

**PRA-RANCANGAN PABRIK *LINEAR***  
***ALKYLBENZENE* DARI BENZENA DAN OLEFIN**  
**KAPASITAS 90.000 TON/TAHUN**

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



**Oleh:**

**Nama : Habib Rifa'i**

**Nama : Putra Nur Gimantara**

**No. Mhs : 19521079**

**No. Mhs : 19521106**

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

**2023**

# LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

## LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PRARANCANGAN PABRIK *LINEAR ALKYL*BENZENE DARI BENZENA DAN OLEFIN DENGAN KAPASITAS 90.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : **Habib Rifa'i**                      Nama : **Putra Nur Gimantara**  
NIM : **19521079**                              NIM : **19521106**

Yogyakarta, 8 Agustus 2023

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung risiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Habib Rifa'i  
(19521079)



Putra Nur Gimantara  
(19521106)

# LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK *LINEAR ALKYL*BENZENE DARI BENZENA  
DAN OLEFIN KAPASITAS 90.000 TON/TAHUN

## PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Habib Rifa'i

Nama : Putra Nur Gimantara

NIM : 19521079

NIM : 19521106

Yogyakarta, 08 Agustus 2023

Pembimbing,



Lilis Kistriyani S. T. M. Eng

# LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PENGUJI

## LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK *LINEAR ALKYL*BENZENE DARI BENZENA DAN  
OLEFIN KAPASITAS 90.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Habib Rifa'i Nama: Putra Nur Gimantara  
NIM : 19521079 NIM : 19521106

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat Untuk  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Program Studi Teknik Kimia Fakultas  
Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia  
Yogyakarta, 29 Agustus 2023

Tim Penguji,

Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng

Ketua Penguji

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

Penguji I

Dr. Diana, S.T., M.Sc

Penguji II

Menguji,

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



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

# PRAKATA

*Bismillahirrahmanirrahim*

*Assalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh*

Puji syukur atas kehadiran Allah *Subhanahu Wa Ta'ala* yang telah memberikan kelimpahan rahmat dan karunia-Nya sehingga tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan baik. Shalawat dan salam tak lupa juga dipanjatkan atas junjungan kita Nabi Muhammad *Shalallahu Alaihi Wasallam*, sahabat serta pengikutnya.

Tugas Akhir Pra-Rancangan Pabrik yang berjudul “**Pra-Rancangan Pabrik Linear Alkylbenzene dari Benzena dan Olefin Kapasitas 90.000 ton/tahun**”, disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama dibangku kuliah serta menyelesaikan permasalahan yang terjadi di lapangan agar dapat menjembatani antara sisi akademis dengan realita lapangan, dan merupakan salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan kali ini penulis ingin menyampaikan terima kasih kepada:

1. Allah *Subhanahu Wa Ta'ala* yang selalu melimpahkan rahmat, karunia serta hidayah-Nya.
2. Kedua orang tua yang tercinta. Penulis sangat bangga kepada keluarga yang telah memberikan doa, motivasi dan dukungan yang tiada hentinya, serta dorongan semangat dan motivasi terlebih anggaran selama mengenyam pendidikan S1 Teknik Kimia di Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Ibu Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan pengarahan, bimbingan, serta dukungannya dalam penyusunan dan penulisan Tugas Akhir ini.
6. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

7. Partner Tugas Akhir yang senantiasa menyediakan waktunya untuk turut membantu dalam penyusunan Tugas Akhir ini.
8. Teman-teman Teknik Kimia 2019 yang selalu memberikan dukungan, semangat, dan doa.
9. *Jawara Basecamp The Boy* yang selalu setia untuk bekerja sama dan bertukar pikiran dalam suka maupun duka.
10. Semua pihak yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu yang telah membantu penyusunan Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari bahwa dalam penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu penulis mengharapkan kritik dan saran atau masukan guna menyempurnakan laporan ini. Akhir kata semoga laporan Tugas Akhir ini dapat memberikan manfaat bagi semua pihak. *Aamiin.*

*Wassalamualaikum Warahmatullahi Wabarakatuh*

## DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL .....	ii
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING.....	iii
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PENGUJI.....	iv
PRAKATA.....	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL.....	ix
DAFTAR GAMBAR .....	xiv
DAFTAR LAMPIRAN.....	xv
DAFTAR NOTASI.....	xvi
ABSTRAK .....	xviii
<i>ABSTRACT</i> .....	xix
BAB I PENDAHULUAN .....	1
1.1 Latar belakang .....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik .....	3
1.3 Pemilihan Proses .....	11
1.4 Tinjauan Kinetika Reaksi .....	14
1.5 Tinjauan Termodinamika .....	15
BAB II PERANCANGAN PRODUK .....	19
2.1 Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung .....	19
2.2 Pengendalian Kualitas .....	20
BAB III PERANCANGAN PROSES.....	24
3.1 Diagram Alir Proses dan Material.....	24
3.2 Uraian Proses.....	25
3.3 Spesifikasi Alat Proses .....	30
3.4 Neraca Massa .....	56
3.5 Neraca Panas .....	58
BAB IV PERANCANGAN PABRIK .....	60
4.1 Lokasi Pabrik.....	60
4.2 Tata Letak Pabrik ( <i>Plant Layout</i> ) .....	62
4.3 Tata Letak Mesin/Alat Proses ( <i>Machines Layout</i> ) .....	66

4.4	Organisasi Perusahaan.....	68
BAB V UTILITAS.....		85
5.1	Unit Preparasi Katalis.....	85
5.2	Unit Penyediaan dan Pengolahan air ( <i>Water Treatment System</i> ).....	86
5.3	Kebutuhan Air .....	93
5.4	Unit Pembangkit <i>Steam</i> ( <i>Steam Generation System</i> ) .....	96
5.5	Unit Pembangkit Listrik .....	96
5.6	Unit Penyediaan Udara Tekan.....	99
5.7	Unit Penyediaan Bahan bakar .....	100
5.8	Unit Pengolahan Limbah.....	100
5.9	Spesifikasi Alat Utilitas.....	101
BAB VI EVALUASI EKONOMI .....		112
5.2	Penaksiran Harga alat.....	114
5.3	Dasar Perhitungan .....	120
5.4	Perhitungan Biaya .....	121
5.5	Analisis Keuntungan .....	125
5.6	Analisis Kelayakan.....	125
5.7	Risiko Pabrik .....	131
BAB VII KESIMPULAN DAN SARAN.....		133
7.1	Kesimpulan.....	133
7.1	Saran.....	135
DAFTAR PUSTAKA .....		136
LAMPIRAN A REAKTOR .....		139
LAMPIRAN B KARTU BIMBINGAN .....		169
LAMPIRAN C PEFD .....		172



## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data impor <i>linear alkylbenzene</i> .....	3
Tabel 1.2 Data ekspor <i>linear alkylbenzene</i> .....	5
Tabel 1.3 Data kapasitas produksi pabrik LAB di dunia .....	7
Tabel 1.4 Data jumlah kebutuhan LAB di Indonesia.....	8
Tabel 1.5 Data jumlah kebutuhan LAB di Indonesia (lanjutan) .....	9
Tabel 1.6 Perbandingan proses pembuatan <i>linear alkylbenzene</i> .....	14
Tabel 1.7 Panas pembentukan pada suhu 298 K.....	15
Tabel 1.8 Panas pembentukan pada suhu 298 K (lanjutan) .....	16
Tabel 1.9 Energi bebas Gibbs pada suhu 298 K .....	16
Tabel 1.10 Energi bebas Gibbs pada suhu 298 K (lanjutan).....	17
Tabel 1.11 Energi bebas Gibbs pada suhu 358 K .....	17
Tabel 2.1 Spesifikasi bahan.....	19
Tabel 2.2 Spesifikasi bahan (lanjutan) .....	20
Tabel 3.1 Spesifikasi tangki .....	30
Tabel 3.2 Spesifikasi tangki (lanjutan) .....	31
Tabel 3.3 Spesifikasi reaktor.....	31
Tabel 3.4 Spesifikasi reaktor (lanjutan) .....	32
Tabel 3.5 Spesifikasi <i>mix drum</i> .....	33
Tabel 3.6 Spesifikasi <i>mix drum</i> (lanjutan) .....	34
Tabel 3.7 Spesifikasi menara distilasi .....	34
Tabel 3.8 Spesifikasi menara distilasi (lanjutan) .....	35
Tabel 3.9 Spesifikasi <i>heater</i> (E-01) .....	36
Tabel 3.10 Spesifikasi <i>heater</i> (E-01) (lanjutan).....	37
Tabel 3.11 Spesifikasi <i>cooler</i> (E-02) .....	38
Tabel 3.12 Spesifikasi <i>cooler</i> (E-02) (lanjutan).....	39
Tabel 3.13 Spesifikasi <i>cooler</i> (E-03) .....	39
Tabel 3.14 Spesifikasi <i>cooler</i> (E-03) (lanjutan).....	40
Tabel 3.15 Spesifikasi <i>cooler</i> (E-03) (lanjutan).....	41

Tabel 3.16 Spesifikasi kondensor (E-04).....	41
Tabel 3.17 Spesifikasi kondensor (E-04) (lanjutan) .....	42
Tabel 3.18 Spesifikasi kondensor (E-04) (lanjutan) .....	43
Tabel 3.19 Spesifikasi <i>reboiler</i> (E-05).....	43
Tabel 3.20 Spesifikasi <i>reboiler</i> (E-05) (lanjutan) .....	44
Tabel 3.21 Spesifikasi <i>heater</i> udara (E-06).....	45
Tabel 3.22 Spesifikasi <i>heater</i> udara (E-06) (lanjutan).....	46
Tabel 3.23 Spesifikasi <i>accumulator</i> .....	46
Tabel 3.24 Spesifikasi <i>accumulator</i> (lanjutan) .....	47
Tabel 3.25 Spesifikasi <i>screw conveyor</i> .....	47
Tabel 3.26 Spesifikasi <i>screw conveyor</i> (lanjutan).....	48
Tabel 3.27 Spesifikasi <i>screw conveyor</i> (lanjutan).....	49
Tabel 3.28 Spesifikasi <i>bucket elevator</i> .....	49
Tabel 3.29 Spesifikasi <i>bucket elevator</i> (lanjutan).....	50
Tabel 3.30 Spesifikasi <i>expansion valve</i> .....	51
Tabel 3.31 Spesifikasi <i>filter</i> udara .....	51
Tabel 3.32 Spesifikasi <i>filter</i> udara (lanjutan).....	52
Tabel 3.33 Spesifikasi <i>blower</i> .....	52
Tabel 3.34 Spesifikasi <i>blower</i> (lanjutan).....	53
Tabel 3.35 Spesifikasi pompa .....	53
Tabel 3.36 Spesifikasi pompa (lanjutan).....	54
Tabel 3.37 Spesifikasi pompa (lanjutan).....	54
Tabel 3.38 Spesifikasi pompa (lanjutan).....	55
Tabel 3.39 Neraca massa total .....	56
Tabel 3.40 Neraca massa reaktor .....	56
Tabel 3.41 Neraca massa <i>mix drum</i> -01 .....	57
Tabel 3.42 Neraca massa menara distilasi .....	57
Tabel 3.43 Neraca panas reaktor .....	58
Tabel 3.44 Neraca panas menara distilasi .....	58

Tabel 3.45 Neraca panas <i>mix drum</i> -01 .....	58
Tabel 3.46 Neraca panas <i>heater</i> (E-01).....	59
Tabel 3.47 Neraca panas <i>cooler</i> (E-02).....	59
Tabel 3.48 Neraca panas <i>cooler</i> (E-03).....	59
Tabel 4.1 Rincian luas area pabrik .....	64
Tabel 4.2 Rincian luas area pabrik (lanjutan) .....	65
Tabel 4.3 Jumlah karyawan <i>non-shift</i> .....	75
Tabel 4.4 Jumlah karyawan <i>non-shift</i> (lanjutan).....	76
Tabel 4.5 Jumlah karyawan <i>shift</i> .....	77
Tabel 4.6 Jumlah karyawan <i>shift</i> (lanjutan) .....	78
Tabel 4.7 Jadwal kerja <i>shift</i> .....	80
Tabel 4.8 Jadwal kerja karyawan <i>shift</i> .....	80
Tabel 4.9 Jadwal kerja karyawan <i>shift</i> (lanjutan).....	81
Tabel 4.10 Jadwal kerja karyawan <i>shift</i> (lanjutan).....	81
Tabel 4.11 Gaji karyawan .....	82
Tabel 4.12 Gaji karyawan (lanjutan).....	83
Tabel 4.13 Gaji karyawan (lanjutan).....	84
Tabel 5.1 Kebutuhan air pembangkit <i>steam</i> .....	94
Tabel 5.2 Kebutuhan air pendingin .....	94
Tabel 5.3 Kebutuhan air pendingin .....	95
Tabel 5.4 kebutuhan air servis .....	96
Tabel 5.5 Kebutuhan listrik alat proses .....	97
Tabel 5.6 Kebutuhan listrik alat utilitas .....	98
Tabel 5.7 Kebutuhan listrik alat penunjang .....	99
Tabel 5.8 Spesifikasi silo .....	101
Tabel 5.9 Spesifikasi silo (lanjutan).....	102
Tabel 5.10 Spesifikasi <i>mix drum</i> .....	102
Tabel 5.11 Spesifikasi <i>mix drum</i> (lanjutan) .....	103
Tabel 5.12 Spesifikasi <i>centrifuge</i> .....	104

Tabel 5.13 Spesifikasi <i>rotary dryer</i> .....	105
Tabel 5.14 Spesifikasi bak pengolahan.....	106
Tabel 5.15 Spesifikasi bak pengolahan (lanjutan) .....	107
Tabel 5.16 Spesifikasi tangki pengolahan.....	107
Tabel 5.17 Spesifikasi tangki pengolahan (lanjutan) .....	108
Tabel 5.18 Spesifikasi <i>boiler</i> .....	108
Tabel 5.19 Spesifikasi <i>cooling tower</i> .....	109
Tabel 5.20 Spesifikasi pompa .....	109
Tabel 5.21 Spesifikasi pompa (lanjutan).....	110
Tabel 5.22 Spesifikasi pompa (lanjutan).....	110
Tabel 5.23 Spesifikasi pompa (lanjutan).....	111
Tabel 6.1 Harga alat proses .....	116
Tabel 6.2 Harga alat proses (lanjutan) .....	117
Tabel 6.3 Harga alat utilitas .....	118
Tabel 6.4 Harga alat utilitas (lanjutan).....	119
Tabel 6.5 Harga alat utilitas (lanjutan).....	120
Tabel 6.6 <i>Direct plant cost</i> .....	121
Tabel 6.7 <i>Direct plant cost</i> (lanjutan) .....	122
Tabel 6.8 <i>Indirect plant cost</i> .....	122
Tabel 6.9 <i>Fixed capital investment</i> .....	122
Tabel 6.10 <i>Working capital investment</i> .....	122
Tabel 6.11 <i>Variable production cost (Va)</i> .....	123
Tabel 6.12 <i>Fixed charges</i> .....	124
Tabel 6.13 <i>Manufacturing costs</i> .....	124
Tabel 6.14 <i>General expense</i> .....	124
Tabel 6.15 <i>Production costs</i> .....	125
Tabel 6.16 <i>Fixed manufacturing cost</i> .....	128
Tabel 6.17 <i>Variabel value cost</i> .....	128
Tabel 6.18 <i>Regulated expenses cost</i> .....	128

Tabel 6.19 <i>Annual sales value</i> .....	128
Tabel 6.20 Analisa risiko pabrik .....	131
Tabel 6.21 Analisa risiko pabrik (lanjutan).....	132

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Impor Tahun 2017-2020 .....	4
Gambar 1.2 Grafik Ekspor Tahun 2017-2020.....	6
Gambar 1.3 Grafik Kebutuhan LAB Tahun 2017-2020 .....	9
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif .....	24
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif .....	25
Gambar 4.1 Denah Lokasi Pabrik .....	60
Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik <i>Linear Alkylbenzene</i> .....	66
Gambar 4.3 <i>Layout</i> Mesin.....	68
Gambar 4.4 Struktur Organisasi Pabrik .....	70
Gambar 5.1 Proses Pengolahan Air Utilitas.....	93
Gambar 6.1 Grafik Hubungan Antara Indeks Harga Dengan Tahun.....	114
Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi .....	131

## **DAFTAR LAMPIRAN**

LAMPIRAN A REAKTOR .....	141
LAMPIRAN B KARTU BIMBINGAN .....	170
LAMPIRAN C PEFD .....	173

## DAFTAR NOTASI

T	: Suhu atau Temperatur, $^{\circ}\text{C}$
D	: Diameter, m
$\mu$	: Viskositas, cP
$\rho$	: Densitas, $\text{kg}/\text{m}^3$
$\rho_c$	: Densitas campuran, $\text{kg}/\text{m}^3$
F <sub>c</sub>	: Laju alir volumetrik, $\text{m}^3/\text{jam}$
r <sub>A</sub>	: Laju transfer massa, $\text{kmol}/\text{min}$
DBL	: Difusivitas gas
BM	: Berat molekul ( $\text{kg}/\text{mol}$ )
BM <sub>C</sub>	: Berat molekul campuran ( $\text{kg}/\text{mol}$ )
K <sub>BL</sub>	: Koefisien transfer massa, $\text{m}/\text{jam}$
M <sub>H</sub>	: Bilangan Hatta
d <sub>bo</sub>	: Diameter gelembung, m
N <sub>O</sub>	: Luas <i>orifice</i> , $\text{cm}^2$
c	: <i>Pitch</i> , cm
D <sub>pc</sub>	: Luas <i>perforated plate</i> , $\text{m}^2$
D <sub>R</sub>	: Diameter reaktor, m
V	: Volume, $\text{m}^3$
H	: Tinggi, m
$\varepsilon_g$	: <i>Hold up gas</i>
A	: Luas permukaan, m
h <sub>D</sub>	: <i>Dry pressure drop</i> , m
h <sub>L</sub>	: <i>Hydraulic head</i> , m
h <sub>g</sub>	: <i>Residual gas pressure drop</i> , m
ts	: Tebal <i>shell</i> , in
r	: Jari-jari dalam reaktor, in
th	: Tebal <i>head</i> , m
LMTD	: <i>Long Mean Temperature Different</i> , K



OD : Diameter luar, m  
ID : Diameter dalam, m  
 $\varepsilon$  : Efisiensi  
OA : Tinggi head, m  
l : Jarak lilitan, m  
Dh : Diameter helix, ft  
Re : Bilangan Reynold  
Pr : Bilangan Prandatl

## ABSTRAK

Pendirian pabrik *linear alkylbenzene* ( $C_{18}H_{30}$ ) berbahan baku benzena ( $C_6H_6$ ) dan olefin ( $C_{12}H_{24}$ ) rencananya akan didirikan di Desa Buntan, Kecamatan Adipala, Kabupaten Cilacap, Jawa Tengah. Pabrik ini berdiri dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, sarana transportasi yang memadai, tenaga kerja, perizinan dan kondisi sosial masyarakat sekitar. Pabrik ini direncanakan dapat memproduksi *linear alkylbenzene* ( $C_{18}H_{30}$ ) sebanyak 90.000 ton/tahun dengan waktu operasi selama 24 jam/hari serta 330 hari/tahun. Banyaknya bahan baku yang digunakan adalah benzena ( $C_6H_6$ ) sebanyak 15.056,91 kg/jam dan olefin ( $C_{12}H_{24}$ ) sebanyak 7.878,99 kg/jam serta menggunakan katalis berupa *tungstophosphoric acid* yang ditopang oleh *silica gel* ( $HPW/SiO_2$ ). Proses yang berjalan pada pabrik ini adalah proses Detal dengan menggunakan reaktor *fixed bed* yang berjalan pada suhu  $85^\circ C$  dan tekanan 9,8 atm. Penyediaan kebutuhan utilitas pabrik ini berupa unit preparasi katalis, unit penyedia dan pengolahan air, unit penyedia *steam*, unit penyedia udara tekan, unit pembangkit listrik, unit penyedia bahan bakar, dan unit pengolahan limbah. Jumlah karyawan sebanyak 130 orang dengan bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi jenis *line* dan *staff*. Berdasarkan analisa kelayakan ekonomi terhadap pabrik ini menunjukkan *Percent Return on Investment* (ROI) sebelum pajak 30,81% dan setelah pajak 24,03%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 2,36 tahun dan setelah pajak 2,81 tahun. *Break Even Point* (BEP) sebesar 53,49% serta *Shut Down Point* (SDP) sebesar 17,31%. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) terhitung sebesar 30,76%. Dari data analisa kelayakan tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik ini memiliki keuntungan dan layak untuk dikaji lebih lanjut.

**Kata kunci:** *linear alkylbenzene*, benzena, olefin, *Detal*, *fixed bed*.

## **ABSTRACT**

*The establishment of a linear alkylbenzene (C<sub>18</sub>H<sub>30</sub>) factory made from benzene (C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>) and olefin (C<sub>12</sub>H<sub>24</sub>) is planned to be established in Desa Buntan, Kecamatan Adipala, Kabupaten Cilacap, Jawa Tengah. This factory is established by considering the availability of raw materials, adequate transportation facilities, labor, licensing, and social conditions of the surrounding community. This plant is planned to produce linear alkylbenzene (C<sub>18</sub>H<sub>30</sub>) as much as 90.000 tons/year with an operating time of 24 hours/day and 330 days/year. The amount of raw materials used is benzene (C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>) 15.056,91 kg/hour and olefin (C<sub>12</sub>H<sub>24</sub>) 7.878,99 over a supported tungstophosphoric acid catalyst (HPW/SiO<sub>2</sub>). The process is carried out by The Detal Process at 85°C and 9,8 atm of pressure. The provision of utility needs of this plant is in the form of a catalyst preparation unit, water supply and treatment unit, steam supply unit, instrument air system, power plant system, fuel supply unit, and waste treatment unit. The number of employees is 130 people the form of a company is a Limited Liability Company (PT) with a line and staff type organizational structure. Based on the economic feasibility analysis of this factory, it shows a percent Return on Investment (ROI) before tax of 30,81% and after tax of 24,03%. Pay Out Time (POT) before tax is 2,36 years and after-tax 2,81 years. Break Even Point (BEP) of 53,49% and Shut Down Point (SDP) of 17,31%. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) is calculated at 30,76%. From the feasibility analysis data, it can be concluded that this factory has advantages and deserves further study.*

**Keywords:** linear alkylbenzene, benzene, olefin, Detal, fixed bed.

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar belakang

Saat ini jumlah penduduk di dunia telah mencapai 8 miliar jiwa. Berkaitan dengan hal tersebut maka kebutuhan primer dan sekunder akan mengalami peningkatan. Hal tersebut mendorong manusia untuk terus berinovasi untuk menciptakan produk yang dapat berguna bagi kehidupan. Berkembangnya ilmu pengetahuan dan teknologi dapat membantu pertumbuhan industri yang semakin pesat. Namun seringkali dengan pesatnya pertumbuhan industri ini berakibat pada kurangnya perhatian terhadap keseimbangan terhadap lingkungan. Salah satunya pada industri deterjen yang memproduksi deterjen dengan bahan *nonbiodegradable* yang dapat mencemari lingkungan.

Salah satu bahan kimia yang memiliki peran penting sebagai bahan dasar pembuatan deterjen adalah *alkyl benzene*. Pada tahun 1940 mulai dikembangkan *alkyl benzene* sebagai bahan kimia pembuatan deterjen dengan ditemukannya *Branch Alkyl Benzene* (BAB). Produksi BAB dilakukan melalui reaksi alkilasi metode *friedel craft* dari benzene dan propilen Tetramer ((C<sub>3</sub>H<sub>6</sub>)<sub>4</sub>). Namun seiring berkembangnya zaman, BAB ini tidak lagi digunakan sebagai bahan pembuatan deterjen karena memiliki beberapa kekurangan.

Senyawa BAB tidak lagi digunakan karena memiliki dampak buruk bagi ekosistem lingkungan. Hal ini dikarenakan struktur cabang yang membentuk

senyawa BAB sangat sulit untuk dapat teruraikan terutama oleh mikroorganisme sehingga bahan ini bersifat *nonbiodegradable*. Maka dari itu para ilmuwan melakukan penelitian agar mendapatkan produk serupa BAB tetapi yang lebih ramah lingkungan, sehingga pada awal tahun 1960 mulai dikembangkan senyawa alkil benzena yang memiliki rantai linear yang disebut dengan *linear alkylbenzene* (LAB). LAB memiliki sifat yang ramah lingkungan karena dapat dengan mudah diuraikan oleh mikroorganisme (*biodegradable*).

*Linear alkylbenzene* (LAB) merupakan senyawa kimia organik yang memiliki rumus molekul ( $C_{12}H_{25}C_6H_5$ ) yang bersifat *bio degradable* sehingga sampai saat ini LAB terus digunakan sebagai bahan pembuatan dalam industri deterjen menggantikan peran dari BAB. Seiring bertambahnya populasi manusia di dunia maka kebutuhan akan penggunaan deterjen juga pasti akan semakin meningkat yang menyebabkan permintaan pada produk ini juga akan mengalami kenaikan terutama pada industri deterjen.

Hingga saat ini di Indonesia *linear alkylbenzene* hanya diproduksi oleh PT. Unggul Indah Cahaya Tbk, dengan kapasitas produksi 180.000 ton per tahun (UIC, 2021). Kebutuhan LAB di Indonesia tentunya akan mengalami peningkatan seiring bertambahnya jumlah penduduk, sehingga dengan berdirinya pabrik *linear alkylbenzene* ini tentunya dapat memenuhi jumlah kebutuhan LAB yang terus meningkat.

## 1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas produksi dalam perancangan pabrik *linear alkylbenzene* dipengaruhi oleh beberapa faktor diantaranya, data impor, data ekspor, data konsumsi dan data produksi dalam negeri

### 1.2.1 Impor

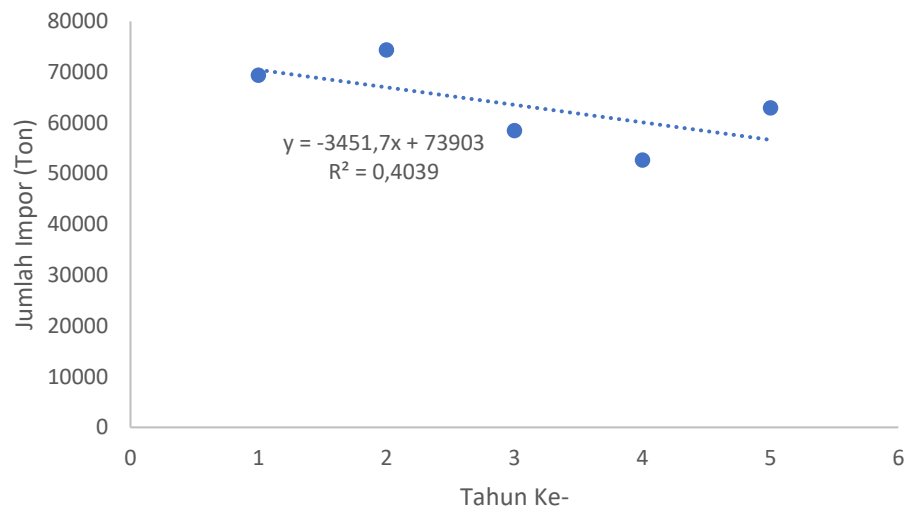
Berdasarkan data impor yang diterbitkan oleh Badan Pusat Statistik, jumlah impor *linear alkylbenzene* pada tahun 2017 sampai 2021 di Indonesia disajikan pada tabel 1.1 berikut:

Tabel 1.1 Data impor *linear alkylbenzene*

<b>Tahun</b>	<b>Ton</b>
2017	69.352
2018	74.346
2019	58.441
2020	52.672
2021	62.930

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2017-2020)

Dari data impor diatas dapat diproyeksikan ke dalam bentuk grafik yang menunjukkan tren penurunan impor *linear alkylbenzene* sesuai dengan gambar 1.1 berikut:



Gambar 1.1 Grafik Impor Tahun 2017-2020

Dengan menggunakan regresi linier, kebutuhan impor pada tahun 2027 dapat ditentukan dengan persamaan sebagai berikut:

$$y = -3451,7x + 73903$$

Dimana:

y = Kebutuhan impor (Ton)

x = tahun ke-

Dengan mensubstitusikan nilai x = 11 ke dalam persamaan tersebut, maka akan didapatkan data impor *linear alkylbenzene* pada tahun 2027 yaitu sebesar 35.934 ton.

### 1.2.2 Ekspor

Berdasarkan data ekspor yang diterbitkan oleh Badan Pusat Statistik, jumlah ekspor *linear alkylbenzene* pada tahun 2017 sampai 2021 di Indonesia disajikan pada tabel 1.2 berikut:

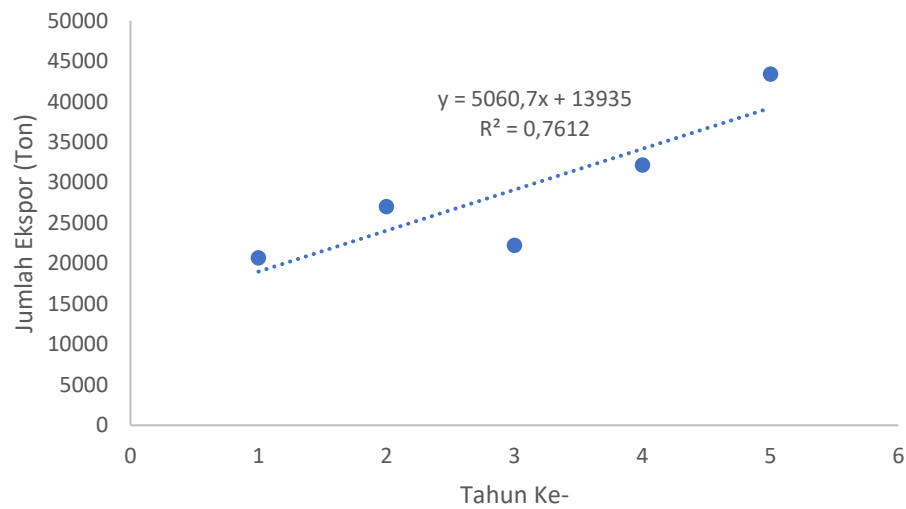
Tabel 1.2 Data ekspor *linear alkylbenzene*

<b>Tahun</b>	<b>Ton</b>
2017	20.699
2018	27.027
2019	22.250
2020	32.190
2021	43.421

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2017-2020)

Dari data ekspor diatas dapat diproyeksikan ke dalam bentuk grafik yang menunjukkan tren peningkatan ekspor *linear alkylbenzene* per tahunnya sesuai dengan gambar 1.2 berikut:





Gambar 1.2 Grafik Ekspor Tahun 2017-2020

Dengan menggunakan regresi linier, jumlah ekspor pada tahun 2027 dapat ditentukan dengan persamaan sebagai berikut:

$$y = 5060,7x + 13935$$

Dimana:

$y$  = jumlah ekspor (Ton)

$x$  = tahun ke-

Dengan mensubstitusikan nilai  $x = 11$  ke dalam persamaan tersebut, maka akan didapatkan data jumlah ekspor *linear alkylbenzene* pada tahun 2027 yaitu sebesar 69.603 ton.

### 1.2.3 Produksi *Linear Alkylbenzene*

Di Indonesia terdapat satu pabrik yang memproduksi *linear alkylbenzene* yaitu adalah PT. Unggul Indah Cahaya dengan kapasitas produksi 180.000 ton/tahun yang terletak di Merak, Indonesia. Di dunia, terdapat beberapa

perusahaan yang memproduksi *linear alkylbenzene* diantaranya disajikan dalam tabel 1.3 berikut:

Tabel 1.3 Data kapasitas produksi pabrik LAB di dunia

<b>Pabrik</b>	<b>Lokasi</b>	<b>Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)</b>
Fushun Petrochemical	China	200.000
Gulf Farabi Petrochemical	Saudi Arabia	70.000
Isu Chemical	Korea Selatan	190.000
Nirma	India	110.000
Sasol	US	125.000
Petresa Canada	Canada	120.000
Nippon Petrochemicals	Jepang	45.000
Chemische Fabrik Wibarco	Jerman	66.000
Bisotun Petrochemical	Iran	55.000
Formosan Union Chemical	Taiwan	90.000

(Shokri *et al.*, 2021)

### 1.2.4 Konsumsi

*Linear alkylbenzene* adalah bahan baku utama untuk memproduksi *linear alkylbenzene sulfonate* yang merupakan bahan dasar pembuatan deterjen. Menurut sumber dari (*rinso.com*), dalam memproduksi deterjen dibutuhkan *linear alkylbenzene sulfonate* sebanyak 22%. Untuk membuat *linear alkylbenzene sulfonate* diperlukan bahan baku berupa *linear alkylbenzene* dengan jumlah sekitar 77% dari produk yang diinginkan. Jika diasumsikan setiap jiwa dari masyarakat Indonesia menggunakan deterjen untuk kebutuhan mencuci sebanyak 20 gram/hari maka dapat disimpulkan bahwa *linear alkylbenzene* yang diperlukan untuk sekali mencuci adalah sebesar 3,5 gram/hari. Jika setiap warga melakukan kegiatan mencuci sebanyak enam kali dalam seminggu, maka jumlah total kebutuhan *linear alkylbenzene* dapat diperkirakan dengan mengalikan jumlah kebutuhan *linear alkylbenzene* per hari seluruh masyarakat Indonesia dengan jumlah total banyaknya hari pencucian selama setahun. Proyeksi pertumbuhan penduduk di Indonesia disajikan melalui data berikut:

Tabel 1.4 Data jumlah kebutuhan LAB di Indonesia

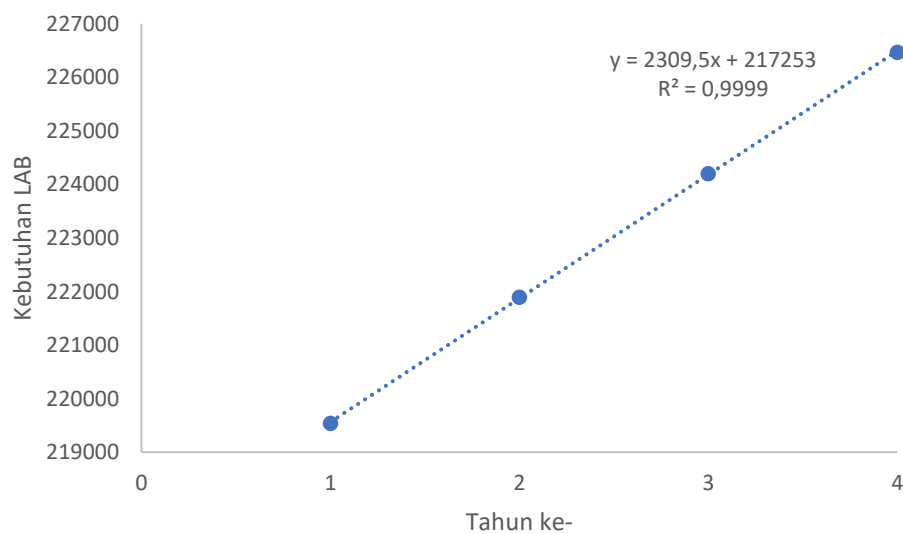
<b>Tahun</b>	<b>Jumlah Penduduk</b>	<b>Jumlah Kebutuhan (ton)</b>
2017	261.355,5	219.538
2018	264.161,6	221.895

Tabel 1.5 Data jumlah kebutuhan LAB di Indonesia (lanjutan)

Tahun	Jumlah Penduduk	Jumlah Kebutuhan (ton)
2019	266.911,9	224.206
2020	269.603,4	226.466

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2017-2020)

Dari data jumlah penduduk diatas dapat diproyeksikan ke dalam grafik yang menunjukkan tren kenaikan jumlah penduduk setiap tahunnya sesuai dengan gambar berikut:



Gambar 1.3 Grafik Kebutuhan LAB Tahun 2017-2020

Dengan menggunakan regresi linier, jumlah penduduk Indonesia pada tahun 2027 dapat ditentukan dengan persamaan sebagai berikut:

$$y = 2309,5x + 217.253$$

Dimana:

$y$  = jumlah kebutuhan LAB (ton)

$x$  = tahun ke-

Dengan mensubstitusikan nilai  $x = 11$  ke dalam persamaan tersebut, maka akan didapatkan data jumlah penduduk pada tahun 2027 yaitu sebesar 288.878.400 jiwa. Dengan mengasumsikan setiap penduduk Indonesia membutuhkan 3,5 gram/hari *linear alkylbenzene* dengan penggunaannya 240 hari dalam satu tahun maka kebutuhan *linear alkylbenzene* di Indonesia pada tahun 2027 adalah sebanyak 242.658 ton

### 1.2.5 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku pembuatan *linear alkylbenzene* adalah benzena dan olefin. Benzena dapat diperoleh dari dalam negeri melalui perusahaan PT. Pertamina RU-IV Cilacap yang memproduksi 140.000 ton/tahun benzena. Untuk olefin di import dari perusahaan Chevron Phillips Chemicals Qatar melalui pelabuhan.

### 1.2.6 Kapasitas perancangan

Kapasitas perancangan pabrik *linear alkylbenzene* ditentukan melalui persamaan yang menghubungkan antara *demand* dan *supply*:

Potensi kapasitas pabrik *linear alkylbenzene* pada tahun 2027

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

$$= (242.658 + 69.603) - (180.000 + 35.934)$$

$$= 96.327 \text{ ton}$$

Dari perhitungan didapatkan potensi kapasitas 96.327 ton. Dengan perhitungan potensi kapasitas produksi dapat direncanakan sebesar 90.000 ton pada tahun

2027 dengan pertimbangan kapasitas produksi perusahaan di dunia berada pada rentang 45.000 sampai 200.000 ton per tahun dan dengan kapasitas 90.000 ton per tahun dapat memenuhi kebutuhan *linear alkylbenzene* di Indonesia.

### 1.3 Pemilihan Proses

Beberapa metode telah digunakan untuk memproduksi *linear alkylbenzene*. Pertama, parafin linier C<sub>10</sub>–C<sub>14</sub> harus dipisahkan dari fraksi minyak tanah atau minyak gas. Teknik pemisahan dan pemulihan adsorptif dilakukan dalam fase uap atau cair telah dikembangkan. Berbagai adsorben dan desorben dapat diterapkan untuk proses ini. Sejak pertengahan 1960-an, penggunaan 5-A zeolit telah mendominasi sebagai adsorben pilihan. Teknologi proses komersial untuk proses ini meliputi proses UOP™ Molex™, UOPTM IsoSiv™ (sebelumnya proses Union Carbide), Exxon Ensorb proses dan proses GDR Parex. Molex™ adalah proses fase cair menggunakan desorben hidrokarbon yang memanfaatkan gerakan simulasi Sorbex™ UOP teknologi moving-bed. IsoSiv™ adalah proses fase uap yang beroperasi dengan desorben hidrokarbon. Exxon Proses Ensorb dan GDR Parex beroperasi dalam fase uap dengan amonia sebagai desorben. Parafin linier diperoleh kembali pada kemurnian >98% dalam setiap proses tersebut. Parafin linier diubah menjadi alkil klorida atau olefin menghasilkan *linear alkylbenzene*. Berbagai teknologi yang dikembangkan antara lain:

- Klorinasi parafin linier untuk membentuk monokloroparafin. Katalis aluminium klorida digunakan untuk mengalkilasi benzena dengan

monokloroparafin. Misalnya, ARCO Technology Inc. telah mengembangkan dan mengkomersialkan metode ini.

- Klorinasi parafin linier diikuti dengan dehidroklorinasi dan alkilasi untuk membentuk olefin dan benzena menggunakan katalis asam flourida (HF). Shell Proses CDC (klorinasi/dehidroklorinasi) adalah sebuah contoh dari proses ini.
- Alkilasi benzena dengan olefin ini dilakukan menggunakan katalis asam fluorida. Perusahaan yang menggunakan metode ini termasuk Albertmarle (sekarang Amoco), Chevron, dan Shell.
- Dehidrogenasi linier parafin menjadi campuran LIO dalam linier paraffin, diikuti dengan alkilasi olefin dan benzena yang juga menggunakan asam flourida sebagai katalisnya, tetapi tanpa pemisahan. Proses UOPs Pacol<sup>TM</sup> dan proses UOPs Detergent Alkylate<sup>TM</sup> adalah contoh utama yang menggunakan metode ini. Huntsman Corp juga mempraktikkan pendekatan ini.

Pada proses dengan bahan baku olefin terdapat tiga variasi proses dengan katalis yang berbeda, yaitu :

#### 1. Katalis HF

Bahan baku olefin dan benzena dimasukkan ke dalam reaktor pertama pada suhu 50°C dan tekanan atmosferis. Reaksi yang terjadi pada fase cair yaitu:  $C_{12}H_{24} + C_6H_6 \rightarrow C_{12}H_{25}C_6H_5$  kekuatan asam dijaga 80 – 90% HF. Produk keluar reaktor pertama dipisahkan dengan *settler*. Fase asam keluar *settler* direcycle ke reaktor pertama sedangkan fase hidrokarbon dimasukkan ke dalam reaktor kedua dengan penambahan HF. Produk keluar reaktor kedua dipisahkan

dengan *settler*. Fase asam keluar *settler* *direct cycle* ke reaktor kedua sedangkan fase hidrokarbon dimasukkan ke dalam stripper untuk menghilangkan HF. Produk hidrokarbon keluar stripper masuk ke menara distilasi untuk memisahkan benzena dan parafin dari LAB (Zoller, 2009). Kelebihan proses ini yaitu katalis sangat efisien dan produk LAB kualitasnya sangat bagus. Namun kekurangannya memerlukan peralatan dengan metalurgi yang spesial agar tahan HF, perlu penanganan dan pengambilan kembali HF yang digunakan. Hal ini menyebabkan biaya peralatan dan operasional menjadi mahal (Spitz, 2004). Limbah HF juga berbahaya bagi lingkungan.

## 2. Proses Detal

Proses ini menggunakan katalis solid acid dengan reaktor *fixed bed*. Bahan baku benzena dan olefin masuk reaktor pada fase cair. Kondisi operasi reaktor yaitu suhu antara 60 – 140°C dengan tekanan 200 – 1000 psig (Kocal, 1999). Produk keluar reaktor masuk ke menara distilasi untuk memisahkan benzena dan parafin dari LAB (Zoller, 2009). Kelebihan proses ini yaitu katalisnya sangat efisien, proses lebih sederhana dibandingkan yang lain, aman dan mudah dioperasikan, tidak perlu bahan dengan metalurgi khusus sehingga modal yang diperlukan lebih sedikit, tidak ada limbah berbahaya, biaya perawatan rendah, kualitas LAB sangat baik.

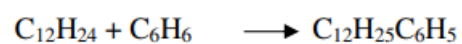


Tabel 1.6 Perbandingan proses pembuatan *linear alkylbenzene*

Komponen	HF Process	Detal Process
Suhu operasi	50°C	85-125 °C
Komponen	HF Process	Detal Process
Tekanan operasi	1 atm	1 atm – 68 atm
Fase	Cair	Cair
Reaktor	CSTR	Fixed bed
Katalis	HF	AlCl <sub>3</sub> dan WO <sub>3</sub>
Konversi	93%	95%-99%

#### 1.4 Tinjauan Kinetika Reaksi

Model kinetika reaksi pada proses pembentukan *linear alkylbenzene* (C<sub>18</sub>H<sub>30</sub>) dengan menggunakan katalis *tungstophosphoric acid* telah diteliti oleh (Zhang, 2003) dengan menggunakan reaktor *fixed bed* dengan menyesuaikan model dengan data eksperimental. Reaksi pembentukan *linear alkylbenzene* (C<sub>18</sub>H<sub>30</sub>) adalah sebagai berikut :



Reaksi dijalankan pada suhu 85°C pada tekanan tekanan 9,8 atm. Kinetika reaksi alkilasi *linear alkylbenzene* dapat ditunjukkan:

$$k = 402,783 \exp\left(-\frac{45.730}{RT}\right) C_B C_{1D}$$

Dalam proses Detal, dodecene bereaksi dengan katalis membentuk karbokation yang kemudian bereaksi dengan benzena menghasilkan produk *linear alkylbenzene* (C<sub>18</sub>H<sub>30</sub>). Setiap langkah dalam proses Detal melibatkan sejumlah kecil molekul dan terjadi dalam satu langkah, keseluruhan proses pembentukan dapat dianggap sebagai reaksi elementer.

## 1.5 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika dilakukan untuk mengetahui suatu reaksi bersifat endotermis atau eksotermis serta untuk mengetahui jenis reaksi (*reversible* atau *irreversible*)

### 1.5.1 Panas reaksi ( $\Delta H_f$ )

Tinjauan secara termodinamika ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi (endotermis/eksotermis) dan reaksi berlangsung secara spontan atau tidak, serta arah reaksi (*reversible/irreversible*). Penentuan sifat reaksi eksotermis atau endotermis dapat ditentukan dengan perhitungan panas pembentukan ( $\Delta H_f$ ) pada suhu 25°C (298 K). Reaksi yang terjadi yaitu :

Tabel 1.7 Panas pembentukan pada suhu 298 K

Komponen	H <sub>f</sub> (kJ/mol)
C <sub>12</sub> H <sub>24</sub>	-165,588

Tabel 1.8 Panas pembentukan pada suhu 298 K (lanjutan)

Komponen	H <sub>f</sub> (kJ/mol)
C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	82,82608
C <sub>12</sub> H <sub>25</sub> C <sub>6</sub> H <sub>5</sub>	-179,077

Sehingga panas pembentukan reaksi dapat dicari sebagai berikut

$$\Delta H_{reaksi} = \Sigma \Delta H_f \text{ produk} - \Sigma \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_{reaksi} = -179,077 - (82,82608 - 165,588)$$

$$\Delta H_{reaksi} = -96,313 \text{ kJ/mol}$$

Panas reaksi bernilai negatif. Hal ini membuktikan bahwa reaksi berjalan pada kondisi eksotermis.

### 1.5.2 Energi Bebas Gibbs

Energi bebas gibbs digunakan untuk mengetahui reaksi berjalan spontan atau tidak. Bila energi gibbs bernilai positif (+) maka reaksi tersebut tidak berlangsung secara spontan. Sedangkan bila bernilai negatif (-) maka reaksi tersebut berjalan secara spontan. Berikut merupakan harga energi bebas masing - masing komponen pada suhu 25°C (298 K)

Tabel 1.9 Energi bebas Gibbs pada suhu 298 K

Komponen	$\Delta G$ (kJ/mol)
C <sub>12</sub> H <sub>24</sub>	136,938

Tabel 1.10 Energi bebas Gibbs pada suhu 298 K (lanjutan)

Komponen	$\Delta G$ (kJ/mol)
$C_6H_6$	129,4076
$C_{12}H_{25}C_6H_5$	210,5984

$$\Delta G_{reaksi} = \Sigma \Delta G_{produk} - \Sigma \Delta G_{reaktan}$$

$$\Delta G_{reaksi} = 210,6984 - (129,4076 + 136,938)$$

$$\Delta G_{reaksi} = -55,7472$$

Berikut merupakan harga energi bebas masing - masing komponen pada suhu 125°C (398 K)

Tabel 1.11 Energi bebas Gibbs pada suhu 358 K

Komponen	$\Delta G$ kJ/mol
$C_{12}H_{24}$	200,6312
$C_6H_6$	139,6207
$C_{12}H_{25}C_6H_5$	292,5963

$$\Delta G_{reaksi} = \Sigma \Delta G_{produk} - \Sigma \Delta G_{reaktan}$$

$$\Delta G_{reaksi} = 292,5963 - (200,6312 + 139,6207)$$

$$\Delta G_{reaksi} = -47,6556$$

### 1.5.3 Konstanta Keseimbangan

$$-\ln K_{298} = \frac{\Delta G^\circ f}{RT}$$

$$\ln K_{298} = \frac{-(-55,7472 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}})}{8,314 \times 10^{-3} \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}} \times 298 \text{ K}}$$

$$\ln K_{298} = 22,50072$$

$$K_{298} = 5,91 \times 10^9$$

Pada suhu 85°C besarnya konstanta keseimbangan dapat dihitung sebagai berikut:

$$\ln \left( \frac{K}{K_{298}} \right) = \frac{\Delta H_{298}}{R} \times \left( \frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}} \right)$$

$$\ln \left( \frac{K}{K_{298}} \right) = \frac{-261,6825}{8,314 \times 10^{-3} \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}}} \times \left( \frac{1}{358} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln \left( \frac{K}{5,9 \times 10^9} \right) = 6,515 \times 10^{-6}$$

$$\frac{K_{358}}{5,9 \times 10^9} = 1$$

$$K_{358} = 5,91 \times 10^9$$

Harga konstanta keseimbangan sangat besar, sehingga dapat disimpulkan bahwa reaksi berjalan searah (*irreversible*)

## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

Terdapat berbagai variabel yang digunakan dan yang perlu diperhatikan dalam merancang suatu pabrik untuk mencapai perancangan yang maksimal. Beberapa variabel tersebut diantara lain adalah spesifikasi bahan baku dan produk, spesifikasi bahan pendukung, serta aspek pengendalian kualitas.

#### 2.1 Spesifikasi Produk, Bahan Baku, dan Bahan Pendukung

Bahan baku yang digunakan dalam perancangan pabrik *linear alkylbenzene* ini adalah olefin dan benzena, sedangkan bahan pendukung berupa katalis *tungstophosphoric acid*. Adapun spesifikasi dari bahan-bahan tersebut dapat dilihat melalui tabel 3.1 di bawah ini.

Tabel 2.1 Spesifikasi bahan

Spesifikasi	Benzena	Olefin	<i>Linear alkylbenzene</i>	<i>Tungstophosphoric acid</i>
Rumus Kimia	C <sub>6</sub> H <sub>6</sub>	C <sub>12</sub> H <sub>24</sub>	C <sub>18</sub> H <sub>30</sub>	H <sub>3</sub> (PW <sub>12</sub> O <sub>40</sub> )
Fase (25°C)	Cair	Cair	Cair	Padatan
Warna	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Tidak berwarna	Putih

Tabel 2.2 Spesifikasi bahan (lanjutan)

<b>Spesifikasi</b>	<b>Benzena</b>	<b>Olefin</b>	<i>Linear alkylbenzene</i>	<i>Tungstophosporic acid</i>
Berat Molekul (g/mol)	78.114	168.324	246.431	2880,05
Titik Lebur (°C)	5.558	-35.2	3	95
Titik Didih (°C)	80.08	213.8	331	107,9
Densitas, 25°C (g/cm <sup>3</sup> )	0.88	0.7547	0.859	3,88
Viskositas, 25°C (Cp)	0.604	1.203	5.146	-
<i>Vapor Pressure</i> 25°C (mmHg)	94.8	0.52	$5.1 \cdot 10^{-5}$	19,21
<i>Flash Point</i> (°C)	-11.1	77.2	140.6	-

## 2.2 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas atau *quality control* merupakan aspek penting yang harus diperhatikan untuk menjaga kualitas pada standar yang telah ditentukan. Pengendalian kualitas terdiri dari pengendalian kualitas bahan baku dan proses produksi serta pengendalian kualitas produk.

### 2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku dilakukan untuk menjaga dan memastikan bahwa bahan baku yang dipakai di dalam proses nantinya berada di dalam kondisi terbaik sesuai pada standar yang telah ditetapkan. Proses pengendalian ini biasanya dilakukan pada tahap awalan proses sebelum bahan baku direaksikan untuk menghasilkan suatu produk. Adapun bahan baku yang akan dikontrol kualitasnya pada proses ini adalah benzena dan olefin.

### 2.2.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian proses produksi pabrik *linear alkylbenzene* ini dilakukan secara otomatis melalui beberapa alat dan sensor sebagai *system control* yang terintegrasi pada *control room*. *Controller* akan bekerja secara otomatis apabila terdapat error atau penyimpangan yang terjadi pada proses yang sedang dijalankan. Apabila terjadi kesalahan yang terjadi pada proses maka akan ada tanda berupa alarm atau nyala lampu, kemudian sensor yang terdapat di alat akan memberikan sinyal kepada controller sehingga nantinya proses yang sedang berjalan dapat dikondisikan oleh *controller* yang bekerja.

Terdapat beberapa alat kontrol yang digunakan di dalam pabrik untuk menjaga kondisi proses agar tetap pada kondisi yang telah ditetapkan. Adapun kondisi yang harus dijaga diantaranya adalah suhu, tekanan, volume, dan rasio.

Alat-alat yang digunakan adalah sebagai berikut :

a. *Level Controller*

Ketinggian cairan harus selalu dijaga agar tidak berlebih atau berkurang oleh karena itu untuk mengatur kondisi ketinggian cairan tetap pada



standar yang ditetapkan maka digunakan *level controller*. Ketinggian cairan diatur dengan mengkondisikan arus aliran yang masuk atau keluar pada suatu alat sehingga dibutuhkan *control valve* yang akan bergerak menutup atau membuka arus aliran.

b. *Flow Controller*

Alat ini digunakan untuk mengendalikan kecepatan aliran yang masuk maupun keluar pada proses yang berlangsung.

c. *Temperature Control*

Suhu pada setiap proses harus dijaga agar didapatkan hasil produksi yang maksimal. Suhu yang telah ditetapkan diatur sebagai *set point* pada setiap proses, sehingga apabila terdapat kenaikan atau penurunan suhu yang tidak diinginkan maka *temperature control* akan memberi sinyal dan melakukan pengendalian dengan mengatur suhu kembali pada *set point*.

d. *Pressure Control*

Tekanan pada setiap proses harus dijaga dengan mengatur set point sesuai pada proses yang bekerja. *Pressure control* bekerja untuk mengendalikan tekanan agar tidak mengalami kenaikan atau penurunan. Jika terdapat penyimpangan pada tekanan maka sensor akan memberikan sinyal ke alat ini untuk dilakukan penyesuaian sesuai pada set point.

### 2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan untuk memastikan produk yang dihasilkan berupa *linear alkylbenzene* memiliki mutu dan kualitas yang baik

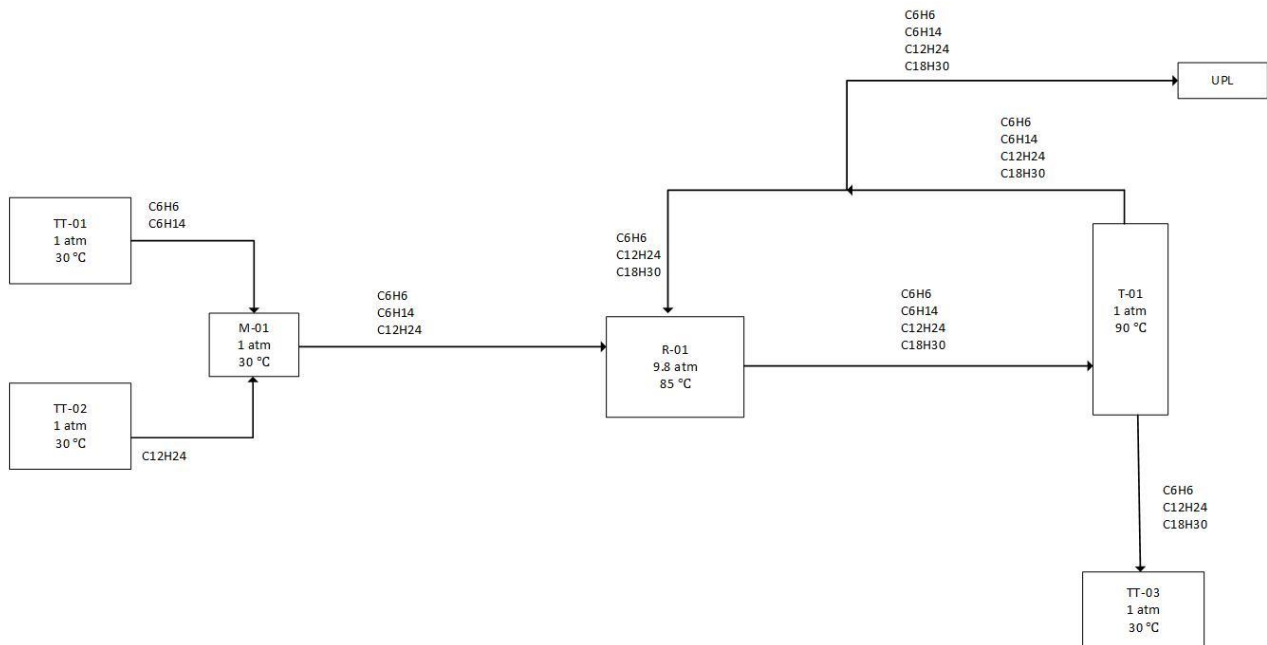
sebelum didistribusikan. Selain itu proses ini juga berfungsi untuk mengidentifikasi apabila terdapat kekurangan atau cacat pada produk yang dihasilkan. Proses ini sekaligus dapat menjadi tahap evaluasi terhadap keseluruhan proses yang telah berjalan.

## BAB III

### PERANCANGAN PROSES

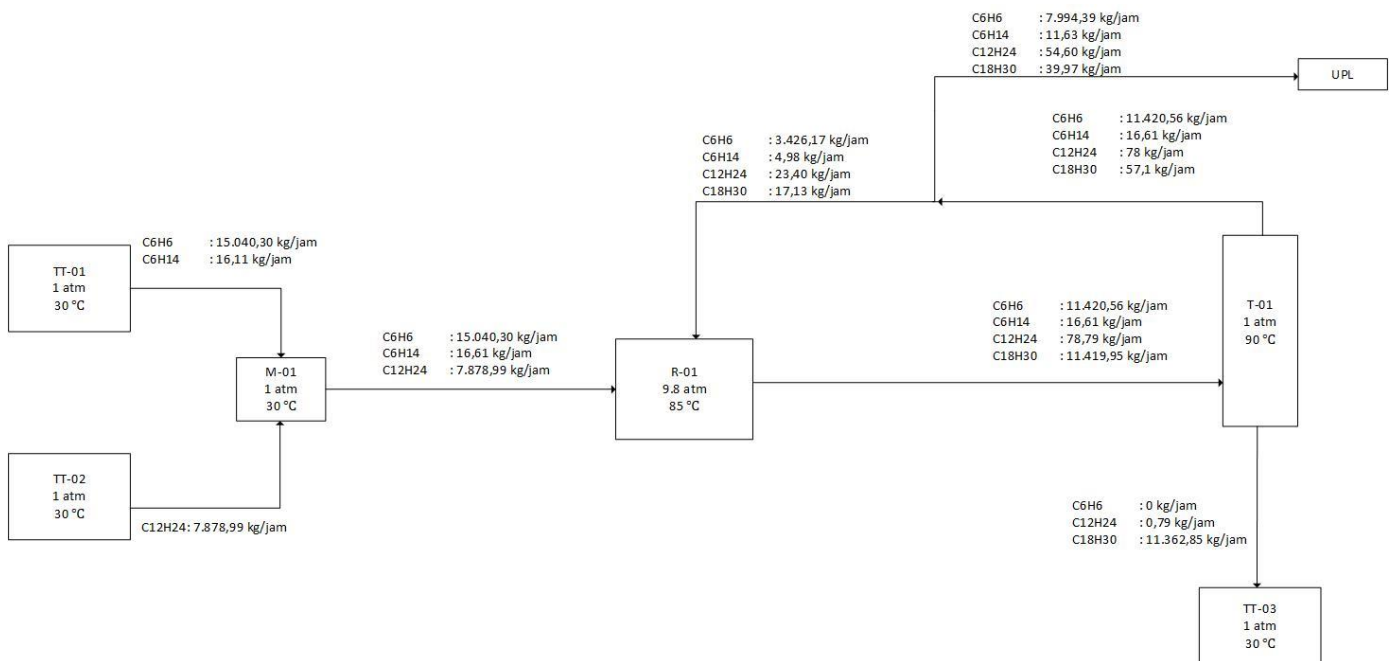
#### 3.1 Diagram Alir Proses dan Material

##### 3.1.1 Diagram Alir Kualitatif



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif

### 3.1.2 Diagram Alir Kuantitatif



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif

## 3.2 Uraian Proses

### 3.2.1 Proses persiapan bahan baku

Pada perancangan pabrik *linear alkylbenzene* ini, proses yang dijalankan adalah proses Detal yaitu mereaksikan bahan baku berupa benzena (C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>) dan olefin (C<sub>12</sub>H<sub>24</sub>) dengan menggunakan katalis *solid acid* berupa *tungstophosphoric acid* yang ditopang dengan *silica gel* (HPW/SiO<sub>2</sub>). Proses ini dijalankan di dalam reaktor *fixed bed* dengan suhu 85 °C dan tekanan 9,8

atm. Secara umum, proses pembuatan *linear alkylbenzene* terdiri dari beberapa tahapan sebagai berikut.

a. Benzena ( $C_6H_6$ )

Bahan baku berupa benzena ( $C_6H_6$ ) diperoleh dari PT Pertamina RU IV Cilacap yang dikirim melalui jalur darat karena lokasi pabrik *linear alkylbenzene* ( $C_{18}H_{30}$ ) yang hanya berjarak sekitar 30 km. Benzena memiliki kemurnian 99,9% disimpan di dalam tangki (TT-01) dengan tutup berjenis *thorispherical*. Bahan disimpan di dalam suhu  $30^\circ C$  dan tekanan 1 atm dengan kapasitas penyimpanan selama 7 hari. Benzena akan dinaikkan suhunya hingga  $85^\circ C$  dan tekanan menjadi 9,8 atm, kemudian diumpankan menggunakan pompa menuju reaktor (R-01).

b. Olefin ( $C_{12}H_{24}$ )

Bahan baku berupa olefin ( $C_{12}H_{24}$ ) diimpor dari Chevron Phillips Chemicals Qatar. Olefin memiliki kemurnian 100% disimpan di dalam tangki (TT-02) dengan tutup berjenis *thorispherical*. Bahan disimpan di dalam suhu  $30^\circ C$  dan tekanan 1 atm dengan kapasitas penyimpanan selama 60 hari. Olefin akan dinaikkan suhunya hingga  $85^\circ C$  dan tekanan menjadi 9,8 atm, kemudian diumpankan menggunakan pompa menuju reaktor (R-01).

c. *Silica Gel* ( $SiO_2$ )

Bahan baku preparasi katalis berupa *silica gel* ( $SiO_2$ ) didapatkan dari PT Silicone Rubbers Solution yang berlokasi di Tangerang. *Silica gel* ( $SiO_2$ ) disimpan di dalam silo (SL-01) dengan suhu  $30^\circ C$  dan tekanan 1 atm. *Silica gel* ( $SiO_2$ ) akan diproses di dalam *rotary dryer* dengan suhu  $170^\circ C$  hingga

menjadi katalis  $\text{HPW}/\text{SiO}_2$  yang dibutuhkan dalam proses pembuatan *linear alkylbenzene* ( $\text{C}_{18}\text{H}_{30}$ ). Kemudian *silica gel* ( $\text{SiO}_2$ ) diumpankan menggunakan *bucket elevator* menuju reaktor (R-01).

d. *Tungstophosphoric Acid* ( $\text{H}_3\text{PW}_{12}\text{O}_{40}$ )

Bahan baku preparasi katalis berupa *tungstophosphoric acid* ( $\text{H}_3\text{PW}_{12}\text{O}_{40}$ ) didapatkan dari Sigma Aldrich Company. *Tungstophosphoric acid* ( $\text{H}_3\text{PW}_{12}\text{O}_{40}$ ) disimpan di dalam silo (SL-02) dengan suhu  $30^\circ\text{C}$  dan tekanan 1 atm. *Tungstophosphoric acid* ( $\text{H}_3\text{PW}_{12}\text{O}_{40}$ ) akan diproses di dalam *rotary dryer* dengan suhu  $170^\circ\text{C}$  hingga menjadi katalis *tungstophosphoric acid* yang ditopang dengan silikon ( $\text{HPW}/\text{SiO}_2$ ) yang dibutuhkan dalam proses pembuatan *linear alkylbenzene* ( $\text{C}_{18}\text{H}_{30}$ ). Kemudian katalis *tungstophosphoric acid* ( $\text{HPW}/\text{SiO}_2$ ) diumpankan menggunakan *bucket elevator* menuju reaktor (R-01).

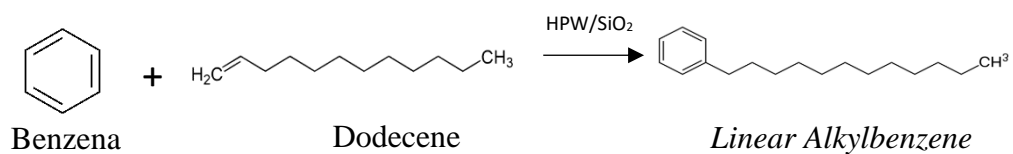
### 3.2.2 Proses Reaksi

a. Proses Pembentukan Produk

Produk *linear alkylbenzene* ( $\text{C}_{18}\text{H}_{30}$ ) terbentuk melalui proses alkilasi dimana benzena ( $\text{C}_6\text{H}_6$ ) direaksikan dengan olefin ( $\text{C}_{12}\text{H}_{24}$ ) menggunakan katalis *tungstophosphoric acid* ( $\text{HPW}/\text{SiO}_2$ ). Bahan baku terlebih dahulu dialirkan menuju *mix-drum* (M-01) untuk dilakukan pencampuran dengan suhu  $30^\circ\text{C}$  dan tekanan 1 atm. Tujuan diprosesnya bahan di dalam *mix-drum* adalah agar larutan menjadi homogen sebelum masuk ke reaktor (R-01). Setelah itu bahan baku yang sudah tercampur dinaikkan suhunya menjadi  $85^\circ\text{C}$  menggunakan *heat exchanger* berjenis *double pipe* (E-01) dan

dinaikkan tekanannya menggunakan pompa centrifugal (J-03) menjadi 9,8 atm kemudian dialirkan ke dalam reaktor (R-01) untuk menghasilkan produk *linear alkylbenzene* (C<sub>18</sub>H<sub>30</sub>).

Pada tahap ini, proses terjadi di dalam reaktor berjenis *fixed bed* (R-01) pada suhu 85°C dan tekanan 9,8 atm. Proses berlangsung secara eksotermis sehingga reaktor harus dilengkapi dengan insulator berbahan asbestos. Reaktor *fixed bed* ini beroperasi dengan konversi 99%. Di dalam reaktor akan terjadi reaksi pembentukan produk *linear alkylbenzene* (C<sub>18</sub>H<sub>30</sub>) dimana pada reaksi ini ikatan rangkap dua di olefin terbuka dan gugus alkil (CH<sub>3</sub>-) ditransfer dari olefin ke cincin benzena untuk membentuk *alkylbenzene* (C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>). Pada kondisi reaksi yang sesuai, gugus alkil ditambahkan ke cincin benzena tanpa bercabang sehingga menghasilkan *linear alkylbenzene* (C<sub>18</sub>H<sub>30</sub>). Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Kemudian campuran keluaran reaktor (R-01) akan diturunkan tekanannya menjadi 1 atm menggunakan *expansion valve* (EV-01) dan dialirkan menuju menara distilasi (T-01) untuk dilakukan pemisahan antara produk dan *impurities* yang terbentuk. Produk beserta *impurities* yang terbentuk kemudian dialirkan ke dalam menara distilasi (T-01) pada suhu 90°C untuk memisahkan produk *linear alkylbenzene* (C<sub>18</sub>H<sub>30</sub>) dengan

produk lain yang tidak ikut bereaksi. Hasil atas dari menara distilasi merupakan bahan-bahan yang tidak ikut bereaksi sedangkan hasil bawah merupakan produk *linear alkylbenzene* ( $C_{18}H_{30}$ ). Hasil atas keluaran menara distilasi akan diturunkan kembali suhunya menjadi  $85^{\circ}C$  menggunakan *heat exchanger* berjenis *double pipe* (E-02) dan dinaikkan tekanannya menjadi 9,8 atm menggunakan pompa centrifugal (J-06) kemudian *direct cycle* menuju reaktor dikarenakan terdapat sebagian produk *linear alkylbenzene* ( $C_{18}H_{30}$ ) yang ikut teruapkan serta bahan baku yang masih bisa diolah kembali untuk membentuk produk. Di dalam campuran atas ini terdapat *impurities* berupa heksana ( $C_6H_{14}$ ) yang akan dipisahkan menuju UPL. Komponen keluaran hasil bawah menara distilasi (T-01) merupakan produk *linear alkylbenzene* ( $C_{18}H_{30}$ ) dengan tingkat kemurnian mencapai 99,5%. *Linear alkylbenzene* ( $C_{18}H_{30}$ ) yang terbentuk selanjutnya akan diturunkan suhunya menjadi  $30^{\circ}C$  menggunakan *heat exchanger* berjenis *shell and tube* (E-03) dan dialirkan menuju tangki penyimpanan produk (TT-03) dengan tekanan 1 atm. Produk yang telah tersimpan di dalam tangki produk (TT-03) adalah produk yang siap untuk dipasarkan.



### 3.3 Spesifikasi Alat Proses

#### 3.3.1 Tangki

Tabel 3.1 Spesifikasi tangki

<b>Parameter</b>	<b>TT-01</b>	<b>TT-02</b>	<b>TT-03</b>
Fungsi	Penyimpanan bahan baku benzene (C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> )	Penyimpanan bahan baku olefin (C <sub>12</sub> H <sub>24</sub> )	Penyimpanan produk <i>linear alkylbenzene</i> (C <sub>18</sub> H <sub>30</sub> )
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Lama Penyimpanan	7 hari	60 hari	7 hari
<b>Kondisi Operasi</b>			
Suhu (°C)	30	30	30
Tekanan (atm)	1	1	1
<b>Spesifikasi</b>			
Diameter (m)	21	36,5	18,28
Tinggi (m)	9	14,6	9,1
Tebal <i>Shell</i> (in)	0,5	1	0,5
Volume (m <sup>3</sup> )	3.493,84	17.289,85	2.696,63
Jumlah Course	5	8	5

Tabel 3.2 Spesifikasi tangki (lanjutan)

<i>Head</i>			
<b>Parameter</b>	<b>TT-01</b>	<b>TT-02</b>	<b>TT-03</b>
Jenis	<i>Thorispherical</i>	<i>Thorispherical</i>	<i>Thorispherical</i>
Tinggi (m)	3,7	6,3	3,2
Tebal (in)	1	1,875	1
Harga (\$)	432.512,82	1.903.056,41	423.862.56

### 3.3.2 Reaktor

Tabel 3.3 Spesifikasi reaktor

<b>Identifikasi</b>	
Nama dan Kode Alat	Reaktor (R-01)
Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi antara benzena dan olefin
Jenis	<i>Fixed Bed Single tube</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-285 Grade C</i>
Harga (\$)	778.523,08
<b>Data Desain</b>	
Tekanan (atm)	9,8
Suhu (°C)	85
Kondisi Proses	Adiabatis
Volume (m <sup>3</sup> )	105,84

Tabel 3.4 Spesifikasi reaktor (lanjutan)

<b>Dimensi Reaktor</b>		
<i>Shell</i>	Diameter (m)	3,5
	Tinggi (m)	9,8
	Tebal (in)	1,125
	Volume (m <sup>3</sup> )	94,57
<i>Head</i>	Jenis	<i>Elliptical Dished</i>
	Diameter (m)	3,5
	Tinggi (m)	0,99
	Tebal (in)	1,75
	Volume (m <sup>3</sup> )	5,6
Ukuran Pipa (in)	4	
Tebal Isolasi (m)	0.027	
Bahan Isolasi	Asbestos	
<b>Spesifikasi Katalis</b>		
Katalis	HPW/SiO <sub>2</sub>	
Bentuk	Padatan	
Berat Total (kg)	57.505,18	

### 3.3.3 Mix Drum

Tabel 3.5 Spesifikasi *mix drum*

<b>Identifikasi</b>	
<b>Parameter</b>	<b>Mix Drum-01 (M-01)</b>
Fungsi	Mencampur bahan baku antara benzene (C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> ) dan olefin (C <sub>12</sub> H <sub>24</sub> )
Jenis Alat	Tangki silinder dengan tutup berjenis <i>thorispherical</i>
Jenis Pengaduk	<i>Propeller</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Harga (\$)	9.515,28
<b>Data Desain</b>	
Tekanan (atm)	1
Suhu (°C)	30
Kapasitas (kg/jam)	22.935,9
Volume (m <sup>3</sup> )	104,8
Diameter (m)	1,67
Tinggi (m)	3,8
Tebal <i>Shell</i> (in)	0,25
Tebal <i>Head</i> (in)	0,3125
Diameter Pengaduk (m)	0,55
Jarak Pengaduk dari Dasar Tangki (m)	0,7

Tabel 3.6 Spesifikasi *mix drum* (lanjutan)

<b>Identifikasi</b>	
<b>Parameter</b>	<b><i>Mix Drum-01 (M-01)</i></b>
Lebar Pengaduk (m)	0,14
Power Pengaduk (Hp)	15
Jumlah Pengaduk	2

### 3.3.4 Menara Distilasi

Tabel 3.7 Spesifikasi menara distilasi

<b>Menara Distilasi</b>	
<b>Kode</b>	<b>T-01</b>
Fungsi	Memisahkan komponen $C_6H_6$ dan $C_{12}H_{24}$ sebagai keluaran atas dengan produk $C_{18}H_{30}$ sebagai produk keluaran <i>bottom</i>
Jenis	<i>Plate tower dengan thorispherical head</i>
Jumlah	1 unit
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Harga (\$)	109.425,74
<b>Data Desain</b>	
Tinggi Menara	19,43

Tabel 3.8 Spesifikasi menara distilasi (lanjutan)

<b>Menara Distilasi</b>	
<b>Data Desain</b>	
Diameter Menara (m)	1,06
Tebal <i>Shell</i> (in)	0,1875
Jenis <i>Head</i>	<i>Thorispherical head</i>
Tebal <i>Head</i>	0,25
Jumlah Plate	16
<i>Feed Plate</i>	6
Tipe <i>Tray</i>	<i>Sieve tray</i>
Tray Spacing (m)	0,9
Tebal <i>Tray</i> (m)	0,005
<i>Weir Height</i> (m)	0,02
Diameter <i>Hole</i> (m)	0,005
Jumlah <i>Hole</i>	3.431
<i>Reflux Ratio</i>	0,12

### 3.3.5 Heater (E-01)

Tabel 3.9 Spesifikasi heater (E-01)

<b>Identifikasi</b>	
Kode	E-01
Fungsi	Menaikkan temperatur umpan <i>mix drum</i> dari 30°C menjadi 85°C menuju reaktor (R-01)
Jenis HE	<i>Heater Double Pipe</i>
Jenis Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah Hairpin	7
Harga (\$)	12.975,38
<b>Kondisi Operasi</b>	
<b>Fluida Dingin</b>	
Tekanan (atm)	1
Suhu Masuk (°C)	30
Suhu Keluar (°C)	85
<b>Fluida Panas</b>	
Media Pemanas	<i>Steam</i>
Suhu Masuk (°C)	374
Suhu Keluar (°C)	374
Massa Pemanas (kg/jam)	900,3

Tabel 3.10 Spesifikasi *heater* (E-01) (lanjutan)

<b>Identifikasi</b>		
<b>Kondisi Operasi</b>		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
IPS (in)	4	3
OD (in)	4,5	3,5
ID (in)	4,0260	3,068
<i>Surface Area</i> (sqft/ft)	1,1780	0,9170
Panjang (ft)	20	20
A (ft <sup>2</sup> )	62,81	
Ud (Btu/jam,ft <sup>2</sup> ,°F)	51,54	
Uc (Btu/jam,ft <sup>2</sup> ,°F)	81,743	
Rd	0,003	
Rd <i>min</i>	0,001	
Jumlah Alat	1	



### 3.3.6 Cooler (E-02)

Tabel 3.11 Spesifikasi cooler (E-02)

<b>Identifikasi</b>	
Kode	E-02
Fungsi	Menurunkan temperatur hasil atas menara distilasi sebagai arus <i>recycle</i> dari 155°C menjadi 85°C menuju reaktor (R-01)
Jenis HE	<i>Cooler Double Pipe</i>
Jenis Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah Hairpin	4
Harga (\$)	5.190,15
<b>Kondisi Operasi</b>	
<b>Fluida Dingin</b>	
Tekanan (atm)	1
Suhu Masuk (°C)	30
Suhu Keluar (°C)	40
<b>Fluida Panas</b>	
Suhu Masuk (°C)	142
Suhu Keluar (°C)	85
Massa Pendingin (kg/jam)	535,53

Tabel 3.12 Spesifikasi *cooler* (E-02) (lanjutan)

<b>Identifikasi</b>		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
IPS (in)	4	3
OD (in)	4,5	3,5
ID (in)	4,0260	3,068
<i>Surface Area</i> (sqft/ft)	1,1780	0,9170
Panjang (ft)	20	20
A (ft <sup>2</sup> )	80	
Ud (Btu/jam,ft <sup>2</sup> ,°F)	96,32	
Uc (Btu/jam,ft <sup>2</sup> ,°F)	222,62	
Rd	0,0072	
Rd <i>min</i>	0,001	
Jumlah Alat	1	

### 3.3.10 Cooler (E-03)

Tabel 3.13 Spesifikasi *cooler* (E-03)

<b>Identifikasi</b>	
Kode	E-03
Fungsi	Menurunkan temperatur hasil bawah menara distilasi sebagai produk dari 155°C menjadi 85°C menuju reaktor (R-01)

Tabel 3.14 Spesifikasi cooler (E-03) (lanjutan)

<b>Identifikasi</b>	
Jenis HE	<i>Cooler Shell and Tube</i>
Jenis Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Harga (\$)	25.950,77
<b>Kondisi Operasi</b>	
Beban Panas (Kj/jam)	8.271.887,15
Luas Transfer Panas (ft <sup>2</sup> )	511,03
<b>Shell</b>	
Aliran Fluida	<i>Cold Fluid</i>
ID (in)	19,25
<i>Baffle spacing</i> (in)	19,25
<i>Passes</i>	1
$\Delta$ Ps (Psi)	0,05
<b>Tube</b>	
Aliran Fluida	<i>Hot Fluid</i>
ID (in)	0,87
Nt	126
L (ft)	16
OD (in)	1
BWG	16
A'' (ft <sup>2</sup> /ft)	0,2618

Tabel 3.15 Spesifikasi *cooler* (E-03) (lanjutan)

<b>Identifikasi</b>	
<i>Tube</i>	
<i>Passes</i>	6
$\Delta$ PT (Psi)	0,28
Ud (Btu/jam,ft <sup>2</sup> ,°F)	123,12
Uc (Btu/jam,ft <sup>2</sup> ,°F)	159,29
Rd	0,00184
Rd <i>min</i>	0,001
Jumlah Alat	1

### 3.3.11 Kondensor (E-04)

Tabel 3.16 Spesifikasi kondensor (E-04)

<b>Identifikasi</b>	
Kode	E-04
Fungsi	Mengubah fasa keluaran atas menara distilasi menjadi cairan
Jenis HE	<i>Condensor Shell and Tube</i>
Jenis Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Harga (\$)	8.650,26

Tabel 3.17 Spesifikasi kondensor (E-04) (lanjutan)

<b>Identifikasi</b>	
<b>Kondisi Operasi</b>	
Beban Panas (Kj/jam)	1.373.782,33
Luas Transfer Panas (ft <sup>2</sup> )	87,97
<i>Shell</i>	
Aliran Fluida	<i>Hot Fluid</i>
ID (in)	8
<i>Baffle spacing</i> (in)	8
<i>Passes</i>	1
$\Delta P_s$ (Psi)	0,27
<i>Tube</i>	
Aliran Fluida	<i>Cold Fluid</i>
ID (in)	0,87
Nt	23
L (ft)	16
OD (in)	1
BWG	16
A'' (ft <sup>2</sup> /ft)	0,2618
<i>Passes</i>	1
$\Delta P_T$ (Psi)	0,0.66
Ud (Btu/jam,ft <sup>2</sup> ,°F)	69,8

Tabel 3.18 Spesifikasi kondensor (E-04) (lanjutan)

<b>Identifikasi</b>	
Uc (Btu/jam,ft <sup>2</sup> ,°F)	98,7
Rd	0,004
Rd min	0,001
Jumlah Alat	1

### 3.3.12 Reboiler (E-05)

Tabel 3.19 Spesifikasi reboiler (E-05)

<b>Identifikasi</b>	
Kode	E-05
Fungsi	Menguapkan sebagian hasil bawah menara distilasi
Jenis HE	<i>Reboiler Shell and Tube</i>
Jenis Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Harga (\$)	77.852,31
<b>Kondisi Operasi</b>	
Beban Panas (Kj/jam)	9.486.594,87
Luas Transfer Panas (ft <sup>2</sup> )	1.864,9
<i>Shell</i>	
Aliran Fluida	<i>Cold Fluid</i>
ID (in)	57,6
<i>Baffle spacing</i> (in)	11,52

Tabel 3.20 Spesifikasi *reboiler* (E-05) (lanjutan)

<b>Identifikasi</b>	
<i>Shell</i>	
<i>Passes</i>	1
$\Delta P_s$ (Psi)	0
<i>Tube</i>	
Aliran Fluida	<i>Hot Steam</i>
ID (in)	1,37
Nt	718
L (ft)	16
OD (in)	1,5
BWG	16
A'' (ft <sup>2</sup> /ft)	0,3925
<i>Passes</i>	1
$\Delta P_T$ (Psi)	0
Ud (Btu/jam,ft <sup>2</sup> ,°F)	24,81
Uc (Btu/jam,ft <sup>2</sup> ,°F)	250
Rd	0,036
Rd <i>min</i>	0,001
Jumlah Alat	1

### 3.3.13 Heater Udara (E-06)

Tabel 3.21 Spesifikasi heater udara (E-06)

<b>Identifikasi</b>	
Kode	E-06
Fungsi	Menaikkan suhu udara kering hingga 177°C sebagai sumber panas <i>rotary dryer</i>
Jenis HE	<i>Cooler Shell and Tube</i>
Jenis Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Jumlah Hairpin	3
Harga (\$)	24.220,72
<b>Kondisi Operasi</b>	
<b>Fluida Dingin</b>	
Tekanan (atm)	1
Suhu Masuk (°C)	30
Suhu Keluar (°C)	177
<b>Fluida Panas</b>	
Suhu Masuk (°C)	374
Suhu Keluar (°C)	374
Massa Steam (kg/jam)	83,3



Tabel 3.22 Spesifikasi *heater* udara (E-06) (lanjutan)

<b>Identifikasi</b>		
	<i>Annulus</i>	<i>Inner Pipe</i>
IPS (in)	4	3
OD (in)	4,5	3,5
ID (in)	4,0260	3,068
<i>Surface Area</i> (sqft/ft)	1,1780	0,9170
Panjang (ft)	20	20
A (ft <sup>2</sup> )	26,67	
Ud (Btu/jam,ft <sup>2</sup> ,°F)	17,12	
Uc (Btu/jam,ft <sup>2</sup> ,°F)	26,81	
Rd	0,021	
Rd <i>min</i>	0,001	
Jumlah Alat	1	

### 3.3.14 Accumulator

Tabel 3.23 Spesifikasi *accumulator*

<b>Identifikasi</b>	
Kode	ACC-01
Fungsi	Menampung distilat dari <i>condensor</i>
Jenis HE	<i>Horizontal Drum</i>

Tabel 3.24 Spesifikasi *accumulator* (lanjutan)

<b>Identifikasi</b>	
Jenis Bahan	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Harga (\$)	144.459,28
<b>Kondisi Operasi</b>	
Tekanan (atm)	1
Suhu (°C)	142
Kapasitas (m <sup>3</sup> )	2,9
<b>Spesifikasi</b>	
Diameter (m)	1,1
Panjang (m)	3,52
Tebal (m)	0,0047
<b>Head</b>	
Jenis	<i>Thoresperical</i>
Tinggi (m)	0,13
Tebal (m)	0,0047

### 3.3.15 Screw Conveyor

Tabel. 3.25 Spesifikasi *screw conveyor*

<b>Parameter</b>	<b>SC-01</b>	<b>SC-02</b>	<b>SC-03</b>	<b>SC-04</b>
Fungsi	Mengangkut bahan baku	Mengangkut bahan baku	Mengangkut <i>wet cake</i> hasil	Mengangkut katalis

Tabel 3.26 Spesifikasi *screw conveyor* (lanjutan)

<b>Parameter</b>	<b>SC-01</b>	<b>SC-02</b>	<b>SC-03</b>	<b>SC-04</b>
	preparasi katalis berupa SiO <sub>2</sub> menuju <i>mix drum-02</i>	preparasi katalis berupa H <sub>3</sub> PW <sub>12</sub> O <sub>40</sub> menuju <i>mix drum-02</i>	keluaran <i>centrifuge</i> (FF-01) menuju <i>rotary dryer</i> (DD-01)	HPW/SiO <sub>2</sub> keluaran <i>rotary dryer</i> (DD-01) menuju reaktor (R-01)
Jenis	<i>Helicode Flight</i>	<i>Helicode Flight</i>	<i>Helicode Flight</i>	<i>Helicode Flight</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3</i>
Kapasitas (kg/m)	41.403,72	16.101,45	66.130,95	2.929,6
Harga (\$)	11.245,33	11.245,33	11.245,33	11.245,33
<b>Kondisi Operasi</b>				
Suhu (°C)	30	30	30	30
Tekanan (atm)	1	1	1	1
<b>Dimensi</b>				
Panjang (ft)	15	15	15	15

Tabel 3.27 Spesifikasi *screw conveyor* (lanjutan)

Parameter	SC-01	SC-02	SC-03	SC-04
<b>Dimensi</b>				
Diameter	12	9	12	12
Flight (in)				
Kecepatan (rpm)	60	40	75	60
Power Motor (Hp)	1,5	0,5	2	2

### 3.3.16 *Bucket Elevator*

Tabel 3.28 Spesifikasi *bucket elevator*

Parameter	BC-01	BC-02	BC-03
Fungsi	Mengangkut bahan baku preparasi katalis berupa SiO <sub>2</sub> dari SC-01 menuju <i>mix drum-02</i>	Mengangkut bahan baku preparasi katalis berupa H <sub>3</sub> PW <sub>12</sub> O <sub>40</sub> dari SC-02 menuju <i>mix drum-02</i>	Mengangkut katalis HPW/SiO <sub>2</sub> dari SC-04 menuju reaktor (R-01)
Jenis	<i>Centrifugal Discharge Bucket</i>	<i>Centrifugal Discharge Bucket</i>	<i>Centrifugal Discharge Bucket</i>

Tabel 3.29 Spesifikasi *bucket elevator* (lanjutan)

<b>Parameter</b>	<b>BC-01</b>	<b>BC-02</b>	<b>BC-03</b>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Stainless Steel</i> <i>SA-167 Grade 3</i>	<i>Stainless Steel</i> <i>SA-167 Grade 3</i>
Kapasitas (kg/jam)	41.403,73	16.101,45	2.929,6
Jumlah <i>Bucket</i>	14	18	14
Harga (\$)	7.006,71	7.006,71	7.006,71
<b>Dimensi</b>			
Panjang (m)	0,1524	0,127	0,1778
Lebar (m)	0,254	0,2032	0,3048
Tinggi (m)	7,62	7,62	7,62
Kecepatan (ft/menit)	156,66	53,29	117,07
<i>Power Motor</i> (Hp)	3	5	3
Jumlah <i>Bucket</i>	14	18	14

### 3.3.17 Expansion Valve (EV-01)

Tabel 3.30 Spesifikasi *expansion valve*

<b>Identifikasi</b>	
Kode Alat	EV-01
Fungsi	Menurunkan tekanan hasil keluaran reaktor dari 9,8 atm menjadi 1 atm sebelum diumpankan ke menara distilasi
Jenis	<i>Globe Valve Open</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas (kg/jam)	22.935,9095
Harga (\$)	100
<b>Data Desain</b>	
ID (in)	2,469
OD (in)	2,88
A't (in <sup>2</sup> )	4,79
Le (m)	21,335

### 3.3.18 Filter Udara

Tabel 3.31 Spesifikasi *filter udara*

<b>Identifikasi</b>	
Nama dan Kode Alat	FU-01
Fungsi	Menyaring debu yang terdapat dalam udara sebelum masuk ke rotary dryer (DD-01)

Tabel 3.32 Spesifikasi *filter* udara (lanjutan)

<b>Identifikasi</b>	
Kapasitas (kg/jam)	15.160,87
Kecepatan Volumetrik (m <sup>3</sup> /jam)	13.070,42
Harga (\$)	1.211,04
<b>Spesifikasi <i>Bag</i></b>	
Diameter (in)	12
Panjang (ft)	30
Jumlah	1
Luas <i>cloth</i> total (ft <sup>2</sup> )	94,2

### 3.3.19 *Blower*

Tabel 3.33 Spesifikasi *blower*

<b>Identifikasi</b>	
Kode Alat	JB-01
Fungsi	Menghisap udara untuk diumpankan ke dalam <i>heater</i> udara (E-06)
Jenis	<i>Backward curve blade centrifugal blower</i>
Jumlah	1
Laju Udara (ft <sup>3</sup> /min)	534.998,75
Tekanan (Psia)	3,52

Tabel 3.34 Spesifikasi blower (lanjutan)

Identifikasi	
Power (HP)	125
Harga (\$)	259.507,69

### 3.3.20 Pompa

Tabel 3.35 Spesifikasi pompa

Parameter	J-01	J-02	J-03	J-04	J-05
Fungsi	Mengalirkan bahan baku benzena dari tangki-01 menuju <i>mix drum-01</i>	Mengalirkan bahan baku olefin dari tangki-02 menuju <i>mix drum-01</i>	Mengalirkan campuran benzena dan olefin dari <i>mix drum-01</i> menuju Reaktor	Mengalirkan produk <i>linear alkylbenzene</i> dan impuritis dari reaktor menuju menra distilasi	Mengalirkan refluks dari <i>accumulator</i> ke menaea distilasi
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas (gpm)	90,89	52,71	143,25	150,48	1.177,31



Tabel 3.36 Spesifikasi pompa (lanjutan)

Parameter	J-01	J-02	J-03	J-04	J-05
<b>Dimensi Pipa</b>					
Sch Number	40	40	40	40	40
IPS (in)	4	2,5	4	4	6
OD (in)	4,5	2,88	4,5	4,5	6.625
ID (in)	4,026	2,469	4,026	4,026	6,065
<b>Dimensi Daya</b>					
Fraction <i>Head</i> (m)	0,285	1,43	2,54	1,08	22,72
Efisiensi Motor (%)	80	80	80	80	80
Daya Motor	4.773,79	3.017,96	2.032,17	2.768,95	4.245,91
Jumlah	2	2	2	2	2
Harga (\$)	6.055,18	5.017,15	7.785,23	7.958,24	31.140,92

Tabel 3.37 Spesifikasi pompa (lanjutan)

Parameter	J-06	J-07
Fungsi	Mengalirkan hasil atas	Mengalirkan arus <i>purging</i>

Tabel 3.38 Spesifikasi pompa (lanjutan)

<b>Parameter</b>	<b>J-06</b>	<b>J-07</b>
	distilasi sebagai <i>recycle</i> menuju reaktor	dari hasil atas menara distilasi menuju UPL
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan Konstruksi	<i>Commercial Steel</i>	<i>Commercial Steel</i>
Kapasitas (gpm)	22,67	52,91
<b>Dimensi Pipa</b>		
IPS (in)	1	2,5
Sch Number	40	40
OD (in)	1,32	2,88
ID (in)	1,049	2,469
<b>Dimensi Daya</b>		
Fraction <i>Head</i> (ft)	17,51	2,29
Efisiensi Motor (%)	80	80
Daya Motor (rpm)	695,17	2.401,39
Jumlah	2	2
Harga (\$)	6.055,18	6.920,21

### 3.4 Neraca Massa

#### 3.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 3.39 Neraca massa total

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 1	Arus 2	Arus 5	Arus 6
C6H6	15.040,301	0	11.420,56	57,103
C614	16,611	0	16,611	0
C12H24	0	7.878,998	78	0,788
C18H30	0	0	57,1	11.362,85
<b>Total</b>	<b>22.935,909</b>		<b>22.935,909</b>	

#### 3.4.2 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Tabel 3.40 Neraca massa reaktor

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4
C6H6	15.040,301	11.420,563
C614	16,611	16,611
C12H24	7.878,998	78,790
C18H30	0	11.419,946
<b>Total</b>	<b>22.935,909</b>	<b>22.935,909</b>

### 3.4.3 Neraca Massa Mix Drum (M-01)

Tabel 3.41 Neraca massa *mix drum*-01

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
C6H6	15.040,301	0	15.040,301
C614	16,611	0	16,611
C12H24	0	7.878,998	7.878,998
C18H30	0	0	0
<b>Total</b>	<b>22.935,909</b>	<b>22.935,909</b>	

### 3.4.4 Neraca Massa Menara Distilasi (T-01)

Tabel 3.42 Neraca massa menara distilasi

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 4	Arus 5	Arus 6
C6H6	11.420,563	11.420,56	0
C614	16,611	16,611	0
C12H24	78,790	78,002	0,788
C18H30	11.419,946	57,1	11.362,85
<b>Total</b>	<b>22.935,909</b>	<b>22.935,909</b>	

### 3.5 Neraca Panas

#### 3.5.1 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel 3.43 Neraca panas reaktor

<b>Komponen Energi</b>	<b>Panas Masuk (Kj/jam)</b>	<b>Panas Keluar (Kj/jam)</b>
Q in	2.704.152,04	
Q reaksi		4.463,22
Q out		2.699.688,81
<b>Total</b>	<b>2.704.152,04</b>	<b>2.704.152,04</b>

#### 3.5.2 Neraca Panas Menara Distilasi (T-01)

Tabel 3.44 Neraca panas menara distilasi

<b>Komponen Energi</b>	<b>Panas Masuk (Kj/jam)</b>	<b>Panas Keluar (Kj/jam)</b>
Q in	12.491.634,15	
Q out		12.491.634,15
<b>Total</b>	<b>12.491.634,15</b>	<b>12.491.634,15</b>

#### 3.5.3 Neraca Panas *Mix Drum*-01 (M-01)

Tabel 3.45 Neraca panas *mix drum*-01

<b>Komponen Energi</b>	<b>Panas Masuk (Kj/jam)</b>	<b>Panas Keluar (Kj/jam)</b>
Q in	217.301,1210	
Q out		217.301,1210
<b>Total</b>	<b>217.301,1210</b>	<b>217.301,1210</b>

### 3.5.4 Neraca Panas *Heater* (E-01)

Tabel 3.46 Neraca panas *heater*-01

<b>Komponen Energi</b>	<b>Panas Masuk (Kj/jam)</b>	<b>Panas Keluar (Kj/jam)</b>
Q in	223.839,1005	
Q out		2.695.951,1937
Q <i>Steam</i>	2.472.112,0932	
<b>Total</b>	<b>2.695.951,1937</b>	<b>2.695.951,1937</b>

### 3.5.5 Neraca Panas *Cooler* (E-02)

Tabel 3.47 Neraca panas *cooler* (E-02)

<b>Komponen Energi</b>	<b>Panas Masuk (Kj/jam)</b>	<b>Panas Keluar (Kj/jam)</b>
Q in	2.918.065,5024	
Q out		1.430.501,9997
Q Pendingin		1.487.563,503
<b>Total</b>	<b>2.918.065,5024</b>	<b>2.918.065,5024</b>

### 3.5.6 Neraca Panas *Cooler* (E-03)

Tabel 3.48 Neraca panas *cooler* (E-03)

<b>Komponen Energi</b>	<b>Panas Masuk (Kj/jam)</b>	<b>Panas Keluar (Kj/jam)</b>
Q in	8.517.846,5342	
Q out		245.959,3841
Q Pendingin		8.271.887,150
<b>Total</b>	<b>8.517.846,5342</b>	<b>8.517.846,5342</b>

## BAB IV

# PERANCANGAN PABRIK

### 4.1 Lokasi Pabrik

Pabrik *linear alkylbenzene* dengan kapasitas 90.000 ton/tahun direncanakan dibangun di Desa Bunton, Kecamatan Adipala, Kabupaten Cilacap, Jawa Tengah dengan total luas pabrik sebesar 120.000 m<sup>2</sup>.



Gambar 4.1 Denah Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik merupakan aspek penting untuk diperhatikan karena dapat menjadi tolak ukur keberlangsungan dan proses operasional dalam industri yang nantinya akan dijalankan. Lokasi pabrik yang strategis juga akan memudahkan dalam mendistribusikan produk maupun untuk mendapatkan bahan proses yang akan digunakan. Sehingga dapat menguntungkan dari sisi operasional dan juga ekonomi.

Selain itu terdapat beberapa faktor penting lainnya yang harus diperhatikan dalam pemilihan lokasi pendirian pabrik, diantaranya adalah sebagai berikut:

#### 4.1.1 Sumber Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan pada pabrik ini adalah benzena yang diproduksi oleh PT. Pertamina RU IV Cilacap yang berjarak hanya sekitar 20 km dari lokasi pabrik didirikan, sehingga dapat memudahkan proses pengiriman bahan baku melalui transportasi jalur darat. Selain itu pabrik ini didirikan dekat dengan pelabuhan Tanjung Intan sehingga dapat memudahkan proses *shipping* bahan baku berupa olefin yang didapatkan dari perusahaan Chevron Phillips Chemicals Qatar. Dekatnya pabrik dengan sumber bahan baku serta fasilitas yang menunjang dapat menguntungkan pabrik dalam segi transportasi dan juga ekonomi.

#### 4.1.2 Pemasaran Produk

*Linear alkylbenzene* merupakan bahan baku dalam pembuatan *linear alkylbenzene Sulfonate* yang digunakan dalam proses pembuatan deterjen. Saat ini produsen *linear alkylbenzene* di Indonesia hanya terdapat satu pabrik saja sehingga dengan berdirinya pabrik ini akan membantu memenuhi kebutuhan dalam negeri. Berbagai pabrik pembuatan deterjen tersebar di pulau Jawa sehingga dengan letak pabrik *linear alkylbenzene* yang strategis ini dapat menjangkau dengan mudah kebutuhan berbagai pabrik tersebut bahkan dengan melalui jalur darat. Selain itu untuk kebutuhan ekspor, pabrik ini juga dapat mendistribusikannya dengan mudah melalui pelabuhan yang terhubung dengan pabrik.



### **4.1.3 Utilitas**

Keberadaan sumber utilitas bagi pabrik sangat penting diperhatikan karena dapat menunjang keberlangsungan proses operasional pabrik. Untuk kebutuhan listrik pabrik ini ditunjang oleh keberadaan PLTU Adipala Cilacap yang tidak jauh dari lokasi. Kebutuhan bahan bakar yang digunakan juga didapatkan melalui PT. Pertamina RU IV Cilacap yang dapat ditempuh melalui jalur darat. Selain itu juga untuk kebutuhan air, pabrik ini berada di dekat Sungai Serayu yang dapat menyuplai air utilitas untuk berbagai kebutuhan.

### **4.1.4 Keadaan Masyarakat**

Pabrik ini didirikan di pesisir pantai dan jauh dari pemukiman sehingga tidak akan mengganggu aktivitas warga sekitar. Selain itu berdirinya pabrik *linear alkylbenzene* dengan kapasitas 90.000 ton/tahun ini akan membuka banyak lapangan pekerjaan bagi warga sehingga dapat meningkatkan ekonomi di daerah tersebut.

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

Tata letak pabrik harus diatur dengan baik guna meningkatkan efektifitas dalam berjalannya operasional pabrik. Di dalam tata letak pabrik ini terdapat perencanaan penempatan posisi yang efisien mulai dari gedung perkantoran, alat-alat proses, hingga gudang penyimpanan. Tata letak pabrik dibuat dengan pertimbangan keselamatan dan juga kenyamanan dalam dunia kerja bagi para pekerja. Adapun beberapa bagian utama yang harus diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah sebagai berikut :

#### **4.2.1 Perkantoran / Administrasi**

Gedung perkantoran terletak di bagian depan area pabrik hal ini bertujuan agar kantor dapat mudah diakses oleh berbagai pihak yang memiliki urusan yang berkaitan dengan pabrik baik bagi para pekerja ataupun pihak luar.

#### **4.2.2 Proses**

Daerah proses harus dibangun terpisah dengan gedung perkantoran dan fasilitas umum lainnya, hal ini dikarenakan terdapat banyak alat proses yang beroperasi dengan suhu tinggi serta perlu kehati-hatian untuk dapat menjangkau area tersebut. Bagian ini terdiri dari tangki bahan baku, alat proses, hingga tangki penyimpanan produk.

#### **4.2.3 Fasilitas Umum**

Fasilitas umum meliputi mess karyawan, kantin, masjid, taman, dan sebagainya. Fasilitas ini tersebar di dalam area pabrik dan mudah dijangkau oleh para pekerja.

#### **4.2.4 Perluasan Pabrik**

Berkembangnya pabrik memungkinkan terjadinya penambahan area khusus untuk berbagai kebutuhan. Sejalan dengan hal tersebut maka perlu adanya perencanaan sejak awal untuk menyediakan lahan kosong sebagai langkah antisipasi.

#### **4.2.5 Faktor Keamanan**

Alat-alat proses pabrik yang berjalan dengan suhu dan tekanan tinggi dapat memungkinkan terjadinya kecelakaan kerja. Oleh karena itu untuk

mengantisipasi hal tersebut pabrik harus menyediakan berbagai peralatan keamanan mulai dari hidran, penahan ledakan, hingga asuransi pekerja. Selain itu alat dengan tingkat resiko tinggi harus terletak pada area khusus dan dekat dengan unit pemadam kebakaran.

#### 4.2.6 Pengolahan Limbah

Pengolahan limbah merupakan aspek penting yang harus terdapat di dalam suatu pabrik. Jika limbah ini langsung dibuang tanpa ada pengolahan khusus maka ini dapat berdampak buruk bagi lingkungan dan masyarakat. Oleh karena itu pabrik ini memiliki unit pengolahan limbah agar tidak ada zat-zat berbahaya yang terbangun dan membahayakan lingkungan.

Rincian luas pabrik *linear alkylbenzene* dengan kapasitas 90.000 ton/tahun ini dapat dilihat pada tabel 4.1 dan tata letak pabrik dapat dilihat pada gambar 4.2.

Tabel 4.1 Rincian luas area pabrik

No.	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Area Proses	154	83	12.782
2	Area Utilitas	95	70	6.650
3	Parkir Truck	50	50	2.500
4	Pos Keamanan	5	4	20
5	Perpustakaan	10	10	100
6	Poliklinik	40	20	800
7	Masjid	20	10	200

Tabel 4.2 Rincian luas area pabrik (lanjutan)

No.	Lokasi	Panjang (m)	Lebar (m)	Luas (m <sup>2</sup> )
8	Bengkel	35	30	1.050
9	Gudang Peralatan	70	40	2.800
10	Laboratorium	50	20	1.000
11	Kantin	40	30	1.200
12	Kantor utama	45	40	1.800
13	Parkir Utama	60	50	3.000
14	Asrama Karyawan	60	30	1.800
15	Unit Pemadam Kebakaran	40	20	800
16	Kantor Teknik	50	15	750
17	Ruang control Proses	15	10	150
18	Ruang Kontrol utilitas	10	10	100
19	Area Perluasan	224	88	19.712
20	Taman	100	40	4.000
21	jalan	40	14	560
22	tangki penyimpanan	154	57	8.778
23	Unit Pengolahan Limbah	60	50	3.000
<b>Total luas tanah</b>				
		<b>480</b>	<b>250</b>	<b>120.000</b>
<b>Total luas bangunan</b>				
				<b>46.280</b>
<b>Total</b>				
				<b>166.280</b>



#### **4.3.2 Aliran Udara**

Sirkulasi udara yang baik dapat mencegah terjadinya penumpukan udara yang membawa zat-zat kimia terbang ke udara. Oleh karena itu aliran udara di dalam pabrik harus diperhatikan demi keselamatan dan kenyamanan para pekerja.

#### **4.3.3 Pencahayaan**

Pencahayaan pada area pabrik harus dipastikan aman dan tanpa gangguan terutama pada malam hari karena pabrik bekerja selama 24 jam sehari. Tempat-tempat tertentu seperti pada area proses juga harus diberikan pencahayaan yang baik untuk menghindari kecelakaan kerja.

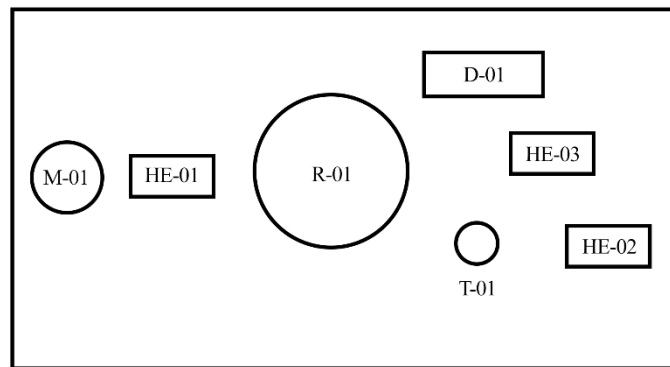
#### **4.3.4 Lalu lintas Manusia dan Kendaraan**

Dalam perancangan tata lokasi peralatan, perlu diperhatikan agar lalu lintas terutama pada area proses pabrik dapat terhubung dan diakses dengan mudah. Selain itu juga diperlukan lahan parkir yang memadai untuk kendaraan para karyawan maupun kendaraan pengangkut bahan proses.

#### **4.3.5 Jarak Antar Alat Proses**

Dalam perancangan tata letak alat proses harus diperhatikan juga jarak antar alat-alat tersebut. Hal ini bertujuan untuk memberikan ruang bagi setiap alat agar dapat beroperasi dengan baik tanpa terpengaruh oleh alat lainnya. Selain itu jarak antar alat juga memungkinkan pekerja untuk melakukan perawatan dan pengecekan alat setiap harinya. Peletakan alat yang beroperasi pada tekanan dan suhu tinggi harus berada dekat dengan unit pemadam kebakaran untuk mengantisipasi kecelakaan kerja yang tidak diinginkan. Tata

letak mesin untuk pabrik *linear alkylbenzene* ini dapat dilihat melalui Gambar 4.3 berikut.



Gambar 4.3 *Layout* Mesin (skala 1:218)

#### 4.4 Organisasi Perusahaan

Organisasi perusahaan merupakan struktur internal yang berfungsi untuk membagi tugas, tanggung jawab, dan kedudukan di dalam sebuah sistem perusahaan. Adanya struktur organisasi yang jelas di dalam sebuah perusahaan akan membantu kelancaran serta memudahkan kinerja para karyawan. Organisasi perusahaan diatur berdasarkan kebutuhan kerja serta lingkungan yang ada pada suatu perusahaan sehingga terkadang organisasi di setiap perusahaan tidak sepenuhnya sama.

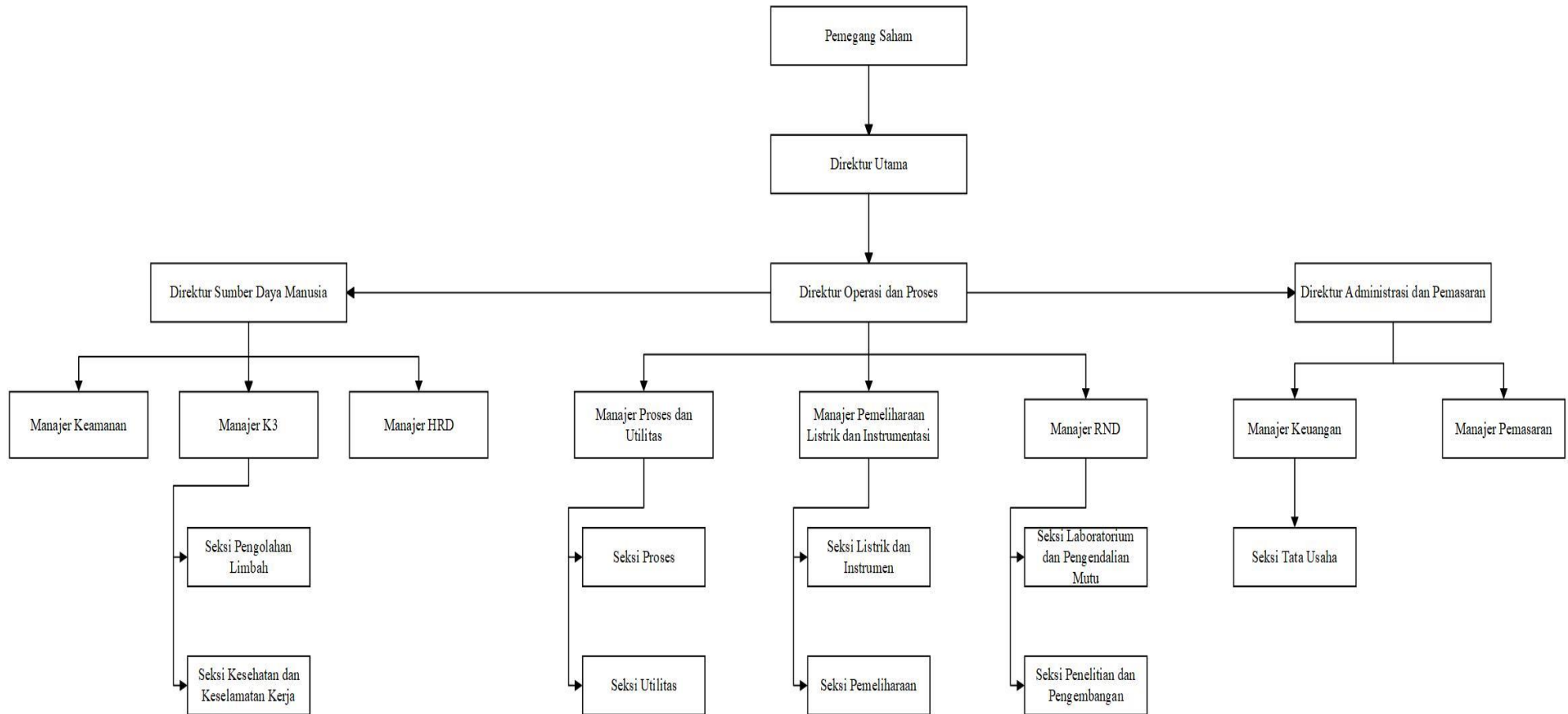
Terdapat berbagai bentuk struktur organisasi yang diterapkan di beberapa perusahaan sesuai dengan tujuannya. Pabrik *linear alkylbenzene* ini memiliki struktur organisasi berbentuk sistem *line and staff*. Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas, dimana seorang karyawan hanya

bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Kelebihan pada sistem organisasi ini adalah sebagai berikut:

1. Adanya kesatuan dalam pimpinan dari perintah karena adanya pembagian kewenangan dan kekuasaan yang jelas.
2. Pimpinan dapat lebih cepat mengambil keputusan dan lebih cepat dalam memberi perintah, karena perintah dapat diberikan langsung kepada bawahan yang bersangkutan.
3. Meminimalisir penggunaan biaya, dikarenakan pimpinan kegiatan hanya dipegang satu orang saja.



Struktur organisasi Pabrik *linear alkylbenzene* dapat dilihat melalui gambar 4.4 berikut ini.



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Pabrik

#### 4.4.1 Tugas dan Wewenang

a. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah mereka yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian pabrik dan jalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk PT (Perseroan Terbatas) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada RUPS tersebut pemegang saham berwenang untuk:

1. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
2. Mengangkat dan memberhentikan Direktur dan mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

b. Komisaris

Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari daripada pemilik saham, sehingga dewan komisaris akan bertanggungjawab terhadap pemilik saham. Tugas- tugas Dewan Komisaris, yaitu:

1. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarah pemasaran.
2. Mengawasi tugas-tugas direktur.
3. Membantu direktur dalam tugas- tugas penting

c. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab kepada dewan komisaris terhadap

segala kebijakan perusahaan yang telah diambil. Tugas direktur umum adalah sebagai berikut:

1. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan, sehingga komunikasi antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen dapat berlangsung dengan baik.
2. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
3. Mengkoordinasi kerja sama antara bagian operasi, Sumber daya manusia, dan administrasi

d. Direktur Sumber Daya Manusia

Direktur sumber daya manusia bertugas menjaga kualitas SDM dalam perusahaan melalui pelatihan kerja sehingga dapat tetap menjaga etos kerja dari setiap karyawan

e. Direktur Operasi dan Proses

Direktur operasi dan proses dalam menjalankan tugasnya memiliki wewenang dalam merumuskan kebijaksanaan teknik dan operasi pabrik serta mengawasi kesinambungan operasional pabrik. Direktur Operasi dan Proses membawahi :

1. Manager Proses dan Utilitas, memiliki wewenang untuk menjalankan proses, mengawasi persediaan bahan baku dan penyimpangan hasil produksi transportasi produk, serta bertanggung jawab atas kelancaran fungsional dan utilitas.

2. Manager Pemeliharaan Listrik dan Instrumentasi, memiliki wewenang untuk mengawasi dan melaksanakan pemeliharaan peralatan pabrik serta menjaga keselamatan kerja, melakukan perbaikan serta mendukung kelancaran operasi, serta melakukan pengecekan terhadap instrumentasi kelistrikan.
3. Manager RND, memiliki wewenang untuk membuat program inovasi peningkatan mutu hasil produksi dan melakukan percobaan terhadap material proses yang sudah selesai produksi untuk bisa didistribusikan ke pasaran.

f. Direktur Administrasi dan Pemasaran

Direktur administrasi dan pemasaran dalam menjalankan tugasnya memiliki wewenang untuk merencanakan anggaran belanja dan pendapatan perusahaan serta melakukan pengawasan terhadap keuangan perusahaan. Direktur Administrasi dan pemasaran membawahi :

1. Manager Keuangan, memiliki wewenang untuk mengatur dan mengawasi setiap pengeluaran bagi penyediaan bahan baku dan pemasukan hasil penjualan produk, mengatur dan menyerahkan gaji karyawan, serta mengatur dan merencanakan anggaran belanja.
2. Manager Pemasaran, memiliki wewenang untuk menentukan daerah pemasaran, menetapkan harga jual produk dan mempromosikan hasil produksi.

g. Seksi

Setiap seksi memiliki tugas dan wewenang dalam melaksanakan pekerjaan dalam lingkungan seksinya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh Kepala Bagian masing-masing. Setiap seksi bertanggung jawab kepada bagian yang manaunginya.

#### **4.4.2 Penggolongan Jabatan dan Jumlah Karyawan**

a. Status Kerja Karyawan

Sistem upah karyawan dibuat berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Menurut status karyawan ini dapat dibagi menjadi 3 golongan, sebagai berikut :

1. Karyawan Tetap
2. Karyawan Harian
3. Karyawan Borongan

b. Jumlah Karyawan

Terdapat dua jenis karyawan yang bekerja di pabrik ini yaitu karyawan *non-shift* dan *karyawan shift*. Jumlah karyawan pada setiap posisi tergantung pada kebutuhan. Rincian jumlah karyawan yang bekerja di pabrik *linear alkylbenzene* adalah sebagai berikut.

a. Jumlah Karyawan *Non-shift*Tabel 4.3 Jumlah karyawan *non-shift*

<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>
Direktur Utama	1
Sekretaris Direktur Utama	1
Staff Direktur Utama	1
Direktur Operasi & Proses	1
Direktur Sumber Daya Manusia	1
Staff Sumber Daya Manusia	1
Direktur Administrasi dan Pemasaran	1
Staff Administrasi dan Pemasaran	1
Manajer Keamanan	1
Manajer Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1
Manajer <i>Human Resource and Development</i>	1
Manajer Proses dan Utilitas	1
Manajer Pemeliharaan Listrik dan Instrumentasi	1
Manajer <i>Research and Development</i>	1
Manajer Keuangan	1
Manajer Pemasaran	1
Manajer Produksi	1
Karyawan <i>Control Room</i>	10
Karyawan Utilitas & Pengolahan Limbah	5

Tabel 4.4 Jumlah karyawan *non-shift* (lanjutan)

<b>Jabatan</b>	<b>Jumlah</b>
Karyawan Perawatan Pabrik	5
Karyawan <i>Quality Control</i>	7
Karyawan Instrumentasi Listrik	4
Karyawan Penelitian Proses & Teknologi	5
Karyawan Laboratorium	5
Karyawan Keselamatan Kerja & Proteksi Kebakaran	5
Karyawan Keuangan	4
Karyawan Penjualan	4
Karyawan Analisa Pasar	3
Karyawan Pelayanan Umum	5
Karyawan Humas	4
Karyawan Gudang	3
Karyawan Personalia	2
Cleaning Service	10
Dokter	2
Supir	3
<b>Total</b>	<b>103</b>

b. Jumlah Karyawan *Shift*

Banyaknya karyawan *shift* ditentukan melalui banyaknya jumlah alat proses yang digunakan dalam pabrik. Jumlah karyawan shift atau operator yang bertugas di pabrik dapat dihitung seperti pada tabel berikut:

Tabel 4.5 Jumlah karyawan *shift*

Alat	Jumlah		
	(Unit)	(operator/unit/ shift)	(operator/ shift)
<i>Mixdrum</i>	1	0.3	0.3
<i>Centrifuge</i>	1	0.2	0.2
<i>Rotary Dryer</i>	1	0.5	0.5
Silo	1	0.1	0.1
Tangki	3	0.1	0.3
<i>Heat Exchanger</i>	5	0.1	0.5
<i>Conveyors</i>	2	0.2	0.4
Pompa	7	0.2	1.4
Menara Distilasi	1	0.25	0.25
<b>Total</b>			<b>4.45</b>
Screening	1	0.05	0.05
Pompa	8	0.2	1.6



Tabel 4.6 Jumlah karyawan *shift* (lanjutan)

Alat	Jumlah		
	(Unit)	(operator/unit/ shift)	(operator/ shift)
Tangki	7	0.1	0.7
Cooling Tower	1	1	1
Boiler	1	1	1
<b>Total</b>			<b>4.35</b>

Jumlah operator untuk peralatan proses keseluruhan adalah 9 orang. Maka jumlah total operator yang dibutuhkan untuk 3 shift sebanyak 27 orang.

#### 4.4.3 Jadwal Kerja dan Sistem Gaji Karyawan

##### a. Pembagian Jam Kerja

Pabrik *linear alkylbenzene* dengan kapasitas 90.000 ton/tahun ini memiliki karyawan sebanyak 130 orang. Pabrik beroperasi 24 jam dalam sehari dengan total 330 hari dalam setahun dan sisanya digunakan untuk perawatan pabrik. Jadwal hari kerja dan libur karyawan adalah sebagai berikut:

1. Cuti tahunan yang diberikan kepada karyawan adalah 12 hari untuk setiap tahunnya. Cuti tahunan hanya berlaku selama satu tahun, jika cuti tidak digunakan maka cuti tidak bisa diganti ditahun berikutnya.

2. Hari libur Nasional. Libur nasional hanya diperuntukkan bagi karyawan *non-shift*. Sedangkan untuk karyawan *shift* atau operator tetap diwajibkan untuk masuk kerja dengan catatan dihitung sebagai waktu lembur (*overtime*).
3. Kerja lembur (*overtime*), kerja lembur dilakukan jika ada pekerjaan mendesak yang mengharuskan untuk bekerja tetapi atas persetujuan kepala bagian.

Berdasarkan waktu kerjanya, karyawan dibagi mejadi dua yaitu :

1. Karyawan *Non-shift*

Karyawan *non-shift* merupakan karyawan yang tidak menangani secara langsung proses produksi. Karyawan *non-shift* terdiri dari direktur, manajer, kepala bagian, dan semua karyawan bagian umum. Karyawan *non-shift* bekerja selama 5 hari dalam seminggu dengan jumlah maksimum waktu kerja selama 45 jam dan diluar jam tersebut maka akan dihitung lembur. Jadwal kerja karyawan *non-shift* adalah pada hari Senin-Jum'at dimulai pukul 08.00 – 17.00 WIB. Jadwal istirahat pada hari selain Jum'at adalah 12.00-13.00 dan pada hari Jum'at pada pukul 11.30 – 13.00 WIB.

2. Karyawan *Shift*

Karyawan *shfit* adalah karyawan yang terlibat secara langsung dalam proses produksi serta pada bagian yang berkaitan dengan masalah keamanan serta kelancaran produksi. Karyawan *shfit* terdiri

dari operator pada bagian produksi dan utilitas, bagian listrik dan instrumentasi, kepala *shift* dan keamanan.

Terdapat 3 *shift* yang diberlakukan di dalam pabrik ini. Hal ini diterapkan karena proses operasional alat-alat pabrik dijalankan selama 24 jam tanpa berhenti. Jadwal kerja terbagi dalam 4 minggu dengan 4 regu dimana setiap regu akan mendapat libur satu kali dari tiga kali *shift* yang dijalankan. Pembagian jam kerja dalam satu hari doatur dalam 3 *shift* yang dapat dilihat pada tabel 4.7.

Tabel 4.7 Jadwal kerja *shift*

<b>Pembagian Shift</b>	<b>Jam Kerja</b>
<i>Shift 1</i>	06.30 – 14.30
<i>Shift 2</i>	14.30 – 22.30
<i>Shift 3</i>	22.30 – 06.30

Setiap *shift* diketuai oleh satu orang. Jadwal kerja setiap regu dapat dilihat pada tabel 4.8 – 4.10 berikut.

Tabel 4.8 Jadwal kerja karyawan *shift*

<b>REGU</b>	<b>HARI</b>														
	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>6</b>	<b>7</b>	<b>8</b>	<b>9</b>	<b>10</b>	<b>11</b>	<b>12</b>	<b>13</b>	<b>14</b>	<b>15</b>
<b>A</b>	I	I	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III	
<b>B</b>	II	II	III	III			I	I	II	II	III	III			I

Tabel 4.9 Jadwal kerja karyawan *shift* (lanjutan)

REGU	HARI														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
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 4.10 Jadwal kerja karyawan *shift* (lanjutan)

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

b. Sistem Gaji Karyawan

Sistem pembagian besarnya gaji pada perusahaan ini didasarkan atas ketentuan jabatan atau golongan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, dan lingkungan yang berkaitan dengan risiko kerja. Pembagian gaji terbagi menjadi tiga jenis, yaitu :

1. Gaji Bulanan, merupakan gaji yang diberikan kepada karyawan tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan dan dibayarkan pada tanggal 1 setiap bulannya.
2. Gaji Harian, merupakan gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian dan karyawan borongan.
3. Gaji Lembur, merupakan gaji tambahan yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.

Rincian gaji untuk setiap karyawan terdapat pada tabel 4.11 – 4.13 berikut :

Tabel 4.11 Gaji karyawan

<b>Jabatan</b>	<b>Gaji/Bulan</b>
Direktur Utama	Rp 40.000.000
Sekretaris Direktur Utama	Rp 25.000.000
Staff Direktur Utama	Rp 15.000.000
Direktur Operasi & Proses	Rp 25.000.000
Direktur Sumber Daya Manusia	Rp 25.000.000
Staff Sumber Daya Manusia	Rp 12.000.000
Direktur Administrasi dan Pemasaran	Rp 25.000.000
Staff Administrasi dan Pemasaran	Rp 12.000.000
Manajer Keamanan	Rp 17.000.000
Manajer Kesehatan dan Keselamatan Kerja	Rp 17.000.000
Manajer <i>Human Resource and Development</i>	Rp 17.000.000

Tabel 4.12 Gaji karyawan (lanjutan)

<b>Jabatan</b>	<b>Gaji/Bulan</b>
Manajer Proses dan Utilitas	Rp 17.000.000
Manajer Pemeliharaan Listrik dan Instrumentasi	Rp 17.000.000
Manajer <i>Research and Development</i>	Rp 17.000.000
Manajer Keuangan	Rp 17.000.000
Manajer Pemasaran	Rp 17.000.000
Manajer Produksi	Rp 17.000.000
Karyawan <i>Control Room</i>	Rp 8.000.000
Karyawan Utilitas & Pengolahan Limbah	Rp 8.000.000
Karyawan Perawatan Pabrik	Rp 8.000.000
Karyawan <i>Quality Control</i>	Rp 8.000.000
Karyawan Instrumentasi Listrik	Rp 8.000.000
Karyawan Penelitian Proses & Teknologi	Rp 8.000.000
Karyawan Laboratorium	Rp 8.000.000
Karyawan Keselamatan Kerja & Proteksi Kebakaran	Rp 8.000.000
Karyawan Keuangan	Rp 8.000.000
Karyawan Penjualan	Rp 8.000.000
Karyawan Analisa Pasar	Rp 8.000.000
Karyawan Pelayanan Umum	Rp 8.000.000
Karyawan Humas	Rp 8.000.000
Karyawan Gudang	Rp 8.000.000

Tabel 4.13 Gaji karyawan (lanjutan)

Karyawan Personalia	Rp 8.000,000
<i>Cleaning Service</i>	Rp 2.500.000
Dokter	Rp 15.000.000
Supir	Rp 3.000.000
Operator	Rp 8.000.000
<b>Total</b>	<b>Rp 480.500.000</b>

## **BAB V**

### **UTILITAS**

Di dalam perancangan pabrik terdapat unit sarana dan prasarana yang dibutuhkan untuk menunjang kebutuhan operasional pabrik atau yang biasa disebut dengan unit utilitas. Utilitas ini berperan penting dalam menyediakan sumber daya yang diperlukan untuk berbagai proses produksi dan aktivitas di dalam pabrik. Utilitas pabrik *linier alkylbenzene* ( $C_{18}H_{30}$ ) mencakup beberapa elemen seperti berikut:

1. Unit Preparasi Katalis
2. Unit penyediaan dan pengolahan air (*water treatment system*)
3. Unit pembangkit *steam* (*steam generation system*)
4. Unit penyediaan udara tekan (*instrument air system*)
5. Unit pembangkit listrik (*power plant system*)
6. Unit penyedia bahan bakar
7. Unit pengolahan limbah.

#### **5.1 Unit Preparasi Katalis**

Bahan baku pembuatan katalis berupa *silica gel* ( $SiO_2$ ) dan *tungstophosphoric acid* ( $H_3PW_{12}O_{40}$ ) dialirkan menuju *mix-drum* (M-02) dan dicampur dengan pelarut air ( $H_2O$ ) pada suhu  $30^\circ C$  dan tekanan 1 atm. Hasil keluaran dari *mix-drum* kemudian dialirkan menuju *centrifuge* (FF-01) untuk menghilangkan sebagian



kadar air yang masih terkandung di dalam bahan. *Centrifuge* beroperasi pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan menghilangkan kandungan air dalam bahan sebesar 95%. *Cake* yang keluar dari *centrifuge* kemudian dialirkan menuju *rotary dryer* untuk dilakukan proses pengeringan sekaligus kalsinasi pada padatan sedangkan filtrat yang terpisah dialirkan menuju unit pengolahan limbah. *Rotary dryer* (DD-01) beroperasi pada suhu 170°C dengan tekanan 1 atm hingga terbentuk katalis *tungstophosphoric acid* (HPW/SiO<sub>2</sub>). *Rotary dryer* menggunakan pemanas yang berasal dari udara kering yang terlebih dahulu dibersihkan dari senyawa pengotor menggunakan *filter* udara (FU-01) kemudian dipanaskan menggunakan *heater* udara (E-06) hingga bersuhu 177°C dan dialirkan menggunakan *blower* (JB-01). Di dalam *rotary dryer* juga terjadi proses kalsinasi yang berfungsi untuk mengaktivasi padatan katalis yang terbentuk. Katalis yang telah terbentuk kemudian akan dibawa menuju reaktor menggunakan *bucket elevator* (BC-03). Masa aktif dari katalis *tungstophosphoric acid* (HPW/SiO<sub>2</sub>) yang digunakan di dalam proses pembuatan *linear alkylbenzene* (C<sub>6</sub>H<sub>6</sub>) adalah tiga tahun, sehingga proses preparasi katalis ini dilakukan pada saat akan dilakukan pergantian katalis pada proses operasional pabrik.

## **5.2 Unit Penyediaan dan Pengolahan air (*Water Treatment System*)**

### **5.1.1 Unit Penyediaan Air**

Air yang digunakan untuk kebutuhan proses operasional maupun non operasional pabrik harus diolah terlebih dahulu. Hal ini dikarenakan pada sumber air yang berasal dari alam masih memiliki banyak kandungan pengotor yang dapat membahayakan jika langsung digunakan tanpa adanya pengolahan.

Oleh karena itu pada unit utilitas ini nantinya akan dilakukan pengolahan air proses mulai dari penyaringan sederhana hingga menjadi air yang siap digunakan. Air yang diproses pada pabrik ini bersumber dari Sungai Serayu di Kabupaten Cilacap. Penggunaan air sungai sebagai bahan penyedia utilitas didasarkan pada beberapa pertimbangan sebagai berikut :

- a. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- b. Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana, dan biaya pengolahannya lebih murah dibandingkan dengan air laut yang pengolahannya lebih rumit dan biayanya lebih besar.
- c. Lokasi pabrik yang berdekatan dengan aliran Sungai Serayu.

Secara umum, kebutuhan air pada pabrik *linier alkylbenzene* digunakan untuk berbagai macam kebutuhan sebagai berikut :

- a. Air Domestik (*Domestic Water*)

Air domestik merupakan air yang dimanfaatkan sebagai keperluan domestik perusahaan berupa perumahan, perkantoran, dan tempat ibadah. Air domestik yang digunakan harus memenuhi persyaratan seperti air jernih, tidak berbau, tidak mengandung zat organik dan anorganik, serta tidak beracun. Rincian kebutuhan air domestik pabrik *linear alkylbenzene* meliputi :

b. Air Servis (*Service Water*)

Air servis merupakan air yang digunakan untuk kebutuhan sanitasi. Air ini dimanfaatkan untuk keperluan poliklinik, perkantoran, laboratorium, tempat ibadah, dan yang lainnya.

c. Air Umpan *Boiler*

Air umpan *boiler* digunakan untuk menghasilkan *steam* sebagai media pemanas yang digunakan untuk menunjang kelangsungan proses produksi. Steam yang dihasilkan dapat dimanfaatkan untuk alat seperti *heater*.

d. Air pendingin

Air pendingin merupakan air yang diolah sehingga memiliki suhu yang dibutuhkan sebagai media pendingin pada proses produksi. Air pendingin digunakan pada alat seperti *cooler*.

### 5.1.2 Unit Pengolahan Air

Tujuan pengolahan air ini adalah untuk menghasilkan air yang dapat digunakan baik untuk menunjang proses produksi maupun kebutuhan-kebutuhan lainnya di seluruh area pabrik. Air baku dari Sunai Serayu harus diolah terlebih dahulu baik secara fisik maupun kimia agar dapat digunakan. Beberapa tahapan pengolahan air pada pabrik *linear alkylbenzene* ini adalah sebagai berikut:

a. Saringan Kasar

Air yang bersumber dari Sungai Serayu masih memiliki berbagai jenis pengotor baik yang terlarut maupun tidak. Untuk itu adanya saringan kasar ini merupakan pengolahan tahap awal pada unit pengolahan air dimana pada tahap ini bertujuan untuk menyaring air dari kotoran yang tampak dan tidak terlarut di dalam air seperti sampah, dedaunan, plastik, dan sebagainya.

b. Bak Pengendap Awal

Air yang telah disaring melalui saringan kasar selanjutnya akan ditampung di dalam bak pengendap awal. Penampungan air di dalam bak ini bertujuan untuk mengendapkan berbagai kotoran dan juga lumpur yang masih terkandung di dalam aliran air.

c. Bak Pencampur Cepat

Air yang telah melewati bak penampung awal selanjutnya dialirkan menuju bak pencampur cepat. Di dalam bak pencampur cepat ini ditambahkan senyawa tawas ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ ) dan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  sebagai koagulan untuk membentuk gumpalan zat-zat pengotor sehingga akan mudah dipisahkan.

d. *Clarifier*

Setelah melalui bak pencampur cepat, air akan dialirkan menuju *clarifier*. Di dalam *clarifier* terjadi proses pemisahan antara air dengan koagulan

yang terbentuk dengan cara pengendapan. Endapan yang terbentuk akan tertinggal di dasar *clarifier* karena gaya gravitasi sedangkan air yang pada bagian atas akan mengalir menuju bak penyaring (*sand filter*).

e. Bak Penyaring (*sand filter*)

Air yang berasal dari *clarifier* kemudian dialirkan menuju bak penyaring yang memiliki beberapa tingkatan penyaringan yang terdiri dari antrasit, pasir, dan kerikil. Bak penyaring memiliki tumpukan yang berukuran kecil dan semakin membesar pada bagian dasar yang bertujuan untuk menyaring partikel halus yang masih terdapat di dalam air yang belum terendapkan.

f. *Cooling Tower*

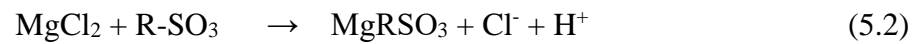
Air dari bak air bersih dialirkan menuju *cooling tower* untuk didinginkan. Proses berlangsung ketika terjadi kontak langsung antara air dengan udara yang mengakibatkan sebagian kecil air menguap dan air dapat digunakan kembali ke proses menjadi air pendingin. Air pembuangan dari *cooling tower/ blowdown* dikeluarkan dari *cooling tower* untuk menjaga konsentrasi partikel yang ada didalamnya.

g. Tangki Klorinasi

Di dalam tangki klorinasi akan diinjeksikan klorin ( $\text{Cl}_2$ ) yang berfungsi sebagai oksidator dan disinfektan. Proses ini berfungsi untuk membunuh kuman, bakteri, jamur, dan mikroorganisme serta untuk menghilangkan bau pada air sehingga air layak dikonsumsi dan digunakan.

#### h. Tangki *Cation Exchanger*

Kation exchanger merupakan unit yang berisi pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang terkandung di dalam air diganti dengan ion  $H^+$  sehingga air yang akan keluar dari kation exchanger adalah air yang mengandung anion dan ion  $H^+$ . Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam klorida. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :

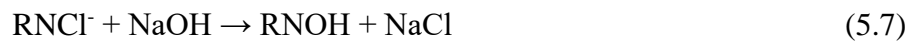


#### i. Tangki *Anion Exchanger*

Anion exchanger ini berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif yang terlarut dalam air. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan larutan NaOH. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

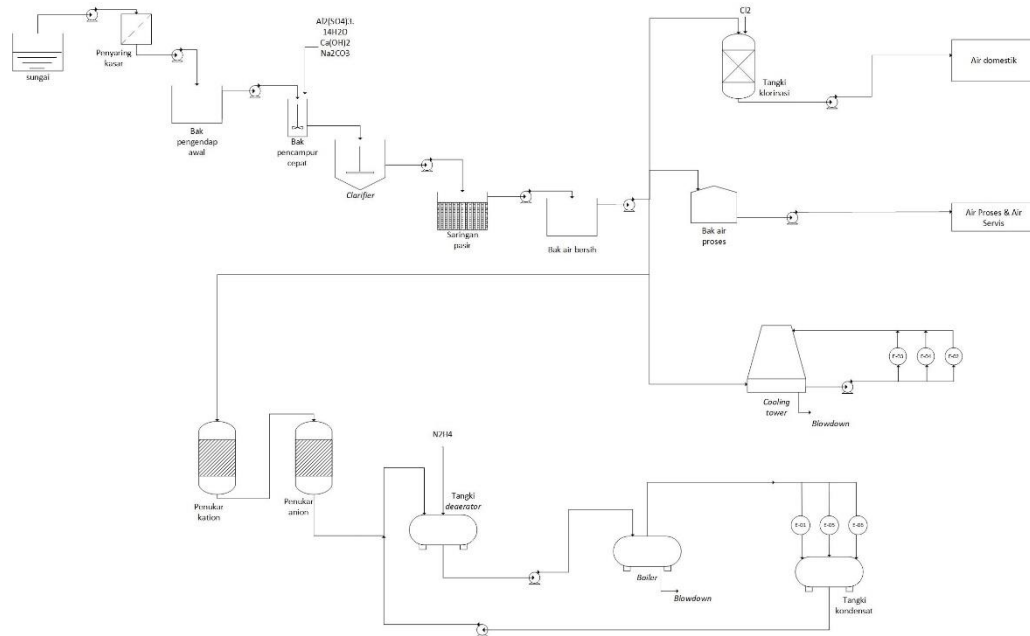


j. Deaerasi

Air proses dan air umpan *boiler* yang telah mengalami demineralisasi (demin water) pada kation exchanger dan anion exchanger akan mengalami proses deaerasi pada deaerator. Deaerasi adalah proses pembersihan air proses dan air umpan *boiler* dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada *boiler* seperti oksigen (O<sub>2</sub>) dan karbon dioksida (CO<sub>2</sub>). Demin water dipompakan menuju deaerator kemudian diinjeksikan bahan kimia berupa hidrazin (N<sub>2</sub>H<sub>4</sub>) yang berfungsi untuk mengikat oksigen (O<sub>2</sub>) sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada tube *boiler*. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut.:



Proses pengolahan air dapat dilihat dari gambar berikut ini.



Gambar 5.1 Proses Pengolahan Air Utilitas

### 5.3 Kebutuhan Air

Kebutuhan air pada pabrik *linear alkylbenzene* mencakup beberapa bagian diantaranya adalah sebagai berikut:

#### a. Air Umpan *Boiler*

Air umpan *boiler* merupakan air yang digunakan untuk menghasilkan kebutuhan *steam* yang akan dimanfaatkan oleh beberapa alat penukar panas di dalam pabrik. Air ini kemudian akan diproses di *boiler* untuk menghasilkan



*steam* yang akan digunakan di dalam proses. Beberapa alat yang menggunakan *steam* adalah sebagai berikut :

Tabel 5.1 Kebutuhan air pembangkit *steam*

<b>Nama Alat</b>	<b>Kebutuhan Air (kg/jam)</b>
<i>Heater-1 (E-01)</i>	889,98
<i>Reboiler (E-05)</i>	2.903,16
<i>Heater-6 (E-06)</i>	916,49
<b>Total</b>	<b>4.709,64</b>

b. Air Pendingin

Air pendingin digunakan sebagai media pendingin beberapa alat untuk dapat menyesuaikan suhu menjadi suhu yang diinginkan dan juga untuk membuat jalannya proses beberapa alat menjadi stabil. Kebutuhan air pendingin dapat dilihat melalui tabel berikut:

Tabel 5.2 Kebutuhan air pendingin

<b>Nama Alat</b>	<b>Kebutuhan Air (kg/jam)</b>
<i>Cooler (E-02)</i>	4.647,65
<i>Cooler (E-03)</i>	16.603,47

Tabel 5.3 Kebutuhan air pendingin (lanjutan)

<b>Nama Alat</b>	<b>Kebutuhan Air (kg/jam)</b>
<i>Condensor (E-04)</i>	21.628,98
<b>Total</b>	<b>42.880,1</b>

## c. Air Domestik

Berdasarkan standar WHO, kebutuhan air per orang berkisar antara 100-120 liter per hari. Untuk suatu pabrik atau kantor, kebutuhan air untuk satu orang sebesar 100 liter per hari (Sularso,2001). Rincian kebutuhan air domestik pada pabrik adalah sebagai berikut :

Jumlah karyawan	=	130 orang
Kebutuhan air per orang	=	150 liter/hari
Kebutuhan total air karyawan	=	19.500 liter/hari
	=	812,5 kg/jam

## d. Air Servis

Kebutuhan air servis digunakan untuk berbagai layanan umum. Kebutuhan air servis & cadangan adalah sebesar 140% dari jumlah kebutuhan karyawan, laboratorium, dan taman. Kebutuhan laboratorium dan taman sebesar 20% dari kebutuhan karyawan, sehingga rincian kebutuhan air servis adalah sebagai berikut :

Tabel 5.4 Kebutuhan air servis

<b>Kebutuhan</b>	<b>Kebutuhan Air (kg/jam)</b>
Air servis & cadangan	1.365
Laboratorium & taman	162,5
<b>Total</b>	<b>1.527,5</b>

#### **5.4 Unit Pembangkit *Steam* (*Steam Generation System*)**

*Steam* yang digunakan diproses dari *boiler* dengan menggunakan air yang berasal dari tangki umpan *boiler*. Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan *saturated steam* pada proses produksi yaitu dengan menyediakan *boiler* dengan kebutuhan *steam* sebanyak 5.651,57 kg/jam. *Steam* yang berasal dari *boiler* digunakan sebagai media pemanas yang hasilnya berupa uap dan dimasukkan ke alat *heat exchanger* untuk dipanaskan, kemudian hasilnya yang berupa embunan dimasukkan ke dalam tangki kondensat dan diumpankan kembali ke tangki umpan *boiler*.

#### **5.5 Unit Pembangkit Listrik**

Sumber utama listrik untuk memenuhi kebutuhan listrik pabrik *linear alkylbenzene* adalah Perusahaan Listrik Negara (PLN). Pabrik ini juga dilengkapi dengan generator listrik sebagai sumber cadangan listrik apabila listrik utama dari PLN mengalami gangguan. Selain digunakan sebagai sumber cadangan listrik, generator juga digunakan untuk menggerakkan beberapa alat seperti *boiler*, dan

pompa. Hal ini bertujuan untuk membuat pasokan tenaga listrik berjalan kontinyu walaupun PLN mengalami gangguan. Kelebihan menggunakan listrik dari PLN adalah biaya listrik relatif murah. Untuk kekurangannya adalah suplai listrik tidak bisa dipastikan kontinyu tanpa ada gangguan. Berikut adalah rincian kebutuhan listrik pabrik *linear alkylbenzene* :

a. Kebutuhan listrik alat proses

Tabel 5.5 Kebutuhan listrik alat proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		hp	Watt
<i>Centrifuge</i>	FF-01	200	149.140
<i>Mix-drum</i>	M-01	15	11.185,50
<i>Pompa</i>	J-01	0,5	372,85
	J-02	0,5	372,85
	J-03	3	2.237,10
	J-04	2	1.491,40
	J-05	0,05	37,29
	J-06	0,25	186,43
	J-07	0,0833	62,14
	J-08	3	2.237,10
<i>Screw Conveyor</i>	SC-01	0,25	186,43
	SC-02	0,13	93,21
	SC-03	0,5	372,85
	SC-04	0,5	372,85
<i>Bucket Elevator</i>	BC-01	3	2.237,10
	BC-02	5	3.728,50
	BC-03	3	2.237,10
<b>Total</b>			<b>18.623,86</b>

Total kebutuhan listrik untuk alat proses = 18.623,86 Watt

= 18,62 kW

## b. Kebutuhan Listrik Alat Utilitas

Tabel 5.6 Kebutuhan listrik alat utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		hp	Watt
<i>Centrifuge</i>	FF-01	200	149.140
<i>Mix-drum</i>	M-02	40	29.828
<i>Rotary Dryer</i>	DD-01	100	74.570
<i>Blower</i>	JB-01	125	93.212,50
Tangki Pencampuran	MU-01	0,75	559,28
<i>Cooling Tower</i>	CU-01	0,25	186,43
Pompa	PU-01	0,75	559,28
	PU-02	0,75	559,28
	PU-03	0,5	372,85
	PU-04	0,5	372,85
	PU-05	0,5	372,85
	PU-06	1,5	1.118,55
	PU-07	0,5	372,85
	PU-08	0,083	61,89
	PU-09	0,75	559,28
	PU-10	1	745,7
	PU-11	0,08	62,14
	PU-12	1	745,7
<i>Screw Conveyor</i>	SC-01	0,25	186,43
	SC-02	0,13	93,21
	SC-03	0,5	372,85
	SC-04	0,5	372,85
<i>Bucket Elevator</i>	BC-01	3	2.237,10
	BC-02	5	3.728,50
	BC-03	3	2.237,10
Tangki Klorinasi	MU-02	1	745,7
<b>Total</b>			<b>525.507,21</b>

Total kebutuhan listrik untuk alat utilitas = 525.507,21 Watt

= 525,5 kW

c. Kebutuhan Listrik Alat Penunjang

Jumlah kebutuhan listrik alat penunjang dirancang sebesar 300 Watt untuk penerangan, kantor, laboratorium, serta instrumentasi lain. Sehingga untuk kebutuhan listrik total pada pabrik *linear alkylbenzene* dapat dilihat dari tabel berikut :

Tabel 5.7 Kebutuhan listrik alat penunjang

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	Kebutuhan Plant	
	a. Alat Proses	374,16
	b. Alat Utilitas	5,0954
2	Alat Penunjang (Kantor, Penerangan, Laboratorium, dan instrumentasi lainnya)	300
<b>Total</b>		<b>679,25</b>

Dalam menentukan kebutuhan listrik keseluruhan dari pabrik *linear alkylbenzene* digunakan faktor keamanan perancangan sebesar 150 kW. Maka total kebutuhan listrik keseluruhan sebesar 829,25 kW.

## 5.6 Unit Penyediaan Udara Tekan

Unit penyediaan udara tekan berfungsi untuk memenuhi kebutuhan udara tekan untuk menggerakkan instrumen kontrol yaitu *valve*. Proses yang terjadi pada unit penyediaan udara tekan ini adalah dengan mengurangi berat jenis udara dari kandungan kondensat sebelum masuk ke instrumen udara. Udara tekan yang diperlukan adalah sebesar 2 m<sup>3</sup>/jam yang didistribusikan pada tekanan 5 bar.

### 5.7 Unit Penyediaan Bahan bakar

Unit penyediaan bahan bakar memiliki fungsi untuk menyediakan kebutuhan bahan bakar pabrik. Bahan bakar yang disediakan pada unit ini adalah untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar dari *boiler* dan generator. Bahan bakar yang digunakan pada unit ini adalah berupa bahan bakar solar. Bahan bakar yang dibutuhkan adalah sebesar 13,42 m<sup>3</sup>/jam.

### 5.8 Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik *linear alkylbenzene* ini berbentuk limbah cair. Sebelum dibuang ke lingkungan, limbah tersebut harus melewati proses *treatment* terlebih dahulu. Pengolahan ini dilakukan untuk menghindari pencemaran lingkungan oleh bahan kimia yang terbawa pada limbah. Limbah yang dihasilkan pada pabrik ini adalah berupa limbah cair. Limbah cair ini berasal dari hasil proses, utilitas, dan sanitasi. Pengolahan limbah cair harus memperhatikan parameter air buang yang sesuai dengan peraturan pemerintah, (peraturan pemerintah no. 82 tahun 2001) yaitu :

- pH : 6,5 – 8,5
- BOD : Maksimal 12 mg/l
- COD : Maksimal 100 mg/l
- TSS : Maksimal 80 mg/l
- Oil : Maksimal 5 mg/l

Pengolahan limbah untuk masing – masing limbah yang dihasilkan adalah sebagai berikut :

## 1. Limbah Air Proses

Limbah cair pada proses berasal dari keluaran *centrifuge* berupa air yang mengandung HPW/SiO<sub>2</sub>. Limbah cair ini akan melalui beberapa *treatment* yaitu penetralan pH dan lumpur aktif.

## 2. Limbah Air Sanitasi

Untuk limbah air sanitasi tidak diperlukan perlakuan khusus. Limbah air sanitasi ini berasal dari perkantoran, toilet, laboratorium. *Treatment* yang digunakan untuk pengolahan limbah sanitasi ini adalah menggunakan injeksi klorin dan bak pengendapan.

## 5.9 Spesifikasi Alat Utilitas

### 5.8.1 Alat Preparasi Katalis

#### a. Silo

Tabel 5.8 Spesifikasi silo

Parameter	SL-01	SL-02
Fungsi	Penyimpanan bahan baku preparasi katalis berupa SiO <sub>2</sub>	Penyimpanan bahan baku preparasi katalis H <sub>3</sub> PW <sub>12</sub> O <sub>40</sub>
Bahan Kontruksi	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Carbon Steel SA-167 Grade 3</i>
Lama Penyimpanan	1 hari	1 hari



Tabel 5.9 Spesifikasi silo (lanjutan)

Parameter	SL-01	SL-02
<b>Kondisi Operasi</b>		
Suhu (°C)	30	30
Tekanan (atm)	1	1
<b>Spesifikasi</b>		
Diameter (m)	2,8	1,43
Tinggi (m)	5,36	3,4
Tebal <i>Shell</i> (in)	0,75	0,4375
Volume (m <sup>3</sup> )	19,41	4,98
<b>Bottom</b>		
Tebal (in)	1,25	0,625
Harga (\$)	250.857,44	346.010,26

b. *Mix Drum*Tabel 5.10 Spesifikasi *mix drum*

<b>Identifikasi</b>	
Parameter	<i>Mix Drum</i>
Fungsi	Mencampurkan air proses sebagai pelarut HPW
Jenis Alat	Tangki silinder dengan tutup berjenis <i>thorispherical</i>
Jenis Pengaduk	<i>Propeller</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel SA-167 Grade 3</i>

Tabel 5.11 Spesifikasi *mix drum* (lanjutan)

<b>Identifikasi</b>	
<b>Parameter</b>	<b><i>Mix Drum</i></b>
Harga (\$)	25.950,77
<b>Data Desain</b>	
Tekanan (atm)	1
Suhu (°C)	30
Kapasitas (kg/jam)	230.020,7
Volume (m <sup>3</sup> )	540
Diameter (m)	2,8
Tinggi (m)	7,1
Tebal <i>Shell</i> (in)	0,31
Tebal <i>Head</i> (in)	0,4375
Diameter Pengaduk (m)	0,9
Jarak Pengaduk dari Dasar Tangki (m)	0,78
Lebar Baffle (m)	0,24
Lebar Pengaduk (m)	0,24
Power Pengaduk (Hp)	200
Jumlah Pengaduk	3

c. *Centrifuge*Tabel 5.12 Spesifikasi *centrifuge*

<b>Identifikasi</b>	
Nama Alat	<i>Centrifuge</i>
Kode Alat	FF-01
Jumlah	1
Fungsi	Memisahkan padatan SiO <sub>2</sub> dan H <sub>3</sub> PW <sub>12</sub> O <sub>40</sub> dengan air
Jenis Alat	<i>Helical Conveyor</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel</i>
Harga (\$)	242.207,18
<b>Data Desain</b>	
Tekanan (atm)	1
Suhu (°C)	30
Kapasitas (kg/jam)	230.020,7
Diameter <i>Bowl</i> (m)	1,372
Kecepatan Putar <i>Bowl</i> (rpm)	1.000

d. *Rotary Dryer*Tabel 5.13 Spesifikasi *rotary dryer*

<b>Identifikasi</b>	
Nama Alat	<i>Rotary Dryer</i>
Kode Alat	DD-01
Jumlah	1
Fungsi	Mengeringkan <i>wet cake</i> dari <i>centrifuge</i> sekaligus mengkalsinasi katalis (HPW/SiO <sub>2</sub> ) yang akan digunakan
Jenis Alat	<i>Rotary Calciner</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel SA-167 Grade 3</i>
Harga (\$)	3.411.122,35
Tekanan (atm)	1
Suhu Operasi (°C)	170
Kapasitas (kg/jam)	49.642
<b>Dimensi Dryer</b>	
Diameter (m)	3,95
Panjang (m)	15,8
Volume (m <sup>3</sup> )	193,48
Tebal <i>Shell</i> (in)	0,25
Kecepatan Putar (rpm)	15,6

### 5.1.3 Bak Pengolahan

Tabel 5.14 Spesifikasi bak pengolahan

<b>Parameter</b>	<b>Bak pengendap awal</b>	<b>Bak air minum</b>	<b>Bak air bersih</b>
Fungsi	Mengendapkan kotoran yang masih terbawa dari saringan kasar	Menampung air untuk kantor dan lingkungan	Menampung air bersih dari saringan pasir
Jenis	Bak persegi panjang	Bak persegi panjang	Bak persegi panjang
Bahan konstruksi	beton	beton	beton
<b>Kondisi Operasi</b>			
Suhu (°C)	30	30	30
Tekanan (atm)	1	1	1
<b>Spesifikasi</b>			
Kapasitas (m <sup>3</sup> )	425,99	367,99	128,79
Panjang (m)	17,87	16,61	9,83
Lebar (m)	5,96	5,54	3,28
Tinggi (m)	4	4	4
Harga (\$)	692.020	614.168	692.020

Tabel 5.15 Spesifikasi bak pengolahan (lanjutan)

Parameter	Bak Saringan kasar	Bak saringan pasir
Fungsi	Menyaring sampah berukuran besar seperti daun dan plastik	Menyaring pasir yang masih terbawa
Jenis	Bak persegi panjang	Bak persegi panjang
Bahan konstruksi	beton	beton
<b>Kondisi Operasi</b>		
Suhu (°C)	30	30
Tekanan (atm)	1	1
Kapasitas (m <sup>3</sup> )	6,11	6,11
Panjang (m)	1,55	1,48
Lebar (m)	1,55	1,48
Tinggi (m)	0,67	1,61
Harga (\$)	79.582	79.582

#### 5.1.4 Tangki Pengolahan

Tabel 5.16 Spesifikasi tangki pengolahan

Parameter	Tangki Klarifier	Tangki Pengaduk Cepat	Tangki Kation
Fungsi	Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran koloid yang terbawa oleh air	Mencampur bahan kimia penggumpal dan pengurangan kesadahan	Menghilangkan mineral yang masih terkandung di dalam air
Jenis	Silinder tegak	Silinder tegak	Silinder tegak
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>		
<b>Kondisi Operasi</b>			
Suhu (°C)	30		
Tekanan (atm)	1		
<b>Spesifikasi</b>			
Kapasitas (m <sup>3</sup> )	443,19	0,28	3,01
Tinggi (m)	6,5	1,41	9,83
Diameter (m)	10,09	0,70	3,28
Harga (\$)	968.828	4.325	121.103

Tabel 5.17 Spesifikasi tangki pengolahan (lanjutan)

Parameter	Tangki Anion	Tangki Deaerator	Tangki Kondensat
Fungsi	Menghilangkan mineral yang masih terkandung di dalam air	Menyimpan air umpan boiler	Menyimpan air kondensasi steam
Jenis	Silinder tegak	Silinder horizontal	Silinder horizontal
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>		
<b>Kondisi Operasi</b>			
Suhu (°C)	30		
Tekanan (atm)	1		
<b>Spesifikasi</b>			
Kapasitas (m <sup>3</sup> )	2,25	3,87	38,77
Tinggi (m)	2,55	3,54	7,63
Diameter (m)	1,06	1,18	2,54
Harga (\$)	51.901	77.852	25.950

### 5.1.5 Boiler

Tabel 5.18 Spesifikasi boiler

Nama	<i>Boiler</i>
Fungsi	Membuat <i>saturated steam</i>
Jenis	Silinder horizontal
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>
<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu (°C)	374
Tekanan (atm)	217,9
<b>Spesifikasi</b>	
Kapasitas (kg)	5.651,57
Tinggi (m)	10,42
Diameter (m)	5,21
Harga (\$)	5.190.153

### 5.1.6 Cooling Tower

Tabel 5.19 *cooling tower*

<b>Nama</b>	<i>Cooling Tower</i>
<b>Fungsi</b>	Mendinginkan air yang akan digunakan sebagai pendingin
<b>Jenis</b>	<i>Counter flow induced draft</i>
<b>Bahan konstruksi</b>	<i>Carbon steel SA 240 grade M</i>
<b>Kondisi Operasi</b>	
Suhu, masuk (°C)	40
Suhu, keluar (°C)	30
Tekanan (atm)	1
<b>Spesifikasi</b>	
Kapasitas (m <sup>3</sup> )	12,03
Tinggi (m)	10,66
Diameter (m)	0,97
Harga (\$)	43.251

### 5.1.7 Pompa

Tabel 5.20 Spesifikasi pompa

<b>Parameter</b>	<b>PU-01</b>	<b>PU-02</b>	<b>PU-03</b>	<b>PU-04</b>
<b>Fungsi</b>	Mengalirkan air dari bak saringan kasar menuju bak pengendapan awal	Mengalirkan air dari bak pengendapan awal menuju bak klarifier	Mengalirkan air dari klarifier menuju saringan pasir	Mengalirkan air dari saringan pasir menuju bak air bersih
<b>Jenis</b>	<i>Single stage centrifugal pump</i>			
<b>Bahan konstruksi</b>	<i>Commercial steel</i>			
<b>Kapasitas (gpm)</b>	54,26	51,68	49,22	49,22



Tabel 5.21 Spesifikasi pompa (lanjutan)

Parameter	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04
<b>Dimensi Pipa</b>				
IPS (in)	2	2	2	2
Sch Number	40	40	40	40
OD (in)	2,38	2,38	2,38	2,38
ID (in)	2,067	2,067	2,067	2,067
Dimensi Daya				
Daya motor	0,5	0,5	0,5	0,5
Harga	5.363	5.276	5.190	5.190

Tabel 5.22 Spesifikasi pompa (lanjutan)

Parameter	PU-05	PU-06	PU-07	PU-08	PU-09
Fungsi	Mengalirkan air dari bak air bersih menuju bak air minum	Mengalirkan air dari bak air bersih menuju cooling tower	Mengalirkan air dari tangki deaerator menuju boiler	Mengalirkan air dari tangki kondensat menuju tangki deaerator	Mengalirkan air dari sungai menuju saringan kasar
Jenis	<i>Single stage centrifugal pump</i>				
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>				
Kapasitas (gpm)	4,3	297,47	26,33	23,94	54,26
<b>Dimensi Pipa</b>					
IPS (in)	1	6	1,25	1	2
Sch Number	40	40	40	40	40
OD (in)	1,32	6,625	1,66	1,32	2,38
ID (in)	1,049	6,065	1,38	1,049	2,067
<b>Dimensi Daya</b>					
Daya motor	0,05	1,5	0,5	1	0,5
Harga	5.155	12.283	3.806	3.460	3.633

Tabel 5.23 Spesifikasi pompa (lanjutan)

<b>Parameter</b>	<b>PU-10</b>	<b>PU-11</b>	<b>PU-12</b>
Fungsi	Mengalirkan air dari bak air bersih menuju bak air proses	Mengalirkan air umpan boiler	Mengalirkan air dari bak air proses untuk disalurkan sebagai air proses
Jenis	<i>Single stage centrifugal pump</i>		
Bahan konstruksi	<i>Commercial steel</i>		
Kapasitas (gpm)	922,34	23,94	922,34
<b>Dimensi Pipa</b>			
IPS (in)	8	1	8
Sch Number	40	40	40
OD (in)	8,625	1,32	8,625
ID (in)	7,981	1,049	7,981
<b>Dimensi Daya</b>			
Daya motor	1	1,5	1
Harga	6.055	3.460	6.055

## **BAB VI**

### **EVALUASI EKONOMI**

Dalam melakukan pra-rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk menilai kelayakan investasi modal dalam kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi dapat dikembalikan, dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang didapatkan dari penjualan produk. Analisa ekonomi juga digunakan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan dibangun layak dan menguntungkan atau tidak layak. Berikut beberapa faktor yang ditinjau dalam melakukan analisa ekonomi:

1. *Return On Investment (ROI)*

*Return On investment* merupakan perkiraan laju keuntungan tiap tahun yang dapat mengembalikan modal yang diinvestasikan.

2. *Pay Out Time (POT)*

*Pay out time* adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum didapatkan sesuatu penerimaan melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan profit sebelum dikurangi.

3. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)*

*Discounted cash flow* merupakan perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali selama umur ekonomi. *Rated of return based on discounted cash flow* adalah laju bunga maksimal dimana suatu pabrik atau proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

4. *Break-even Point* (BEP)

*Break-even Point* adalah terjadi titik impas dimana tingkat penjualan atau pendapatan yang diperoleh dan modal yang digunakan untuk menghasilkan laba berada dalam posisi yang sama.

5. *Shutdown Point* (SDP)

*Shutdown Point* adalah suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi harus dihentikan. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan keuntungan).

Terdapat beberapa hal yang perlu dipikirkan sebelum melakukan analisis terhadap lima faktor diatas, antara lain :

1. Penentuan modal industri (*fixed capital investment*), yang meliputi :
  - a. Modal tetep (*fixed capital investment*)
  - b. Modal kerja (*Working capital investment*)
2. Penentuan total biaya produksi (*Total Production cost*), yang meliputi :
  - a. Biaya pembuatan (*manufacturing cost*)
  - b. Biaya pengeluaran umum (*general expenses*)
3. Pendapatan modal

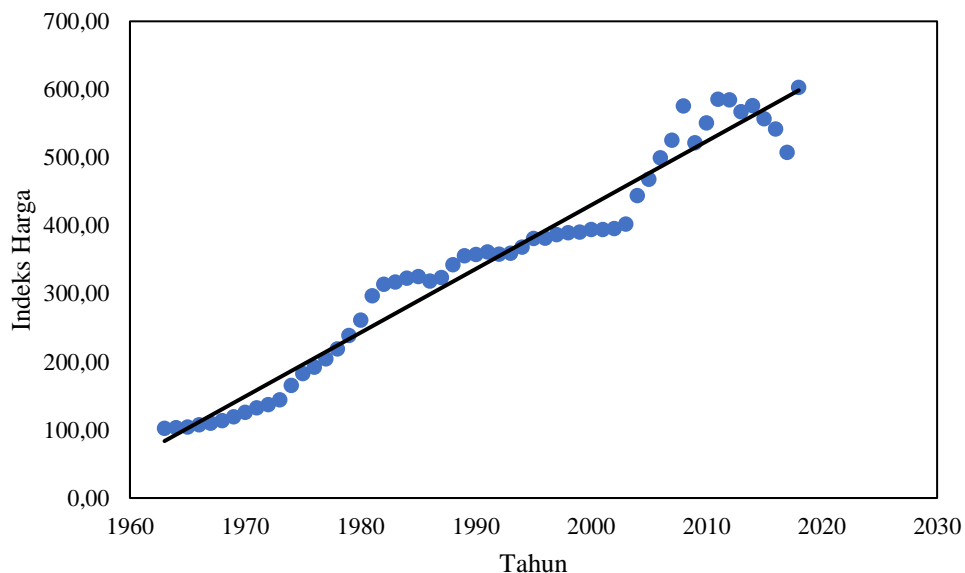
Perkiraan yang perlu dilakukan untuk mengetahui titik impas adalah sebagai berikut :

- a. Biaya tetap per tahun (*fixed cost annual*)
- b. Biaya variabel per tahun (*variable cost annual*)
- c. Biaya mengambang (*regulated cost annual*)

## 5.2 Penaksiran Harga alat

Harga alat tiap tahunnya selalu mengalami perubahan. Hal tersebut dipengaruhi oleh kondisi ekonomi pada tahun tersebut. Sehingga untuk mengetahui harga pasti peralatan tiap tahun merupakan suatu hal yang sulit. Oleh sebab itu, diperlukan metode untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dengan mencari tahu terlebih dahulu indeks harga peralatan pada tahun tersebut.

Untuk mengetahui harga alat pada tahun pembelian alat yaitu pada tahun 2027 maka dicari indeks harga pada tahun tersebut. Indeks harga dapat diperkirakan menggunakan indeks harga dari tahun 1963 sampai 2018 (sumber: [chemengonline.com/pci](http://chemengonline.com/pci)) yang kemudian diregresi menggunakan regresi linier. Grafik hubungan antara indeks harga dengan tahun ditunjukkan pada Gambar 6.1.



Gambar 6.1 Grafik Hubungan Antara Indeks Harga Dengan Tahun

Dengan asumsi kenaikan indeks linear, berdasarkan data diatas maka didapatkan persamaan berikut :

$$y = 9.36x - 182298$$

Dimana :

y = indeks harga

x = tahun pembelian

dari persamaan didapatkan indeks harga pada tahun 2027 adalah 674.72. untuk memperkirakan harga alat, terdaoat dua persamaan pendekatan yang dapat digunakan. Harga alat pada tahun didirikannya pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun referensi dikalikan dengan rasio indeks harga.

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

Dimana :

Ex = Harga alat pada tahun x

Ey = Harga alat pada tahun y

Nx = indeks harga pada tahun y

(Aries dan Newton, 1955)

Apabila terdapat suatu alat dengan kapasitas tertentu yang tidak ada spesifikasinya dalam referensi, maka harga alat dapat dihitung menggunakan persamaan berikut.

$$Eb = Ea \left( \frac{cb}{ca} \right)^{0.6}$$

Dimana :

Eb : Harga alat b

Ea : Harga alat a

Cb : kapasitas alat b

Ca : Kapasitas alat a

(Peter et al.,2001).

Harga eksponen tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya.

Harga eskponen untuk berbagai macam alat dapat dilihat pada *Peter and Timmerhaus, "Plant Design and Economic for Chemical Engineering", 3th edition.*

Daftar harga alat proses dapat dilihat pada Tabel 6.1, dan daftar harga alat utilitas dapat dilihat pada Tabel 6.4-6.5.

Tabel 6.1 Harga alat proses

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			1963	2027	1963	2027
Tangki Benzena	TT-01	1	102,4	674,72	\$ 50.000	\$ 432.512
Tangki Olefin	TT-02	1	102,4	674,72	\$ 220.000	\$ 1.903.056
Tangki <i>linear alkylbenzene</i>	TT-03	1	102,4	674,72	\$ 49.000	\$ 423.862
<i>Mix-drum</i>	M-01	1	102,4	674,72	\$ 1.100	\$ 9.515
Reaktor	R-01	1	102,4	674,72	\$ 90.000	\$ 778.523
Menara Distilasi	T-01	1	102,4	674,72	\$ 12.650	\$ 109.425
<i>Heater</i>	E-01	1	102,4	674,72	\$ 1.500	\$ 12.975
<i>Cooler</i>	E-02	1	102,4	674,72	\$ 600	\$ 5.190
<i>Cooler</i>	E-03	1	102,4	674,72	\$ 3.000	\$ 25.950

Tabel 6.2 Harga alat proses (lanjutan)

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			1963	2027	1963	2027
<i>Condensor</i>	E-04	1	102,4	674,72	\$ 1.000	\$ 8.650
<i>Reboiler</i>	E-05	1	102,4	674,72	\$ 9.000	\$ 77.852
Pompa	J-01	2	102,4	674,72	\$ 3.500	\$ 6.055
Pompa	J-02	2	102,4	674,72	\$ 290	\$ 5.017
Pompa	J-03	2	102,4	674,72	\$ 450	\$ 7.785
Pompa	J-04	2	102,4	674,72	\$ 460	\$ 7.958
Pompa	J-05	2	102,4	674,72	\$ 1.800	\$ 31.140
Pompa	J-06	2	102,4	674,72	\$ 350	\$ 6.055
Pompa	J-08	2	102,4	674,72	\$ 500	\$ 8.650
Pompa	J-09	2	102,4	674,72	\$ 350	\$ 6.055
Pompa	J-10	2	102,4	674,2	\$ 200	\$ 3.460
<i>Screw Conveyor</i>	(SC-01) – (SC-04)	4	102,4	674,72	\$ 1.300	\$ 44.981
<i>Bucket Elevator</i>	(BC-01) - (BC-03)	3	102,4	674,72	\$ 810	\$ 21.020
<i>Expansion Valve</i>	EV-01	1	102,4	674,72	\$ 100	\$ 100
<i>Decanter</i>	D-01	1	102,4	674,72	\$ 2.000	\$ 17.300



Tabel 6.3 Harga alat utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			1963	2027	1963	2027
Silo SiO <sub>2</sub>	SL-01	1	102,4	674,72	\$ 29.000	\$ 250.857
Silo HPW	SL-02	1	102,4	674,72	\$ 40.000	\$ 346.010
<i>Mix-drum</i>	M-02	1	102,4	674,72	\$ 3.000	\$ 25.950
<i>Centrifuge</i>	FF-01	1	102,4	674,72	\$ 28.000	\$ 242.207
<i>Rotary Dryer</i>	DD-01	1	102,4	674,72	\$ 1.000.000	\$ 3.411.122
<i>Heater</i>	E-06	1	102,4	674,72	\$ 2.800	\$ 24.220
Bak Penampung Awal	BU-01	1	102,4	674,72	\$ 80.000	\$ 692.020
<i>Blower</i>	JB-01	1	102,4	674,72	\$ 30.000	\$ 259.507
<i>Filter Udara</i>	FU-01	1	102,4	674,72	\$ 140.000	\$ 1.211
<i>Screw Conveyor</i>	(SC-01) – (SC-04)	4	102,4	674,72	\$ 1.300	\$ 44.981
<i>Bucket Elevator</i>	(BC-01) - (BC-03)	3	102,4	674,72	\$ 810	\$ 21.020
Bak penampung Air Bersih	BU-02	1	102,4	674,72	\$ 80.000	\$ 692.020
Bak Penampung Air Minum	BU-03	1	102,4	674,72	\$ 71.000	\$ 614.168
Bak Saringan Kasar	BU-04	1	102,4	674,72	\$ 9.200	\$ 79.582
Bak Saringan Pasir	BU-05	1	102,4	674,72	\$ 9.200	\$ 79.582

Tabel 6.4 Harga alat utilitas (lanjutan)

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			1963	2027	1963	2027
<i>Mix-drum</i>	TU-01	1	102,4	674,72	\$ 500	\$ 4.325
<i>Clarifier</i>	TU-02	1	102,4	674,72	\$ 112.000	\$ 968.828
Tangki Kation	TU-03	2	102,4	674,72	\$ 8.400	\$ 145.324
Tangki Anion	TU-04	2	102,4	674,72	\$ 4.400	\$ 76.122
Tangki Deaerator	TU-05	1	102,4	674,72	\$ 9.000	\$ 77.852
Tangki kondensat	TU-06	1	102,4	674,72	\$ 3.000	\$ 25.950
<i>Cooling Tower</i>	CU-01	1	102,4	674,72	\$ 5.000	\$ 43.251
<i>Boiler</i>	BU-01	1	102,4	674,72	\$600.000	\$5.190.153
Pompa	PU-01	2	102,4	674,72	\$ 310	\$ 5.363
	PU-02	2	102,4	674,72	\$ 305	\$ 5.276
	PU-03	2	102,4	674,72	\$ 300	\$ 5.190
	PU-04	2	102,4	674,72	\$ 300	\$ 5.190
	PU-05	2	102,4	674,72	\$ 298	\$ 5.155
	PU-06	2	102,4	674,72	\$ 400	\$ 6.920
	PU-07	2	102,4	674,72	\$ 220	\$ 3.806
	PU-08	2	102,4	674,72	\$ 200	\$ 3.460
	PU-09	2	102,4	674,72	\$ 210	\$ 3.633

Tabel 6.5 Harga alat utilitas (lanjutan)

Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	NY	NX	EY	EX
			1963	2027	1963	2027
	PU-10	2	102,4	674,72	\$ 350	\$ 6.055
	PU-11	2	102,4	674,72	\$ 200	\$ 3.460
	PU-12	2	102,4	674,72	\$ 350	\$ 6.055
Pompa	J-07	2	102,4	674,72	\$ 400	\$ 6.920
Bak Air Domestik	BU-06	1	102,4	674,72	\$ 29.000	\$ 250.857
Bak Air Proses	BU-07	1	102,4	674,72	\$ 100.000	\$ 865.025
Tangki Klorinasi	TU-07	1	102,4	674,72	\$ 2.000	\$ 17.300

### 5.3 Dasar Perhitungan

Dasar perhitungan yang digunakan dalam analisa ekonomi pabrik LAB ini adalah :

1. Kapasitas produksi : 90.000 ton/tahun
2. Satu tahun operasi : 330
3. Tahun pabrik didirikan : 2027
4. Nilai kurs mata uang : \$ 1 = Rp 15.107
5. Umur alat : 10 tahun

## 5.4 Perhitungan Biaya

### 6.3.1 Capital Investment

*Capital Investment* adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya (Peters dan Timmerhaus, 2004). *Capital investment* meliputi :

#### a. Fixed Capital Investment

*Fixed Capital Investment* (FCI) adalah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik. Setelah melakukan perhitungan rencana maka pabrik LAB ini memerlukan rencana *direct plant cost*, *indirect plant cost*, *fixed capital instrument*. Hasil perhitungan masing-masing dapat dilihat pada Tabel 6.6 - 6.9.

Tabel 6.6 *Direct plant cost*

No	Type of Capital Investment	Biaya (Rp)
1	<i>Purchased equipment delivered cost</i>	320.858.961.601
2	<i>Purchased equipment installed cost</i>	150.803.711.952
3	Instrumentasi	115.509.226.176
4	Pemipaan	218.184.093.889
5	Listrik	35.294.485.776
6	Bangunan	185.120.000.000
7	<i>Land &amp; Yard Improvement</i>	180.000.000.000

Tabel 6.7 *Direct plant cost* (lanjutan)

<b>No</b>	<b>Type of Capital Investment</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
8	<i>Service facilities</i>	224.601.273.121
<b>Total Direct Plant Cost</b>		<b>1.430.371.752.518</b>

Tabel 6.8 *Indirect plant cost*

<b>No</b>	<b>Type of Capital Investment</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
1	<i>Engineering and supervision</i>	105.883.457.329
2	<i>Constuction expenses</i>	131.552.174.257
3	<i>Legal expenses</i>	12.834.358.464
4	<i>Contractor's fee</i>	70.588.971.552
5	<i>Contingency</i>	141.177.943.105
<b>Total Indirect Plant Cost</b>		<b>462.036.904.707</b>

Tabel 6.9 *Fixed capital investment*

<b>No</b>	<b>Type of Capital Investment</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
1	<i>Total Direct Plant Cost</i>	1.430.371.752.518
2	<i>Total Indirect Plant Cost</i>	462.036.904.707
<b>Fixed Capital Investment</b>		<b>1.892.408.657.224</b>

b. *Working Capital Investment*

*Working capital investment* adalah modal yang dibutuhkan untuk menjalankan operasional pabrik selama waktu tertentu (Peters dan Timmerhaus,2004). *Working capital investment* dapat dilihat pada Tabel 6.10.

Tabel 6.10 *Working capital investment*

<b>No</b>	<b>Type of Capital Investment</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
1	<i>Working Capital</i>	285.564.475.8252

### 6.3.2 Manufacturing Costs

Seluruh biaya yang berhubungan langsung dengan operasi manufaktur atau peralatan pabrik yang bersifat fisik termasuk ke dalam *manufacturing costs*. Menurut (Peters & Timmerhaus, 2004) *manufacturing costs* terdiri dari *variable production costs*, *fixed charges*, dan *overhead costs*.

#### a. Variable Production Costs

*Variable production costs* termasuk biaya yang terkait langsung dengan operasi manufaktur. Jenis biaya ini melibatkan pengeluaran untuk bahan baku (termasuk transportasi, bongkar muat, dll.), tenaga kerja operasi langsung, tenaga kerja pengawas, operasi manufaktur, utilitas, pemeliharaan dan perbaikan pabrik, perlengkapan operasi, perlengkapan laboratorium, royalti, katalis, dan pelarut. Biaya ini sebagian besar dikeluarkan hanya ketika pabrik beroperasi.

Tabel 6.11 *Variable production costs (Va)*

No	Type of Expense	Biaya (Rp)
1	Raw material	2.461.492.948.105
2	Labor	14.160.000.000
3	Supervision	2.124.000.000
4	Maintenance	132.468.606.006
5	Operation supplies	19.870.290.901
6	Royalty and patents	112.909.718.000
7	Utilities	21.254.765.785
<b>Variable Production Costs (Va)</b>		<b>2.766.404.328.797</b>

#### b. Fixed Charges

*Fixed charges* adalah biaya yang tidak tergantung pada tingkat produksi. Pengeluaran untuk penyusutan, pajak properti, asuransi, pembiayaan (bunga

pinjaman), dan sewa biasanya diklasifikasikan sebagai biaya tetap. Biaya ini, kecuali depresiasi, cenderung berubah karena inflasi. Karena penyusutan sesuai jadwal yang ditetapkan oleh pajak peraturan, mungkin berbeda dari tahun ke tahun, tetapi tidak terpengaruh oleh inflasi.

Tabel 6.12 *Fixed charges*

No	Type of Expense	Biaya (Rp)
1	Taxes (property)	37.848.173.144
2	Insurance	18.924.086.572
<b>Fixed Charges</b>		<b>56.772.259.717</b>

Tabel 6.13 *Manufacturing costs*

No	Type of Expense	Biaya (Rp)
1	Variable Production Costs	2.740.181.003.123
2	Fixed Charges	56.772.259.717
3	Plant Overhead Costs	74.376.303.003
<b>Manufacturing costs</b>		<b>2.897.552.891.516</b>

### 6.3.3 General Expense

*General expense* merupakan biaya yang dibutuhkan untuk menjalankan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk dalam manufacturing cost.

General expense dapat dilihat pada Tabel 6.14.

Tabel 6.14 *General expense*

No	Type of Expense	Biaya (Rp)
1	Administrative Costs	2.124.000.000
2	Distribution + Marketing Costs	86.926.586.745
3	Research and Development	101.414.351.203
<b>General Expense</b>		<b>190.464.937.949</b>

Tabel 6.15 *Production costs*

<b>No</b>	<b><i>Type of Expense</i></b>	<b>Biaya (Rp)</b>
1	<i>Manufacturing Costs</i>	2.897.552.891.516
2	<i>General Expense</i>	190.464.937.949
<b><i>Total Production Costs</i></b>		<b>3.088.017.829.465</b>

### 5.5 Analisis Keuntungan

#### a. Keuntungan sebelum pajak

Total penjualan : Rp 3.671.001.000.000

Total biaya produksi : Rp 3.088.017.829.465

Keuntungan : Total penjualan – Total biaya produksi  
: Rp 582.983.170.535

#### b. Keuntungan setelah pajak

Pajak : 22% x Rp 582.983.170.535  
: Rp 128.256.297.517

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – pajak  
: Rp 454.726.873.017

### 5.6 Analisis Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisis atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:



### 6.5.1 Return On Investment (ROI)

*Return on investment* adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan. Syarat ROI sebelum pajak untuk *industrial chemicals* dengan risiko rendah minimum adalah 11% dan untuk risiko tinggi minimum sebesar 44% (Aries dan Newton, 1955). Untuk menghitung ROI dapat digunakan persamaan 6.4:

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

#### 1. ROI Sebelum Pajak (ROIb)

$$ROIb = \frac{\text{kuntungan sebelum pajak}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

$$ROIb = \frac{\text{Rp } 582.983.170.535}{\text{Rp } 1.892.408.657.224} \times 100\% = 30,81\%$$

#### 2. ROI setelah pajak (ROIa)

$$ROIa = \frac{\text{kuntungan setelah pajak}}{\text{Fixed Capital Investment}} \times 100\%$$

$$ROIa = \frac{\text{Rp } 454.726.873.017}{\text{Rp } 1.892.408.657.224} \times 100\% = 24,03\%$$

### 6.5.2 Pay Out Time (POT)

*Pay out time* adalah lama waktu pengembalian modal yang berdasarkan keuntungan yang dicapai. Syarat POT sebelum pajak untuk *industrial chemicals* dengan risiko rendah maksimal adalah 5 tahun dan untuk risiko tinggi maksimal adalah 2 tahun (Aries dan Newton, 1955). Untuk menghitung ROI dapat digunakan persamaan berikut ini :

$$POT = \frac{\text{Fixed capital investment}}{(\text{keuntungan} + \text{Depresiasi})}$$

## 1. POT Sebelum Pajak (POTb)

$$POTb = \frac{\textit{Fixed capital investment}}{(\textit{keuntungan sebelum pajak} + \textit{Depresiasi})}$$

$$POTb = \frac{Rp\ 1.892.408.657.224}{(Rp\ 582.983.170.535 + Rp\ 218.005.477.312)} = 2,36$$

## 2. POT Setelah Pajak (POTa)

$$POTa = \frac{\textit{Fixed capital investment}}{(\textit{keuntungan setelah pajak} + \textit{Depresiasi})}$$

$$POTb = \frac{Rp\ 1.892.408.657.224}{(Rp\ 454.726.873.017 + Rp\ 218.005.477.312)} = 2,81$$

**6.5.3 Break-even Point (BEP)**

*Break-even point* adalah titik yang menunjukkan pada suatu tingkat dimana biaya dan penghasilan jumlahnya sama. *Break-even point* dapat menentukan tingkat harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga perunit yang dijual agar mendapatkan keuntungan. Nilai BEP pabrik kimia pada umumnya adalah 40-60%. Pabrik akan untung jika beroperasi diatas nilai BEP, dan akan mengalami rugi jika beroperasi dibawah BEP. Persamaan untuk menghitung BEP adalah sebagai berikut:

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

Dimana :

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

Tabel 6.16 *Fixed manufacturing cost*

<b>No</b>	<b>Type of Expense</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
1	<i>Depreciation</i>	218.005.477.312
2	<i>Insurance</i>	18.924.086.572
3	<i>Property taxes</i>	37.848.173.144
<b>Fixed Manufacturing Cost</b>		<b>274.777.737.029</b>

Tabel 6.17 *Variable value cost*

<b>No</b>	<b>Type of Expense</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
1	<i>Raw Material</i>	2.461.492.948.104
2	<i>Packaging &amp; Shipping</i>	10.877.040.000
3	<i>Utilities</i>	19.218.529.259
4	<i>Royalties and Patents</i>	112.909.718.000
<b>Variable Value Cost</b>		<b>2.604.498.235.363</b>

Tabel 6.18 *Regulated expenses cost*

<b>No</b>	<b>Type of Expense</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
1	<i>General Expense</i>	190.464.937.948
2	<i>Labor</i>	14.160.000.000
3	<i>Supervision</i>	2.124.000.000
4	<i>Maintenance</i>	132.468.606.005
5	<i>Plant Supplies</i>	19.870.290.900
6	<i>Plant Overhead</i>	74.376.303.002
7	<i>Laboratory</i>	2.124.000.000
8	<i>Payroll Overhead</i>	2.832.000.000
<b>Regulated Expenses Cost</b>		<b>438.420.137.858</b>

Tabel 6.19 *Annual sales value*

<b>No</b>	<b>Type of Expense</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
1	<i>Annual Sales Value</i>	3.671.001.000.000
<b>Annual Sales Value</b>		<b>3.671.001.000.000</b>

Dengan menggunakan data yang disajikan dalam tabel maka diperoleh nilai

BEP sebesar :

$$BEP = \frac{(274.777.737.029 + 0,3 \times 438.420.137.858)}{(3.671.001.000.000 - 2.604.498.235.363 - 0,7 \times 438.420.137.858)} \times 100\%$$

$$BEP = 53,49\%$$

#### 6.5.4 Shutdown Point (SDP)

*Shutdown point* adalah tingkat produksi dimana biaya untuk melanjutkan operasi suatu pabrik lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik tersebut. Persamaan untuk menghitung SDP adalah sebagai berikut:

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

Dimana :

Fa = *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra = *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va = *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa = *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

Dengan menggunakan persamaan dan data yang terdapat pada tabel maka diperoleh nilai SDP sebesar :

$$SDP = \frac{(0,3 \times 438.420.137.858)}{(3.671.001.000.000 - 2.604.498.235.363 - 0,7 \times 438.420.137.858)} \times 100\%$$

$$SDP = 17,31\%$$

#### 6.5.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

*Discounted cash flow of return* merupakan besaran perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun yang didasarkan atas investasi yang tidak kembali

pada setiap akhir tahun selama umur pabrik. Persamaan untuk menghitung nilai

DCFRR adalah sebagai berikut:

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{n=0}^{n=N-1} (1 + i)^N + WC + SV$$

Dimana :

FC = *Fixed Capital Investment*

WC = *Working Capital Investment*

SV = *Salvage Value* (depresiasi)

C = cash flow = profit after taxes + depresiasi + finance

n = 10 tahun

i = nilai DCFRR

Diketahui data untuk melakukan perhitungan:

FC = Rp 1.892.408.657.224

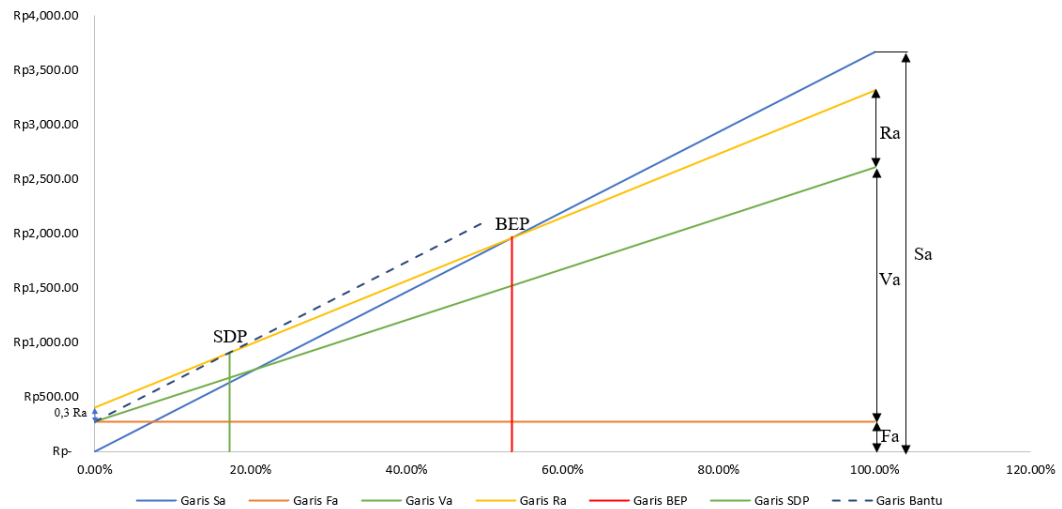
WC = Rp 285.564.475.825

SV = Rp 218.005.477.312

C = Rp 672.732.350.330

n = 10 tahun

dengan trial and error didapatkan nilai DCFRR sebesar 30,76%



Gambar 6.2 Grafik Evaluasi Ekonomi

## 5.7 Risiko Pabrik

Tabel 6.20 Analisa risiko pabrik

No	Parameter Risiko	Deskripsi	Low	High
1	Kondisi Operasi	Suhu : 85°C	✓	
		Tekanan : 9,8 atm		✓
2	Bahan baku yang digunakan			
	Benzena	Toksisitas : <i>Slightly toxic</i>	✓	
		<i>Flammability</i> : Mudah menyala		✓
		Stabilitas : Stabil	✓	
	Olefin	Toksisitas : <i>Particallly non toxic</i>	✓	
		<i>Flammability</i> : Mudah terbakar		✓
		Stabilitas : Stabil	✓	
	HPW	Toksisitas : <i>Acutely toxic</i>		✓
		<i>Flammability</i> : Tidak mudah terbakar	✓	
		Stabilitas : Stabil	✓	

Tabel 6.21 Analisa resiko pabrik (lanjutan)

No	Parameter Risiko	Deskripsi	Low	High
	SiO <sub>2</sub>	Toksisitas : <i>Slightly toxic</i>	✓	
		<i>Flammability</i> : Tidak mudah terbakar	✓	
		Stabilitas : Stabil	✓	
3	Produk			
	<i>Linear alkylbenzene</i>	Toksisitas : <i>non-toxic</i>	✓	
		<i>Flammability</i> : Mudah terbakar		✓
		Stabilitas : Stabil		

Dari tabel risiko pabrik diatas dapat dinyatakan bahwa pabrik memiliki risiko rendah sehingga dapat disimpulkan bahwa pabrik layak didirikan sesuai dengan analisa ekonomi yang telah dilakukan.

## BAB VII

### KESIMPULAN DAN SARAN

#### 7.1 Kesimpulan

Kesimpulan dari perancangan pabrik *linear alkylbenzene* adalah sebagai berikut :

1. Pabrik *linear alkylbenzene* ini didirikan dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, maupun ketergantungan terhadap impor, membantu meningkatkan perekonomian negara, mendorong berdirinya industri hilir yang menggunakan *linear alkylbenzene* dalam menyediakan lapangan pekerjaan.
2. Prarancangan pabrik *linear alkylbenzene* dari benzena dengan kapasitas 90.000 ton/tahun ini tergolong sebagai pabrik dengan risiko rendah berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta regulasi pemerintah.
3. Pabrik *linear alkylbenzene* dirancang dengan bentuk Perseroan Terbatas yang beroperasi selama 330 hari dalam setahun dan akan didirikan pada tahun 2027 di Kecamatan Adipala, Kabupaten Cilacap, Jawa Tengah dengan luas tanah 120.000 m<sup>2</sup> dan luas bangunan 46.280 m<sup>2</sup> yang jumlah karyawannya sebanyak 130 orang.
4. Pabrik *linear alkylbenzene* dari benzena dan olefin dengan kapasitas 90.000 ton/tahun dioperasikan dengan proses Detal.



5. yang membutuhkan bahan baku berupa  $C_6H_6$  sebesar 15.056,91 kg/jam dan  $C_{12}H_{24}$  sebesar 7.878,99 kg/jam serta menggunakan katalis berupa *tungstophosphoric acid* dengan penyangga *silica gel* ( $HPW/SiO_2$ ) sebesar 57.505 kg dengan masa aktif katalis selama tiga tahun.
6. Berdasarkan evaluasi ekonomi yang telah dilakukan, diperoleh bahwa :

<b>Parameter Kelayakan</b>	<b>Perhitungan</b>	<b>Standar Kelayakan</b>
<b>Keuntungan</b>		
a. Keuntungan sebelum pajak	Rp. 582.983.170.535	
b. Keuntungan setelah pajak	Rp. 454.726.873.017	
<b>Return on Investment (ROI)</b>		
a. ROI sebelum pajak	30,81%	Minimal 11% untuk kategori risiko rendah
b. ROI setelah pajak	24,03%	
<b>Pay Out Time (POT)</b>		
a. POT sebelum pajak	2,36 tahun	Maksimal 5 tahun untuk kategori risiko rendah
b. POT setelah pajak	2,81 tahun	
<b>Break Event Point (BEP)</b>	53,49%	40 – 60%
<b>Shut Down Point (SDP)</b>	17,31%	

<b><i>Discounted Cash Flow</i></b>	30,76%	>1.5 bunga bank
<b><i>Return (DCFR)</i></b>		minimum 5.25%

Berdasarkan hasil Analisa ekonomi dapat disimpulkan bahwa pabrik *linear alkylbenzene* dari benzena olefin dengan kapasitas 90.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

### 7.1 Saran

Dalam perancangan pabrik kimia diperlukan pengetahuan dan pemahaman yang didukung dengan adanya referensi dan pranalar lain yang berhubungan untuk meningkatkan kelayakan pendirian pabrik kimia, diantaranya sebagai berikut:

1. Optimasi pemilihan alat proses dan penunjang bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produksi *linear alkylbenzene* jika direalisasikan maka dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri di masa mendatang serta mengurangi angka ketergantungan pada impor yang berlaku.

## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.s., and Newton, R.D. (1955). *Chemical Engineering Cost Estimation*. McGraw Hill Book Co., New York.
- Brown, G G. (1977). Unit Operarions. CBS, New Delhi
- Brownell, L.E and Young, E.H. (1983). *Process Equipment Design*. John Wiley and Sons, Inc, New York.
- Cengel, Y. A. (2000). *Heat and mass transfer*.
- Geankoplis, C. J. (2003). Transport Processes and Unit Operations (Geankoplis). pdf. *Englewood Cliffs, 905*.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F. (1983). *Chemical Engineering*, Pergamon Press, Oxford.
- De Almeida, J. L. G., Dufaux, M., Taarit, Y. B., & Naccache, C. (1994). *Linear alkylbenzene*. *Journal of the American Oil Chemists' Society*, 71(7), 675-694.
- Kern, D.Q. (1985). *Process Heat Transfer*. McGraw Hill Book Co. Ltd. New York.
- Kumar, R., Kumar, A., & Khanna, A. (2012). Synthesis, characterization and kinetics of AlCl<sub>3</sub> supported on silica superacid catalysts for the formation of *linear alkylbenzenes*. *Reaction Kinetics, Mechanisms and Catalysis*, 106(1), 141-155.

- Kocal, J. A., Vora, B. V., & Imai, T. (2001). Production of *linear alkylbenzenes*. *Applied Catalysis A: General*, 221(1-2), 295-301.
- McCabe, W. L. Smith, J. C. Harriot, P. (1993). *Unit Operations of Chemical Engineering*. McGraw-Hill. New York
- Perry, R.H. and Green, D.W. (1997). *Perry's Chemical Engineers Hand Book*, 7 ed., Mc.Graw Hill Book Company Inc., Singapore.
- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D. (2003). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 5th ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Rase. (1957). *Project Engineering of Process Plants*. New York.
- Smith, J. M. dan H. C. Van Ness. (2006). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 7th ed.* New York: McGraw Hill Book Company.
- The Chemical Engineering Plant Cost Index. <https://www.chemengonline.com/>.  
Diakses pada 25 Juli 2023.
- Timerhaus, K D. (2003). *Plant Design and Economics for Cheimcal Engineers fifth Editions*. McGraw-Hill. Colorado
- Towler, G., & Sinnott, R. (2008). *Chemical Engineering Design*. Elsevier Ltd. United Kingdom.
- Ulrich, G. D. (1984). *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York: John Wiley and Sons.
- Walas, Stanley M. (1988). *Chemical Process Equipment*. Department of Chemical.

Yaws, C. L. (1999). *Handbook - Chemical Properties*.

Zhang, J., Chen, B., Li, C., Zhu, Z., Wen, L., & Min, E. (2003). Kinetics of benzene alkylation with 1-dodecene over a supported tungstophosphoric acid catalyst. *Applied Catalysis A: General*, 249(1), 27-3

**LAMPIRAN A**

**REAKTOR**

**Reaktor-01**

Fungsi	: Mereaksikan benzena dan olefin menjadi <i>linear alkylbenzene</i>	
Jenis	: Reaktor <i>fixed bed single tube</i>	
Fase	: Cair-cair	
Bahan	: <i>Carbon steel SA-285 grade C</i>	
Konversi	: 99%	
Kondisi Operasi	: Suhu	= 85°C
	: Tekanan	= 9,8 atm
Katalis	: HPW/SiO <sub>2</sub>	

**A. Menentukan Jenis Reaktor**

Reaktor yang dipilih adalah jenis *fixed bed single tube reactor* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Reaksi cair-cair dengan katalis padat
- Paling ekonomis untuk reaksi dengan temperatur dan tekanan tinggi
- Kenaikan suhu selama reaksi berlangsung masih dalam interval suhu reaksi sehingga reaktor tidak memerlukan sistem khusus untuk perpindahan panas.
- Umur katalis relatif lebih lama
- Tidak memerlukan unit pemisah untuk melakukan pemisahan katalis dari cairan keluar reaktor
- Tingkat konversi lebih tinggi daripada RATB
- Waktu tinggal lebih baik daripada RATB

## B. Menentukan Kondisi Umpan

### a. Menghitung berat molekul cairan

Berat Molekul (BM) campuran dapat dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$\text{BM campuran} = \sum_{i=1}^n (\text{BM}_i \cdot X_i)$$

Dengan :

$\text{BM}_i$  : berat molekul komponen i, kg/kmol

$X_i$  : fraksi mol komponen i

Dengan :

$\text{BM}_i$  : berat molekul komponen i, kg/kmol

$X_i$  : fraksi mol komponen i

Komponen	BM (kg/kmol)	$X_i \cdot \text{BM}_i$
$\text{C}_6\text{H}_6$	78,11	62,78
$\text{C}_6\text{H}_{12}$	86,18	0,06
$\text{C}_{12}\text{H}_{24}$	168,32	32,89
<b>Total</b>		<b>95,74</b>

### b. Menghitung Kapasitas Panas ( $C_p$ )

Kapasitas panas dihitung dengan menggunakan persamaan dari Yaws, 1999

sebagai berikut :

$$C_{pi} = A + BT + CT^2 + DT^3$$

$$C_p \text{ campuran} = \sum (C_{pi} \cdot w_i)$$

A,B,C,D : konstanta (Yaws, 1999)

T : temperatur, K



$C_{pi}$  : kapasitas panas komponen i, kJ/kmol.oK

$x_i$  : fraksi mol komponen i

Komponen	$C_p$ (Joule/mol.K)	$x_i * C_{pi}$ (Joule/mol.K)
$C_6H_6$	138,69	90,95
$C_6H_{12}$	78,34	0,05
$C_{12}H_{24}$	128,34	44,10
<b>Total</b>		<b>135,11</b>

c. Menghitung Viskositas

Viskositas cairan juga dihitung dari persamaan di Yaws, 1999, yaitu :

$$\text{Log } \mu_i = A + B/T + CT + DT^2$$

$$\mu_{\text{campuran}} = w_i \times \mu_i$$

A,B,C,D : konstanta

T : temperatur, K

$\mu_i$  : viskositas komponen i, centipoise

$w_i$  : fraksi massa komponen i

Komponen	$\mu$ (centipoise)	$w_i * \mu_i$ (centipoise)
$C_6H_6$	0,56	0,36
$C_6H_{12}$	0,28	0,0002
$C_{12}H_{24}$	1,10	0,38
<b>Total</b>		<b>0,75</b>

d. Menghitung densitas ( $\rho$ )

Densitas cairan dihitung dari persamaan Yaws, yaitu :

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

$$\rho_{\text{campuran}} = w_i \times \rho_i$$

dengan :

$\rho$  : densitas komponen i, kg/m<sup>3</sup>

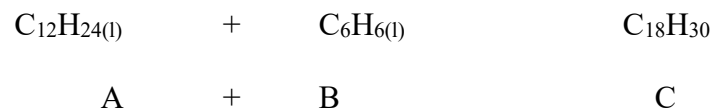
A, B, n : konstanta

T : Temperatur, K

T<sub>c</sub> : Temperatur kritis komponen

w<sub>i</sub> : fraksi massa komponen i

### C. Menyusun Persamaan Reaksi



Mula-mula : F<sub>AO</sub>                      F<sub>BO</sub>

Bereaksi : F<sub>AO</sub> X<sub>A</sub>                      F<sub>AO</sub> X<sub>A</sub>                      F<sub>AO</sub> X<sub>A</sub>

Akhir : F<sub>AO</sub>(1-X<sub>A</sub>)                      F<sub>BO</sub>- F<sub>AO</sub> X<sub>A</sub>                      F<sub>AO</sub> X<sub>A</sub>

$$r = 402,783 \exp\left(-\frac{45.730}{RT}\right) C_B C_{1D}$$

$$k = 402,783 \cdot e^{\left(\frac{45.730}{RT}\right)}$$

Dengan:

r = Laju reaksi pengurangan C<sub>12</sub>H<sub>24</sub>, kmol/jam.kg katalis

k = konstanta laju reaksi, dm<sup>6</sup>/jam. Kg katalis.mol

$C_B$  = konsentrasi benzena, kmol/m<sup>3</sup>

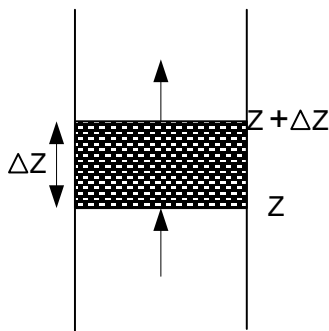
$C_{ID}$  = konsentrasi olefin, kmol/m<sup>3</sup>

#### D. Menghitung Neraca Massa Komponen pada Reaktor

Asumsi – asumsi yang diambil :

1. Aliran sepanjang Reaktor dianggap plug flow,
2. Gradien konsentrasi kearah radial diabaikan
3. Steady state

Ditinjau elemen volume pada reaktor setebal  $\Delta Z$



Elemen volume :  $\frac{\pi}{4} \times (ID)^2 \times \Delta Z$

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

$$F_{A_Z} - F_{A_{Z+\Delta Z}} - (r_A V) = 0$$

$$F_{A_Z} - F_{A_{Z+\Delta Z}} - (r_A \cdot \rho_{\text{bulk}} \cdot A \cdot \Delta Z) = 0 \quad F_{A_Z} - F_{A_{Z+\Delta Z}} - \left(\frac{\pi}{4} \cdot ID^2\right) \Delta Z \cdot \rho_{\text{bulk}} (r_A) = 0$$

Kedua ruas dibagi dengan  $\Delta Z$ , sehingga :

$$\frac{F_{A_{Z+\Delta Z}} - F_{A_Z}}{\Delta Z} = -\frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot \rho_{\text{bulk}} \cdot (r_A)$$

Diambil limit  $\Delta Z$  mendekati nol, sehingga :

$$\lim_{\Delta Z \rightarrow 0} \frac{F_{A z+\Delta z} - F_{A z}}{\Delta Z} = -\frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot \rho_{\text{bulk}} \cdot (r_A)$$

$$\frac{dF_A}{dZ} = -\frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot \rho_{\text{bulk}} \cdot (r_A)$$

Dengan :

$$F_A = F_{A0} (1 - X_A)$$

$$dF_A = -F_{A0} dX_A$$

persamaan diferensial diatas menjadi :

$$F_{A0} \frac{dX_A}{dZ} = (-r_A) \cdot \rho_{\text{bulk}} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (ID)^2$$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{(-r_A) \cdot \rho_{\text{bulk}} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (ID)^2}{F_{A0}}$$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{\pi \cdot (ID)^2 \cdot \rho_{\text{bulk}}}{4 F_{A0}} 402,783 \exp\left(-\frac{45.730}{RT}\right) C_A C_B$$

Dengan :

A : luas penampang reaktor , m<sup>2</sup>

$\rho_{\text{bulk}}$  : *bulk density* dari katalisator, kg/m<sup>3</sup>

ID : diameter dalam reaktor , m

$F_{A0}$  : Laju alir C<sub>3</sub>H<sub>6</sub> mula-mula, kmol/jam

Z : Panjang Bed dihitung dari bawah

$(-r_A)$  : kecepatan reaksi , kmol/j kg katalis

$\frac{dX_A}{dZ}$  : konversi tiap increment panjang reaktor

### E. Menghitung Neraca Panas Komponen pada Reaktor

Asumsi – asumsi yang diambil :

1. Aliran sepanjang Reaktor dianggap *plug flow*,
2. Gradien konsentrasi ke arah radial diabaikan
3. *Steady state*

Neraca panas fase cair pada elemen volume setebal  $\Delta Z$

(rate of input) – (rate of output) + heat of reaction = (rate of acc.)

$$\sum (F_i H_{fi})_Z - \sum (F_i H_{fi})_{Z+\Delta Z} - (\Delta H_R^\circ) (-r_A) \rho_{\text{bulk}} A \Delta Z = 0$$

Kedua ruas di bagi  $\Delta Z$  :

$$\frac{\sum (F_i H_{fi})_{Z+\Delta Z} - \sum (F_i H_{fi})_Z}{\Delta Z} + (\Delta H_R^\circ) (-r_A) \rho_{\text{bulk}} A = 0$$

Jika diambil  $\Delta z \rightarrow 0$  maka :

$$\frac{d}{dz} \sum (F_i H_{fi}) + (\Delta H_R^\circ) (-r_A) \rho_{\text{bulk}} A = 0$$

$$\sum \left( F_i \frac{dH_{fi}}{dz} \right) + \sum \left( H_{fi} \frac{dF_i}{dz} \right) + (\Delta H_R^\circ) (-r_A) \rho_{\text{bulk}} A = 0$$

$$\sum \left( F_i C_{p_i} \frac{dT}{dz} \right) + \left( H_{f_A} \frac{dF_A}{dz} + H_{f_B} \frac{dF_B}{dz} + H_{f_C} \frac{dF_C}{dz} + H_{f_D} \frac{dF_D}{dz} + H_{f_E} \frac{dF_E}{dz} \right) + (\Delta H_R^\circ) (-r_A) \rho_{\text{bulk}} A = 0$$

$$\sum \left( F_i C_{p_i} \frac{dT}{dz} \right) + \left( -H_{f_A} F_{A0} \frac{dX_A}{dz} - H_{f_B} F_{A0} \frac{dX_A}{dz} + H_{f_C} F_{C0} \frac{dX_A}{dz} + H_{f_D} F_{A0} \frac{dX_A}{dz} \right) + (\Delta H_R^\circ) F_{A0} \frac{dX_A}{dz} = 0$$

$$\sum \left( F_i C_{p_i} \frac{dT}{dz} \right) + (-H_{f_A} - H_{f_B} + H_{f_C} + H_{f_D} + \Delta H_R^\circ) F_{A0} \frac{dX_A}{dz} = 0$$

Jika  $\Delta H_R = \Delta H_R^{\circ} + (H_{f_D} + H_{f_C} - H_{f_A} - H_{f_B})$

$$\sum \left( F_i C_{p_i} \frac{dT}{dZ} \right) + \Delta H_R F_{A0} \frac{dX_A}{dZ} = 0$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(-\Delta H_R) F_{A0} \frac{dX_A}{dZ}}{\sum F_i C_{p_i}}$$

$$\frac{dT}{dZ} = \frac{(-\Delta H_R) F_{A0} \frac{dX_A}{dZ}}{F_A C_{p_A} + F_B C_{p_B} + F_C C_{p_C} + F_D C_{p_D}}$$

$\Delta H_R$  : Entalpi reaksi, kJ/kmol

T : Temperatur, K

$F_i$  : kecepatan aliran massa komponen i, kmol/jam

$C_{p_i}$  : kapasitas panas komponen i, kJ/kmol.K

#### F. Pressure Drop pada Elemen Volume setebal $\Delta Z$

Untuk menghitung pressure drop dalam reaktor digunakan persamaan Ergun :

$$f_k = 1,75 + 150 \left( \frac{1 - \varepsilon}{D_p G / \mu} \right)$$

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{f_k G^2}{D_p \rho g_c} \left( \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \right)$$

Keterangan:

$\varepsilon$  : porositas

$D_p$  : diameter katalis, m

G : kecepatan massa per satuan luas =  $U_s \times \rho$ , kg/m<sup>2</sup>s

$U_s$  : Kecepatan linear cairan, m/s

$\rho$  : massa jenis cairan, kg/m<sup>3</sup>

$\mu$  : viskositas cairan, kg/m.s (Rase,1977)

Persamaan neraca massa, neraca panas dan pressure drop diselesaikan secara simultan dengan program Matlab menggunakan fungsi ode 45. Dari Program diperoleh data sebagai berikut :

Z = 9,2 m

X = 0,99

T = 358 K = 85 °C

Po = 9,8 atm

P = 9,6 atm

$\Delta P$  = 0,2 atm

ID = 3,5 m

## **G. Menentukan Spesifikasi dan Massa Katalis**

### **a. Spesifikasi Katalis**

Katalis yang digunakan dengan spesifikasi sebagai berikut :

Bahan katalis : HPW/SiO<sub>2</sub>

Bentuk : Granular

Umur katalis : 2-3 tahun

Diameter katalis : 0,0125 m

Densitas *bulk* : 650 kg/m<sup>3</sup>

b. Menghitung Berat Katalis

$$\begin{aligned}
 V_{\text{bed}} &= \frac{\pi}{4} ID^2 Z \\
 &= \frac{\pi}{4} \times (3,5 \text{ m})^2 \times 9,2 \text{ m} \\
 &= 88,46 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat Katalis} &= V_{\text{bed}} \times \rho_{\text{bulk}} \\
 &= 88,46 \text{ m}^3 \times 650 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 57.505 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**H. Menghitung Waktu Tinggal**

$$\begin{aligned}
 V_{\text{catalyst}} &= V_{\text{bed}} \times (1 - \varepsilon) \\
 &= 88,46 \text{ m}^3 \times (1 - 0,2) \\
 &= 70,77 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Umpan masuk (} W_T \text{)} = 22.935,9 \text{ kg/j}$$

$$\text{Densitas umpan (} \rho_o \text{)} = 857,52 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Debit umpan (} Q \text{)} &= \frac{W_T}{\rho_o} \\
 &= \frac{22.935,9 \text{ kg/jam}}{857,52 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 26,74 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 0,0074 \text{ m}^3/\text{detik}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu tinggal} &= \frac{(V_{\text{bed}} - V_{\text{catalyst}})}{\text{Debit Umpan}} \\
 &= \frac{(88,46 \text{ m}^3 - 70,77 \text{ m}^3)}{0,0074 \text{ m}^3/\text{detik}}
 \end{aligned}$$



$$= 2.381,53 \text{ detik} = 39,69 \text{ menit}$$

### I. Penyangga Katalis (Catalyst Support)

Untuk *catalyst support* dipilih bola-bola keramik dengan spesifikasi *support* sebagai berikut:

- Bentuk : Bola
- *Bulk density* : 87-92 lb/ft<sup>3</sup>
- Temperatur maksimum : 1500 °F
- *Specific gravity* : 2,4
- Komposisi : 38,1% Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, 54,4% SiO<sub>2</sub>
- Kekerasan : 6,5 mohl scales

Spesifikasi tinggi penyangga katalis dipilih sebagai berikut :

Tinggi penyangga bagian atas

1. 6 layer 1 in balls
2. 5 layer ½ in balls

Tinggi penyangga bagian bawah

1. 3 layer ¼ in balls
2. 4 layer ½ in balls
3. 5 layer ¾ in balls

### J. Menghitung Dimensi dan Volume Reaktor

- a. Menghitung Tebal *Shell* (ts)

Tebal shell dihitung dengan persamaan berikut :

$$ts = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C \quad (\text{Brownell, pers. 13.1})$$

- ts : tebal *shell* minimum, in
- P : *design pressure*, psi
- r<sub>i</sub> : jari-jari dalam reaktor (0,5.ID)
- f : *maximum allowable stress* (Tabel 13.1 Brownell), psi
- E : efisiensi pengelasan (Tabel 13.2 Brownell)
- C : *corrosion allowance*, in

Direncanakan bahan konstruksi dipilih dari *carbon steel* SA-285 grade C karena mempunyai *Allowable stress* yang cukup tinggi, sehingga tahan tekanan tinggi

$$\text{Allowable stress ( f )} = 13.750 \text{ Psi} \quad (\text{Brownell p.342})$$

$$\text{Corrosion Allowance ( C )} = 0,125$$

$$\text{Efisiensi Pengelasan} = 80\%$$

$$\text{Faktor keamanan} : 20 \%$$

$$P = 9,8 \text{ atm} \cdot 14,7 \frac{\text{psi}}{\text{atm}} \cdot 120 \% = 155,18 \text{ Psi}$$

$$ID = 3,5 \text{ m} = 137,79 \text{ in}$$

$$r_i = ID \cdot 0,5$$

$$r_i = 137,79 \times 0,5 = 68,89 \text{ in}$$

$$ts = \frac{155,18 \times 68,89}{13.750 \times 0,8 - 0,6 \times 155,18} + 0,125$$

$$= 1,105 \text{ in}$$

$$\text{Digunakan tebal shell standar} = 1,25 \text{ in} \quad (\text{Brownell p. 90})$$

$$OD = ID + 2 ts = 137,79 + (2 \times 1,25) \text{ in}$$

$$= 140,04 \text{ in}$$

$$= 3,55 \text{ m}$$

Digunakan OD standar = 144 in = 3,65 m

b. Menghitung Tebal Head

Head yang dipilih adalah head dengan jenis *Elliptical* ( $P > 200$  Psi)

Bahan head yang dipakai : *Carbon steel SA-285 grade C*

Allowable stress = 13.750 Psi

Efisiensi pengelasan = 80 %

Faktor korosi = 0,125

P Operasi = 9,8 atm

untuk perancangan diambil over design 20 %

P perancangan =  $9,8 \text{ atm} \cdot 14,7 \frac{\text{psi}}{\text{atm}} \cdot 120 \% = 155,18 \text{ Psi}$

Untuk pressure vessel, tebal head dihitung dengan rumus:

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{(2fE - 0,2.P)} + C \quad (\text{Brownell, 7.7})$$

Dari tabel 5.7 Brownell dipakai OD standar 84 in diperoleh :

$r_c = 132 \text{ in}$

$i_{cr} = 8,375 \text{ in}$

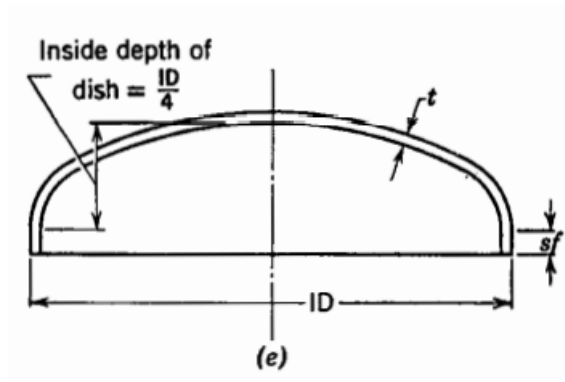
$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \sqrt{\frac{r_c}{i_{cr}}} \right)$$

$W = 1,74$

$t_h = 1,74 \text{ in}$

Digunakan tebal head standar = 1,75 in =  $1 \frac{3}{4}$  in (Brownell p. 90)

c. Menghitung Tinggi Head



Dari tabel 5.6 Brownell, untuk  $t_h = 1\frac{5}{8}$  in; diperoleh:

Standard straight flange = 1,5 – 4,5

diambil  $sf = 3$

Inside depth of dish (b) =  $ID/4 = 29,52$  in

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head} &= sf + b + t_h \\ &= 3 + 34,44 + 1,75 \\ &= 39,19 \text{ in} = 0,9 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Menghitung Tinggi Reaktor

Tinggi bed Reaktor, dari program Matlab diperoleh = 9,2 m = 362,2 in

Tinggi support bagian atas = 11 in

Tinggi support bagian bawah = 12 in

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Shell} &= \text{Tinggi bed} + \text{Tinggi Support} + \text{Tinggi ruang kosong} \\ &= 362,2 \text{ in} + 23 \text{ in} + 2 \text{ in} = 387,2 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Reaktor} &= \text{Tinggi Shell} + 2 \times \text{Tinggi Head} \\ &= 387,2 \text{ in} + (2 \times 39,19 \text{ in}) \\ &= 465,6 \text{ in} = 11,8 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Menghitung Volume Reaktor

Bentuk : Silinder Tegak, bentuk atap dan dasarnya elliptical

( digunakan untuk tekanan > 200 Psia )

$$V_{head} = 0,000076 ID^3 \quad (\text{Brownell p. 5.14})$$

IDs dalam in , V dalam ft<sup>3</sup>

$$\begin{aligned} V_{head} &= 0,000076 (137,79)^3 \\ &= 198,84 \text{ ft}^3 \\ &= 3,54 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V_{shell} &= \frac{\pi}{4} \times ID \times \text{Tinggi Shell} \\ &= \frac{\pi}{4} \times (3,5 \text{ m})^2 \times 9,8 \text{ m} \\ &= 94,57 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume reaktor} &= V_{shell} + 2 \times V_{head} \\ &= 94,57 \text{ m}^3 + 2 \times (3,54) \text{ m}^3 \\ &= 105,83 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

**K. Menentukan Diameter Pipa Pemasukan dan Pengeluaran pada Reaktor**

Direncanakan diameter pipa masuk dan pipa keluar sama karena debit aliran sama.

$$\text{Umpan masuk (} W_T \text{)} = 22.935,9 \text{ kg/j}$$

$$\text{Densitas umpan (} \rho_o \text{)} = 857,52 \text{ kg/m}^3 = 53,53 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\text{Debit umpan (} Q \text{)} = 0,0074 \text{ m}^3/\text{detik} = 0,26 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$\text{Diameter optimum (} D_{opt} \text{)} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \quad (\text{aliran turbulen})$$

$$= 3,9 \times (0,26)^{0,45} \times (53,53)^{0,13}$$

$$= 3,58 \text{ in}$$

Dipakai diameter pipa standart = 4 in SN 80

OD = 4,5 in

ID = 3,82 in

#### L. Menentukan Diameter *Manhole*

*Manhole* didesain untuk masuknya teknisi saat pembersihan reaktor dikala *Shut Down*. Besarnya diameter *manhole* harus didesain sedemikian rupa agar saat pembersihan Reaktor, teknisi dapat masuk ke dalam Reaktor. Diameter *manhole* berkisar 14 - 24 in. Pada perancangan ini dipakai diameter *manhole* dengan ukuran 20 in.

#### M. Menentukan Tebal Isolasi

Data lain yang diperlukan :

- Suhu isolator bagian luar  $(T_3) = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F} = 581,67 \text{ R}$
- Suhu rata-rata dalam reaktor  $(T_1) = 85^\circ\text{C} = 185^\circ\text{F} = 644,67 \text{ R}$
- Suhu udara luar  $(T_a) = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F} = 545,67 \text{ R}$
- Suhu film  $(t_f) = \frac{T_3 + T_a}{2} = \frac{122 + 86}{2} = 104^\circ\text{F} = 563,67 \text{ R}$
- $\beta = 1/t_f = 0,001773 \text{ R}^{-1}$
- $\Delta t = T_3 - t_f = 122 - 104 = 18^\circ\text{F} = 18 \text{ R}$

Sifat – sifat fisis udara pada  $t_f$  :

- $\rho = 0,070528 \text{ lb/ft}^3$
- $C_p = 0,24008 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$

- $k = 0,015704 \text{ Btu}/(\text{hr. ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft})$
- $\mu = 0,04621 \text{ lb}/\text{ft}\cdot\text{hr}$

Asumsi : - sifat-sifat fisis udara tetap

- di sekeliling reaktor terjadi konveksi bebas

- Bilangan Grasshoff (Gr)

$$Gr = \frac{L^3 \rho^2 \beta g \Delta t}{\mu^2}$$

- Bilangan Prandtl (Pr)

$$Pr = \frac{cp \cdot \mu}{k}$$

- Bilangan Rayleigh (Raf)

$$Raf = Gr \cdot Pr$$

Bila :

$$Raf = 10^4 - 10^9 \quad \longrightarrow \quad h_c = 0,29 \left[ \frac{\Delta t}{L} \right]^{0,25}$$

$$Raf = 10^9 - 10^{12} \quad \longrightarrow \quad h_c = 0,19 [\Delta t]^{1/3}$$

(Mc.Adams, 1958)

$h_c$  : koefisien perpindahan panas konveksi

Diambil :  $l = L =$  tinggi silinder reaktor = 9,83 m = 32,26 ft

- Menghitung Bilangan Grasshoff

$$Gr = \frac{(32,26 \text{ ft})^3 \cdot (0,070528 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3})^2 \cdot (0,001773 \text{ R}^{-1}) \cdot (32,3 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}) \cdot (32,3 \frac{\text{ft}}{\text{s}^2}) \cdot (18 \text{ R}) \cdot (3600 \frac{\text{s}}{\text{hr}})^2}{(0,04621 \frac{\text{lb}}{\text{ft}\cdot\text{hr}})^2}$$

$$Gr = 1,81 \times 10^{12}$$

Cek nilai  $l$  :

$$\frac{35}{Gr^{\frac{1}{4}}} = \frac{35}{(1,81 \times 10^{12})^{\frac{1}{4}}} = 0,0301$$

$$- \frac{ID_s}{L} = \frac{11,48}{38,8} = 0,29$$

$$- \frac{ID_s}{L} > \frac{35}{Gr^{1/4}}, \text{ asumsi } l = L \text{ dapat dipakai}$$

- Menghitung Bilangan Prandtl

$$Pr = \frac{(0,24008 \text{ Btu/lb}^\circ F) \cdot (0,04621 \text{ lb/ft.hr})}{0,015704 \text{ Btu/(hr. ft}^2)(^\circ F/\text{ft})}$$

$$Pr = 0,706$$

- Menghitung Bilangan Rayleigh (Raf)

$$Raf = 1,8 \times 10^{12} \times 0,70645$$

$$Raf = 1,2 \cdot 10^{12}; \quad Raf \text{ terletak antara } 10^9 - 10^{12}, \text{ sehingga :}$$

$$h_c = 0,19 (\Delta t)^{1/3}$$

$$= 0,4979 \text{ Btu/hr. ft}^2 \text{ }^\circ F$$

Perpindahan panas radiasi dihitung dengan :

$$q_r = \varepsilon \tau (T_s^4 - T_u^4)$$

dengan :

$$\varepsilon = \text{emisivitas} = 0,96$$

$$\tau = \text{konstanta Stefan Boltzman} = 0,1713 \cdot 10^{-8} \text{ Btu/hr. ft}^2 \text{ }^\circ R^4$$

$$T_s = \text{suhu dinding shell, R}$$

$$T_u = \text{suhu film, R}$$

$$q_r = 0,96 \times 0,1713 \cdot 10^{-8} \text{ Btu/hr. ft}^2 \text{ }^\circ R^4 \times (581,67^4 - 563,67^4)$$

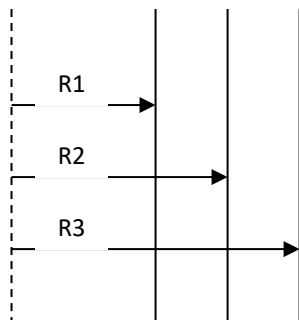
$$q_r = 22,46 \text{ Btu/hr.ft}^2$$



Koefisien perpindahan panas radiasi :

$$h_r = \frac{q_r}{T_s - T_u} = \frac{22,46 \text{ Btu/hr.ft}^2}{(122-104) ^\circ F} = 1,24 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ F$$

Penentuan tebal isolasi :



$$R_1 = \text{jari - jari dalam Reaktor , ft} = 5,74 \text{ ft}$$

$$R_2 = \text{jari - jari luar Reaktor , ft} = 6 \text{ ft}$$

$$R_3 = \text{jari - jari Reaktor setelah diisolasi, ft}$$

$$T_1 = \text{suhu dinding dalam Reaktor, } ^\circ F = 185 \text{ } ^\circ F$$

$$T_3 = \text{suhu dinding luar Reaktor, } ^\circ F = 122 \text{ } ^\circ F$$

$$T_a = \text{suhu udara luar, } ^\circ F = 86 \text{ } ^\circ F$$

$$k_1 = \text{konduktivitas dinding Reaktor, Btu/(hr. ft}^2)(^\circ F/\text{ft)}$$

$$= 30,06 \text{ Btu/(hr. ft}^2)(^\circ F/\text{ft)}$$

$$k_2 = \text{konduktivitas panas isolator, Btu/(hr. ft}^2)(^\circ F/\text{ft)}$$

$$= 0,09 \text{ Btu/(hr. ft}^2)(^\circ F/\text{ft)}$$

$$Q_{\text{loss}} = \frac{2\pi L(T_1 - T_a)}{\frac{\ln R_2/R_1}{k_1} + \frac{\ln R_3/R_2}{k_2} + \frac{1}{(hc + hr)R_3}}$$

$$Q'_{\text{loss}} = \frac{2\pi L(T_1 - T_3)}{\frac{\ln R_2 / R_1}{k_1} + \frac{\ln R_3 / R_2}{k_2}}$$

Pada keadaan ajeg :  $\frac{Q_{\text{loss}}}{2\pi L} = \frac{Q'_{\text{loss}}}{2\pi L}$

$$\frac{(185-86)}{\frac{\ln(6/5,74)}{30,06} + \frac{\ln(R_3/6)}{0,09} + \frac{1}{(0,4979 + 1,2378)R_3}} = \frac{(185-122)}{\frac{\ln(6/5,74)}{30,06} + \frac{\ln(R_3/6)}{0,09}}$$

Dengan cara coba-coba diperoleh  $R_3 = 6,08\text{ft}$

$$\text{Tebal isolasi} = R_3 - R_2$$

$$= 6,085 \text{ ft} - 6 \text{ ft}$$

$$= 0,08 \text{ ft}$$

$$= 0,027 \text{ m} = 2,7 \text{ cm}$$

**RESUME REAKTOR**

Kode : R-01

Fungsi : Mereaksikan benzena dan olefin menjadi *linear alkylbenzene*

Tipe : Reaktor *fixed bed single tube*

1. Kondisi Operasi

Suhu : 85 °C

Tekanan : 9,8 atm

Non isothermal dan adiabatik

2. spesifikasi

a. Katalisator

Bahan katalis : HPW/SiO<sub>2</sub>

Bentuk : granular

Umur katalis : 2-3 tahun

Diameter katalis : 0,0125 m

Densitas katalis : 650 kg/m<sup>3</sup>

b. Shell

IDs : 3,5 m

ODs : 3,65 m

Tebal : 1,25 in = 0,028 m

Volume : 94,57 m<sup>3</sup>

Material : *Carbon steel SA-285 grade C*

c. Head

Bentuk : *Elliptical Dished Head*

tinggi : 0,99 m  
 Tebal : 1,75 in = 0,04 m  
 Volume : 5,62 m<sup>3</sup>  
 Material : *Carbon steel SA-285 grade C*

d. Reaktor

Tinggi : 11,8 m  
 Volume : 105,83 m<sup>3</sup>

e. Ukuran pipa

Diameter pipa umpan masuk : 4 in SN 80

Diameter pipa produk keluar : 4 in SN 80

f. Isolator

Bahan Isolasi : asbestos

Tebal Isolasi : 0,02 m

**M File Program Matlab**

```
%PROGRAM UTAMA
clc %bersihkan layar
clear %bersihkan memory
global FAo FBo FEO Xo To Po ID eps Dp Tr rho_bulk
Ap DHRo FA FB
global rhocamp rhocamp

%-----
-----
% KOMPONEN UTAMA
% A : C12H24 (OLEFIN)
% B : C6H6 (BENZENA)
% PRODUK
% C : C18H30 (LAB)
% KOMPONEN IMPURITAS
% E : C6H14 (HEKSANA)
```

```

%-----
% REAKSI
%      A          B          C
%      C12H24  +  C6H6  -----> C18H30
%-----
% DATA UMPAN REAKTOR
%      Xo = 0; % konversi
mula-mula
%      To = 358; % suhu mula-mula
masuk reaktor (K)
%      Po = 9.8; % Tekanan mula-
mula masuk reaktor (atm)
%      FAo= 45.603; % laju mol olefin masuk
reaktor (kmol/jam)
%      FBo= 187.591; % laju mol benzena
masuk reaktor (kmol/jam)
%      FEo= 0.188; % laju mol heksana
masuk reaktor (kmol/jam)

%-----
% DATA OPERASIONAL
%      Tr = 298 ; % suhu referensi
(K)
%      DHRo = -96.3128; % entalpi
reaksi standard (kj/kmol)
%      ID = 3.5 ; % diameter
dalam reaktor (m)
%      Ap = (pi*ID^2)/4 ; % luas
penampang reaktor (m^2)
%-----
%Data katalis :
%Katalis yang digunakan HPW/SiO2
%Tipe : Granula
%      Dp = 0.0125 ; % diameter
butir katalis (m)
%      eps = 0.2; % porositas
%      rho_bulk = 650 ; % rapat massa
katalis (kg/m^3)
%-----
% MENYUSUN PD SIMULTAN
%      Zo =linspace(0,10,100); % baris ke 0 sampai
9

```

```

Yo = [Xo To Po]';
[Z,Y]=ode45('linear_alkylbenzene',Zo,Yo);
X=Y(:,1);
T=Y(:,2);
P=Y(:,3);

% -----
-----

disp(' ');
disp('=====');
disp(' Tinggi           Konversi           Temperatur           Tekanan');
disp(' (m)                (X)                (K)                (atm)');
disp('=====');
for i=1:100
fprintf('%8.4f %10.4f %14.4f %15.4f\n',[Z(i) X(i) T(i)
P(i) ]);
end
disp('=====');
disp('=====');

figure(1)
plot(Z,X,'black-')
title('Distribusi Konversi')
xlabel('Panjang (m)')
ylabel('Konversi')

figure(2)
plot(Z,T,'black-')
title('Distribusi Temperature')
xlabel('Panjang (m)')
ylabel('Temperature(K)')

figure(3)
plot(Z,P,'black-')
title('Distribusi Tekanan')
xlabel('Panjang (m)')
ylabel('Tekanan(atm)')

function dYdZ=linear_alkylbenzene(Z,Y)
global FAo FBo FEO FT eps Dp Tr rho_bulk Ap DHRO
BMRATA Us FvA FvB FA FB

```

```

global rhocamp xmassaA xmassaB xmassaC xmassaE RHO_A
RHO_B RHO_C RHO_E rhocamp rhocamp
%Keterangan Y
%Y(1) = X
%Y(2) = T
%Y(3) = P

%=====
% NERACA MOL (kmol/j)
  FA=FAo*(1-Y(1));
  FB=FBo-(FAo*Y(1));
  FC=FAo*Y(1);
  FE=FEo;
  FT = FA+FB+FC+FE;
%=====

%Laju Alir Volumetrik
FvA = 9.97341527;
FvB = 17.16929291;
%=====

% FRAKSI MOL KOMPONEN
  xmolA=FA/FT;
  xmolB=FB/FT;
  xmolC=FC/FT;
  xmolE=FE/FT;
%=====

% MASSA KOMPONEN (Kg/jam)
  massaA=FA*168.32;
  massaB=FB*78.11;
  massaC=FC*246.43;
  massaE=FE*86.18;
  sigmamassa=massaA+massaB+massaC+massaE;
%=====

% FRAKSI MASSA KOMPONEN
  xmassaA=massaA/sigmamassa;
  xmassaB=massaB/sigmamassa;
  xmassaC=massaC/sigmamassa;
  xmassaE=massaE/sigmamassa;

BMRATA=xmolA*168.32+xmolB*78.11+xmolC*246.43+xmolE*86.1
8; % ( kg/kmol)

```

```

%=====
%=====
% DATA Cp (kJ/(kmol.K));
CPA = 4.3851E-06*Y(2)^3-0.00405*Y(2)^2+
1.5842*Y(2)+129.203;
CPB = 3.824E-06*Y(2)^3-0.00361*Y(2)^2+ 1.3043*Y(2) -
31.662;
CPC = 4.2038E-06*Y(2)^3-0.00455*Y(2)^2+
2.0826*Y(2)+202.922;
CPE = 4.1999E-06*Y(2)^3-0.00295*Y(2)^2+
0.88729*Y(2)+78.848;

IntgrlCpA=(1/4)*4.3851E-06*(Y(2)^4-Tr^4) + (1/3)*-
0.00405*(Y(2)^3-Tr^3) + (1/2)*1.5842*(Y(2)^2-Tr^2)
+129.203*(Y(2)-Tr);
IntgrlCpB=(1/4)*3.824E-06*(Y(2)^4-Tr^4) + (1/3)*-
0.00361*(Y(2)^3-Tr^3) + (1/2)*1.3043*(Y(2)^2-Tr^2) -
31.662*(Y(2)-Tr);
IntgrlCpC=(1/4)*4.2038E-06*(Y(2)^4-Tr^4) + (1/3)*-
0.00455*(Y(2)^3-Tr^3) + (1/2)*2.0826*(Y(2)^2-Tr^2) +
202.922*(Y(2)-Tr);

DHR= DHRo+(IntgrlCpC-IntgrlCpA-IntgrlCpB);
FCp= FA*CPA+FB*CPB+FC*CPC+FE*CPE;

%=====
%=====
% DATA VISKOSITAS (centipoise)
% Konversi ke kg/m.j, dikalikan 0.00036.
% Vis = 10.^(A+B/Y(2)+C*Y(2)+D*(Y(2))^2);
VAi1 = 0.00116177;
VAi2 = 0.00058893;
VAi3 = 0.00471574;
VAi4 = 0.00029104;
VIS =
(xmassaA*VAi1)+(xmassaB*VAi2)+(xmassaC*VAi3)+(xmassaE*V
Ai4);
Vrat= VIS; % kg/m.s

%=====
%=====
% DENSITAS (kg/m^3)
RHO_A = 790;
RHO_B = 876;
RHO_C = 856;
RHO_E = 655;

```



```

sigma_rho=
(xmassaA*RHO_A)+(xmassaB*RHO_B)+(xmassaC*RHO_C)+(xmassa
E*RHO_E);
rhocamp = sigma_rho;
%=====
% MENGHITUNG KECEPATAN REAKSI
k=402.783*exp((-45730/(8.314*(Y(2))))); %
konstanta kecepatan reaksi (dm^6/jam.kg katalis.kmol)

r=(k*(FA/FvA)*(FB/FvB)); % kecepatan reaksi
(kmol/(jam.kg katalis))

%=====
% KONVERSI SATUAN UNTUK PERSAMAAN ERGUN (FOUGLER P.154)
Gt = sigmamassa/Ap/3600; % superficial mass
velocity (kg/m^2.s)
Us = Gt/rhocamp; % kecepatan linear
(m/s)
NRe = rhocamp*Us*Dp/Vrat; % Reynold

%=====
% PERSAMAAN DIFFERENSIAL
dYdZ(1)=(r*Ap*rho_bulk)/(FAo); %dX/dZ
dYdZ(2)=(FAo*dYdZ(1)*(DHR))/FCp; %dT/dZ
dYdZ(3)=(-(1.75+150*(1-eps)/NRe))*((1-
eps)/eps^3))*Us^2*rhocamp/Dp/1.01325e4;% dP/dZ
dYdZ=dYdZ';

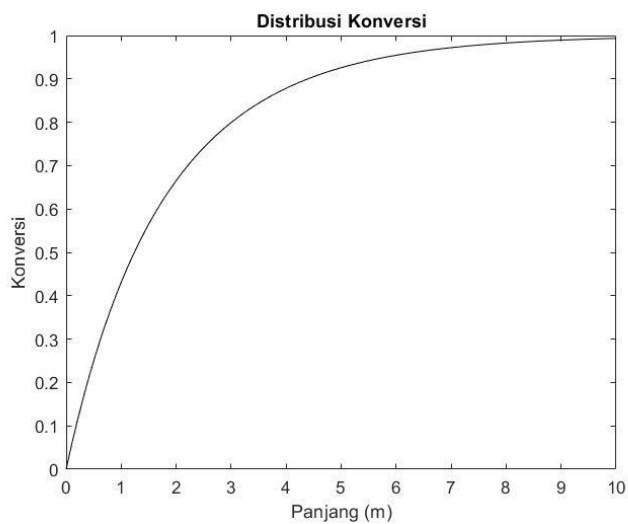
=====
Tinggi      Konversi      Temperatur      Tekanan
(m)          (X)            (K)             (atm)
=====
0.0000      0.0000         358.0000        9.8000
0.1010      0.0573         358.1128        9.7994
0.2020      0.1108         358.2181        9.7988
6.0606      0.9558         359.8803        9.7232
6.1616      0.9580         359.8845        9.7217
6.2626      0.9600         359.8884        9.7202
6.3636      0.9619         359.8922        9.7186
6.4646      0.9637         359.8958        9.7171
6.5657      0.9655         359.8992        9.7155
6.6667      0.9671         359.9025        9.7140
6.7677      0.9687         359.9056        9.7124
6.8687      0.9702         359.9085        9.7108
6.9697      0.9716         359.9113        9.7093

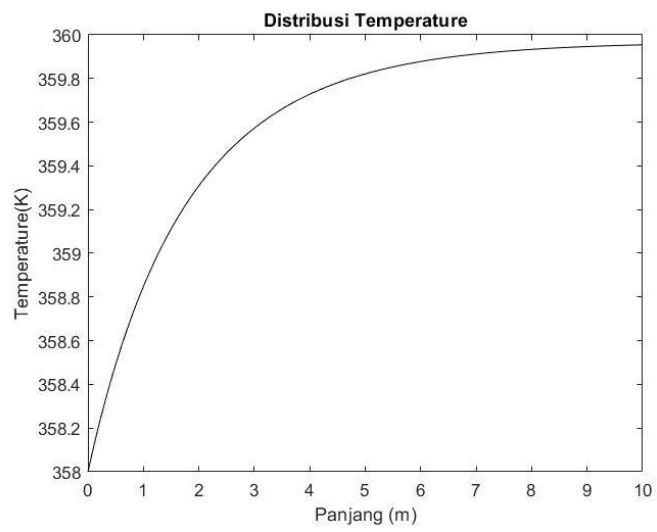
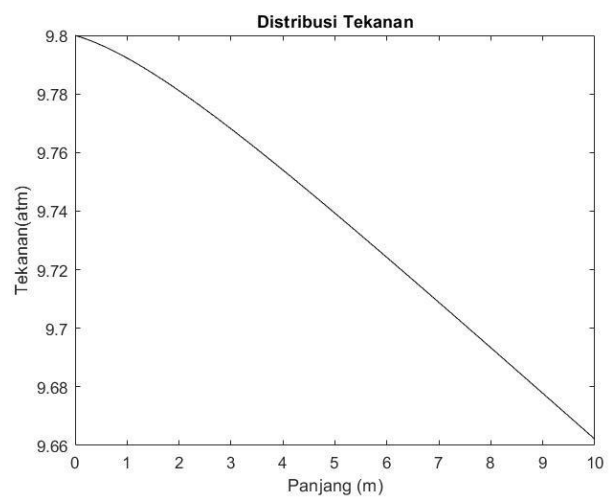
```

7.0707	0.9730	359.9140	9.7077
7.1717	0.9743	359.9165	9.7062
7.2727	0.9755	359.9190	9.7046
7.3737	0.9767	359.9213	9.7030
7.4747	0.9778	359.9235	9.7015
7.5758	0.9789	359.9255	9.6999
7.6768	0.9799	359.9275	9.6984
7.7778	0.9808	359.9294	9.6968
7.8788	0.9818	359.9312	9.6952
7.9798	0.9826	359.9329	9.6937
8.0808	0.9835	359.9346	9.6921
8.1818	0.9842	359.9361	9.6905
8.2828	0.9850	359.9376	9.6889
8.3838	0.9857	359.9390	9.6874
8.4848	0.9864	359.9403	9.6858
8.5859	0.9870	359.9416	9.6842
8.6869	0.9877	359.9428	9.6826
8.7879	0.9883	359.9440	9.6811
8.8889	0.9888	359.9451	9.6795
8.9899	0.9893	359.9461	9.6779
9.0909	0.9899	359.9471	9.6763
9.1919	0.9903	359.9481	9.6748

=====  
 >>

### Grafik Z vs X



**Grafik Z vs T****Grafik Z vs P**






**LAMPIRAN B**  
**KARTU BIMBINGAN**

## KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRA-RANCANGAN

Nama Mahasiswa 1 : Habib Rifa'i  
 No Mahasiswa : 19521079  
 Nama Mahasiswa 2 : Putra Nur Gimantara  
 No Mahasiswa 2 : 19521106  
 Judul Prarancangan \*) :

### PRA RANCANGAN PABRIK *LINEAR ALKYL*BENZENE DARI BENZENA DAN OLEFIN KAPASITAS 90.000 TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : **10 Oktober 2022**  
 Batas Akhir Bimbingan : **08 April 2023 (Extended s/d 06 Oktober 2023).**

No.	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	17 November 2022	Perkenalan dan diskusi mengenai tahapan Pra-Rancangan Pabrik	
2	30 November 2022	Penentuan kapasitas pabrik, latar belakang, tinjauan pustaka dan termodinamika serta pemilihan proses	
3	22 Maret 2023	Diagram alir kualitatif	
4	14 April 2023	Pemilihan reaktor dan algoritma perhitungan reaktor	
5	17 Mei 2023	Perhitungan spesifikasi dan reaksi pada reaktor	

6	9 Juni 2023	Perhitungan menara distilasi	4
7	23 Juni 2023	Diagram alir kuantitatif	4
8	6 Juli	Pemilihan alat preparai katalis	4
9	22 Juli	Alat penukar panas	4
10	28 Juli	Perancangan PEFD and lokasi pabrik	4
11	4 Agustus	Utilitas dan evaluasi ekonomi	4

**Disetujui Draft Penulisan:**

**Yogyakarta, 8 Agustus 2023**

**Pembimbing.**

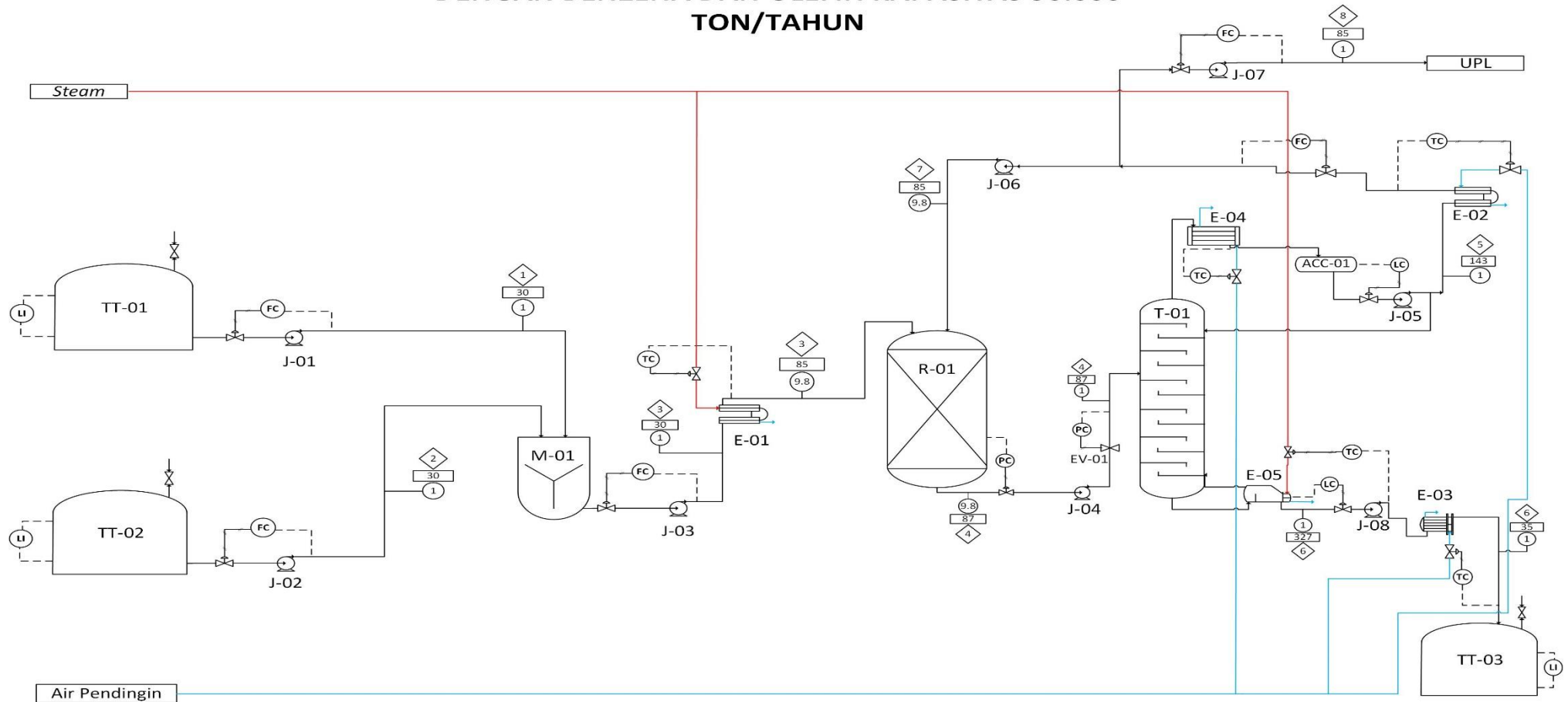


**Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.**

**LAMPIRAN C**

**PEFD**

## PRARANCANGAN PABRIK *LINEAR ALKYL*BENZENE DENGAN BENZENA DAN OLEFIN KAPASITAS 90.000 TON/TAHUN



Senyawa	Arus (kg/jam)							
	1	2	3	4	5	6	7	8
C6H6	15.040,30		15.040,30	11.420,56	11.420,56		3.426,17	7.994,39
C6H14	16,611		16,61	16,61	16,61		4,98	11,63
C12H24		7.878,99	7.878,99	78,79	78	0,788	23,4	54,6
C18H30				11.419,95	57,1	11.362,85	17,13	39,97
<b>Total</b>	<b>15.056,91</b>	<b>7.878,99</b>	<b>22.935,91</b>	<b>22.935,91</b>	<b>11.572,27</b>	<b>11.363,64</b>	<b>3.471,68</b>	<b>8.100,59</b>

Keterangan		
TT	Tangki	JH
M	Mix Drum	ACC
R	Reaktor	FC
T	Menara Distilasi	LC
SI	Site	PC
FF	Centrifuge	TC
DD	Rotary Dryer	Number Arus
BC	Bucket Elevator	Titikman
SC	Screw Conveyor	Suhu
F	Heat Exchanger	Arus Sinyal Listrik
J	Pompa	Arus Sinyal Pneumatik
CV	Expansion Valve	Control Valve
FU	Filter Udara	UPL

**JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS BINA HARAPAN  
YOGYAKARTA  
BHS**

*PROSES DAN PERANCANGAN FLOW DIAGRAM  
PADA RANCANGAN PABRIK LINEAR ALKYL BENZENE DARI  
BENZENA DAN OLEFIN KAPASITAS 90.000 TON/TAHUN*

DIBUAT OLEH:  
1. Habib R. R. (19521079)  
2. Purno Nugroho (19521100)

DOKUMEN PEMBIMBING:  
T. H. K. (19521100), N. T. M. P. (19521100)