran ini untuk memperbanyak hasil C<sub>8</sub> aromatis. Konversi terbentuknya paraxylene yaitu sebesar 90% (UOP Patent, 1985). Proses adsorpsi dan isomerisasi xylene memiliki kelebihan sebagai berikut:

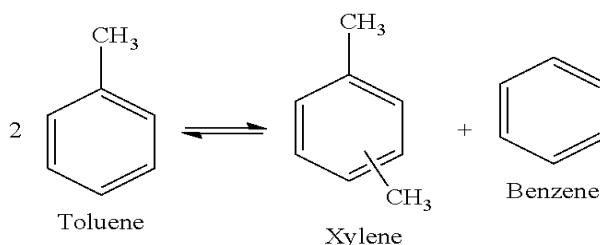
1. Tidak memiliki reaksi samping
2. Menghasilkan produk paraxylene dengan kemurnian yang tinggi yaitu 90%

Serta memiliki kekurangan sebagai berikut:

1. Modal besar dan pemurnian produk tidak efisien
2. Menggunakan tekanan operasi yang tinggi
3. Biaya yang cukup besar

#### 1.3.4. Proses Disproporsiasi Toluene

Proses disproporsionasi toluene merupakan proses transilasi secara katalitik, di mana toluene dikonversi menjadi benzene dan xylene. Dua mol



toluene menjadi satu benzene dan satu xylene, seperti gambar berikut ini:

**Gambar 1.1.** Disproporsionasi Toluene

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

Proses disproporsionasi toluen telah dikembangkan oleh beberapa perusahaan seperti Mobil di Enichem Refinery yang diberi nama MSTDP (*Mobil Selective Toluene Disproportionation Process*), lalu perusahaan Fina Oil and Chemical Co. yang diberi nama Fina's T2BX. Selain itu, terdapat proses yang dikembangkan oleh perusahaan ExxonMobil dan diberi nama PxMax. Sedangkan, proses produksi paraxylene di Indonesia dilakukan oleh Pertamina yang menggunakan disproporsionasi toluene dengan proses UOP. Proses PxMax menghasilkan kemurnian produk paraxylene yang lebih tinggi, total *yield* dari xylene yang lebih baik, dan rasio xylene-benzene yang lebih baik pula, serta kebutuhan hidrogen dapat ditekan sehingga dapat diperoleh keuntungan yang lebih besar. Proses disproporsionasi toluene memiliki kelebihan sebagai berikut:

1. Reaksi disproporsionasi toluene tidak mempunyai reaksi samping
2. Umur katalis yang panjang

Serta memiliki kekurangan sebagai berikut:

1. Menggunakan tekanan operasi yang cukup besar

2. Menghasilkan produk samping benzene yang cukup besar

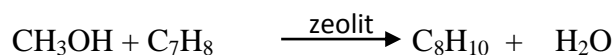
### 1.3.5. Proses Dimerisasi Isobutilen

Proses ini merupakan pengembangan dari proses-proses sebelumnya, dipatenkan tahun 2004. Proses ini menggunakan bahan baku isobutilen yang mengalami dimerisasi menjadi 2,2,4 – trimetilpentana (TMP). Selama proses tersebut, terjadi beberapa tahapan reaksi yaitu inisiasi, propagasi, dan pembentukan gugus xylene. Proses selanjutnya adalah pemurnian produk akhir p-xylene dari isomer-isomernya sehingga diperoleh produk utama dengan kemurnian 95-98% berat. Proses dimerisasi isobutilen memiliki kelebihan sebagai berikut:

1. Menghasilkan produk paraxylene dengan kemurnian yang tinggi yaitu 95-98%
2. Tidak menggunakan katalis

### 1.3.6. Proses Metilasi Toluene

Proses ini dilakukan dengan cara mereaksikan bahan baku yang berupa toluene dan methanol dengan katalis *modified* ZSM-5. Toluene dan methanol direaksikan pada suhu 460°C dan tekanan 7 atm dengan waktu kontak yang sangat singkat, yaitu kurang dari 1 detik sehingga gugus metil methanol akan tersubstitusi ke dalam molekul toluene (reaksi Metilasi). Ke dalam reaktor juga ditambahkan air dan nitrogen untuk mengontrol waktu kontak katalis dan mencegah terbentuknya coke pada katalis. Penambahan nitrogen juga dapat berfungsi sebagai pengencer dan menyerap sebagian panas yang dihasilkan reaksi. Selain itu air juga ditambahkan untuk mencegah terjadinya reaksi dehidrasi methanol serta meningkatkan selektivitas terbentuknya p-Xylene sebagai produk serta menekan terbentuknya reaksi samping (Dursch dkk,2009). Proses metilasi toluene dengan waktu kontak yang singkat ini dipatenkan pada tahun 2008 oleh *Breen et al.* Reaksi toluene metilasi toluene berlangsung sebagai berikut:



Proses metilasi toluene memiliki kelebihan sebagai berikut:

1. Reaksi metilasi toluene memiliki produk dengan kemurnian mencapai 99,8%
2. Menggunakan tekanan operasi yang rendah
3. Biaya yang tidak terlalu besar karena hanya menggunakan satu alat dalam proses

Serta memiliki kekurangan sebagai berikut:

1. Konversi toluene yang rendah
2. Memiliki produk samping lebih dari satu

#### **1.4. Sifat – sifat Fisika dan Kimia\*)**

##### **1.4.1. Bahan Baku**

###### **1. Toluene**

Rumus molekul	: $C_7H_8$
Berat molekul	: 92,13 g/mol
<i>Specific Gravity</i>	: 0,866
Wujud	: Liquid
Warna	: Tak berwarna
Titik didih	: 110,8°C
Titik leleh	: -95°C
Temperatur kritis	: 318,55°C
Tekanan Kritis	: 34,65 atm
Liquid Thermal Conductivity	: 0,141 W/mK (20°C)
Liquid Viscosity	: 0,82 Pascal-sec (20°C)

###### **2. Metanol**

Rumus molekul	: $CH_3OH$
Berat molekul	: 32 kg/kmol
Densitas	: 0,7918 g/cm <sup>3</sup>
Wujud	: Liquid
Warna	: Tak bewarna
Titik didih	: 64,6 °C
Titik leleh	: -97,9 °C
Temperatur kritis	: 239,45 °C

Tekanan kritis : 79,94 atm

### 3. Air

Rumus Molekul : H<sub>2</sub>O  
 Berat Molekul : 18,016 gr/mol  
 Fase : Liquid  
 Titik Didih : 100 °C  
 Temperatur Kritis : 374 °C  
 Tekanan Kritis : 217,6 atm  
*Spesific Gravity* : 0,071  
 Kapasitas Panas : 4.1855 [J/(g·K)] (15 °C, 101.325 kPa)  
 Tekanan Uap : 94,97 mmHg (293,15 °K)  
 Viskositas : 0,83 centipoise (293,15°K)

### 4. Nitrogen

Rumus Molekul : N<sub>2</sub>  
 Berat Molekul : 28,02 gr/mol  
 Fase : Gas  
 Titik Didih : -196°C  
 Temperatur Kritis : -146,8 °C  
 Tekanan Kritis : 33,5 atm  
*Spesific Gravity* : 0,804  
 Kapasitas Panas : 6,97 Kkal/Kmol.K  
 Viskositas : 0.0174 centipoise (20°C)

### 5. Para-Dietil Benzene

Rumus Molekul : C<sub>10</sub>H<sub>14</sub>  
 Berat Molekul : 134.222 gr/mol  
 Fase : Liquid  
 Titik Didih : 183.7°C  
 Titik Leleh : -42.83 °C  
 Tekanan Kritis : 33,5 atm  
*Spesific Gravity* : 0,8620



Kapasitas Panas	: 5.50 Kkal/Kmol.K
Viskositas	: 0.0036 centipoise (20°C)

#### 1.4.2. Produk

##### 1. Para-xylene

Rumus Kimia	: $C_6H_4(CH_3)_2$
Berat Molekul	: 106,167 g/mol
<i>Specific Gravity</i>	: 0,8657
Wujud	: Liquid
Warna	: Tak berwarna
Titik Didih	: 138,36°C
Titik Leleh	: 13,3°C
Temperatur Kritis	: 643,05°C
Tekanan Kritis	: 35,11 bar
Liquid Thermal Conductivity	: 0.1313 (293,15°K) (W/mK)
Liquid Viscosity	: 0.6475 mPa·s (20°C)

##### 2. Meta-xylene

Rumus Kimia	: $C_6H_4(CH_3)_2$
Berat Molekul	: 106,167
Wujud	: Liquid
Warna	: Tak berwarna
Titik Didih	: 139,12°C
Titik Leleh	: -47,85°C
Temperatur Kritis	: 318,64°C
Tekanan Kritis	: 35,41 bar
Densitas	: 0,86 g/mL
Viscositas	: 0,6200 Cp pada 20°C
Solubility	: 0,174 g/L pada 25°C 0,531 g/L pada 100°C

### 3. Orto-xylene

Rumus Kimia	: $C_6H_4(CH_3)_2$
Berat Molekul	: 106,167
Wujud	: Cair
Warna	: tak berwarna
Titik Didih	: 144,43°C
Titik Leleh	: -25,169 °C
Temperatur Kritis	: 357,15°C
Tekanan Kritis	: 37,32 bar
Density	: 0,88 g/mL
Viscosity	: 0,8102 Cp pada 20°C
Solubility	: 0,220 g/L pada 25°C 0,531 g/L pada 100°C

#### 1.4.3. Katalis

##### 1. Katalis zeolite 10%B/ ZSM-5

Fasa	: padat
Bentuk	: pellet
Diameter	: 2 mm
Ukuran pori-pori	: 5 Å
Bulk density	: 0,72 kg/ liter
Carrier	: Alumina Silika dengan rasio $\frac{SiO_2}{Al_2O_3} = 38$

\*) *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 7<sup>th</sup> Ed., Tabel 2-2.

*Chemical Engineering*, Coulson & Richardson, Vol.6, Appendix D.

## **BAB IX**

### **KESIMPULAN**

Dari hasil analisa dan perhitungan Pra Rencana Pabrik Pembuatan Paraxylene dapat disimpulkan :

- 1) Pra Rencana Pabrik Pembuatan Paraxylene Kapasitas 500.000 ton/tahun dibuat untuk memenuhi kebutuhan kebutuhan dalam negeri.
- 2) Berdasarkan ketersediaan bahan baku, lingkungan, sarana transportasi, area pemasaran, dan bahan penunjang maka Pabrik Paraxylene akan didirikan di Kawasan Industri Terpadu, Cilegon, Banten.
- 3) Perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi *line and staff* yang dipimpin oleh direktur utama dengan jumlah karyawan sebanyak 276 orang.
- 4) Berdasarkan hasil analisa ekonomi, maka pabrik Paraxylene dinyatakan layak untuk didirikan, dengan rincian :
  - a. *Total Capital Investment* = US \$ 42,898,988.43
  - b. Hasil penjualan per tahun = US \$ 3,075,000,000.00
  - c. Biaya produksi per tahun = US \$ 3,050,970,277.99
  - d. *Pay Out Time* = 2.8 tahun
  - e. *Rate of Return on Investment* = 42.01%
  - f. *Break Event Point (BEP)* = 30.28%
  - g. *Service Life* = 11 tahun

## DAFTAR PUSTAKA

- Austin, George. T, 1984, “ *Shreve’s Chemical Process Industries* “, 5<sup>th</sup> Edition, Mcgraw Hill Book Co, Tokyo.
- Backhaurst, J.R, and Harker, J.H. 1973, “ *Process Plant Design* “, Heinemann Education Book Co, London.
- Biro Pusat Statistik, 2010. “ *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia* “, Jakarta.
- Coulson, J.M. et al, 1984. ” *Chemical Engineering* ”, vol. 6.1<sup>st</sup> Edition, Pergamon Press, New York.
- De Nevers, Noel, 1991, “ *Fluid Mechanics for Chemical Engineering* “, McGraw Hill, inc., New York.
- Deckwer, W.D, 1992. “ *Bubble Column Reactor* “, Jhon Wiley & Sons Co., England.
- Dursch, Thomas, Ramy Khalil, dkk. 2009. *Toluene Methylation to Paraxylene* , Departemen Chemical Engineering School of Engineering and Applied Science, University of Pennsylvania.
- Green, Don W, 1986, “ *Perry’s Chemical Engineers*, 6<sup>th</sup> Edition, Mcgraw Hill, inc, Singapore.
- Himmelblau, David, M, 1974, “ *Basic Principle and Calculation in Chemical Engineering* “, Prentice Hall.inc, New Jersey.
- Ismail, Syaripuddin, 1999, “*Alat Industri Kimia*”, Universitas Sriwijaya, Inderalaya.
- Kern, D.Q, ”*Process Heat Transfer* ”, 1965, International Edition, Mcgraw Hill Book Co, Tokyo.
- Kirk, R.E. and Othmer, P., 1967, “*Encyclopedia of Chemical Technology*”, International Student Edition, Mcgraw Hill Kogakusha Company Ltd, Tokyo.
- Levenspiel, O., 1972, “*Chemical Reaction Engineering*”, 2<sup>nd</sup> Edition, Jhon Wiley and Sons, USA.
- Ludwig, E.E, 1982, “*Aplied Procees Design For Chemical and Petrochemical Plant*”, 2<sup>nd</sup> Edition, Volume 1, Gulf Publishing Co, Texas.

- Mccabe, W.L. et al, 1986, “ Unit Operation of Chemical Engineering”, 4<sup>th</sup> Edition, Mcgraw Hill Book Company, Tokyo.
- Peters, M.S, and Timmerhaus, K.D, 1991, “*Plant Design and Economic for Chemical Engineers*”, 4<sup>th</sup>, Mcgraw Hill International Book Co., New york.
- Reid, R.C, and Sherwood , T.K, 1987, “*The Properties of Gases and Liquid*”, 4<sup>th</sup> Edition, Mcgraw Hill, inc, USA.
- Smith, J.M. and Van Ness, H.C., 1996, “*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*”, 5<sup>th</sup> Edition, The Mcgraw Hill,inc, Singapore.
- Treyball, R. E, 1987, “ *Mass Transfer Operation* “, A Mcgraw Hill Classic Textbook Reissue Edition, The Mcgraw Hill Book Company,inc, USA.
- United State Patent (USP) No. 7.321.072, “*Process for Producing Paraxylene by Methylating Toluene with Methanol at Low Contacting Time*” , January,22, 2008.
- Vilbrandt, Frank C, and Charles E.D, 1959, “ *Chemical Engineering Plant Design* “, Fourth Edition, Mcgraw Hill, Tokyo.
- Wallas, S.M, 1998, “*Chemical Process Equipment Selection and Design*”, Butterwoths Publishers, Boston USA.