

**PRA-RANCANGAN PABRIK *STYRENE*
DARI *ETHYLBENZENE*
DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN**

Tugas Akhir

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh
Gelar Sarjana Teknik Kimia



Disusun Oleh :

Nama : Retno Purwanti
No. Mhs : 02 521 037

Nama : Ninin Wijayanti
No. Mhs : 02 521 226

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

2007

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRA-RANCANGAN PABRIK STYRENE
DARI ETHYLBENZENE
DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Disusun oleh:

Nama : Retno Purwanti

No. Mhs : 02 521 037

Nama : Ninin Wijayanti

No. Mhs : 02 521 226



Yogyakarta, Maret 2007

Pembimbing



Ir. Sutijan, MT., Ph.D.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK *STYRENE*
DARI *ETHYLBENZENE*
DENGAN KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN
TUGAS AKHIR

Oleh:

Nama : Retno Purwanti
No. Mahasiswa : 02 521 037
Nama : Ninin Wijayanti
No. Mahasiswa : 02 521 226

Telah Dipertahankan Di Depan Sidang Penguji Sebagai
Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

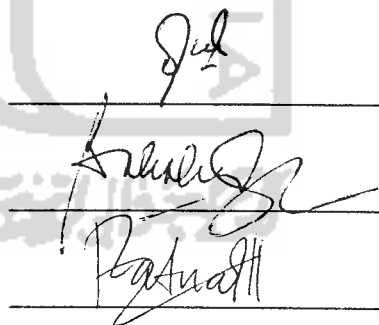
Yogyakarta, Maret 2007

Tim Penguji,

Ir. Sutijan.MT..Ph.D.
Ketua

Ir. Djaka Hartaja. MM
Anggota I

Hj. Ratna Sri Harjanti. ST
Anggota 2



Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia

Hj. Kamariah Arwar., MSi

KATA PENGANTAR



Assalamu 'alaikum Wr. Wb.

Puji dan syukur kami panjatkan ke hadirat Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan karunia-Nya sehingga dapat menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul : “Prarancangan Pabrik *Styrene* dari *Ethylbenzene* dengan Kapasitas 100.000 ton/tahun“

Laporan ini disusun sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan program Strata 1 di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Dengan selesainya laporan tugas akhir ini, penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Ir.Bachrun Sutrisno,Msc selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri.
2. Ibu Dra.Hj.Kamariah Anwar,M.S., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Ir.Sutijan, M.T.,Ph.D., selaku dosen pembimbing, atas bimbingan serta waktu yang diberikan.
4. Bapak Ir.Djaka Hartaja,MM dan Ibu Hj. Ratna Sri Harjanti, ST., selaku dosen penguji.
5. Staf-staf dan karyawan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Kepada teman-teman Teknik Kimia 2002 atas segala supportnya dan bantuannya selama ini.

7. Semua pihak yang ikut membantu yang tidak dapat disebutkan satu persatu.

Penulis sangat mengharapkan kritik dan saran dari pembaca demi kesempurnaan tugas akhir ini, karena penulis sadar masih banyak kekurangan.

Semoga laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat bagi semuanya. Amien...

Wassalamu 'alaikum Wr. Wb.



Yogyakarta, Maret 2007

Penulis



DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
HALAMAN PENGESAHAN PEMBIMBING.....	ii
HALAMAN PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
HALAMAN PERSEMBAHAN.....	iv
MOTTO.....	vi
KATA PENGANTAR.....	vii
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR TABEL.....	xi
DAFTAR GAMBAR.....	xii
ABSTRACT.....	xiv
BAB I. PENDAHULUAN	
1.1. latar Belakang Pendirian Pabrik.....	1
1.2. Tinjauan Pustaka.....	4
BAB II. PERANCANGAN PRODUK	
2.1. Spesifikasi Bahan Baku.....	9
2.2. Spesifikasi Produk.....	10
2.3. Pengendalian Produksi.....	13
BAB III. PERANCANGAN PROSES	
3.1. Uraian Proses.....	20
3.2. Neraca Massa.....	24
3.3. Spesifikasi Alat.....	27



3.4. Perencanaan Produksi.....59

BAB IV. PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Pabrik..... 63

4.2 Tata Letak Pabrik 65

4.3 Tata Letak Alat Proses..... 70

4.4. Alir Proses dan Material..... 74

4.5. Pelayanan Teknik..... 74

4.6. Spesifikasi Alat Utilitas..... 86

4.7. Unit Pembangkit Listrik..... 114

4.8. Unit Penyediaan Bahan Bakar..... 115

4.9. Laboratorium..... 115

4.10. Organisasi Perusahaan..... 119

4.11. Evaluasi Ekonomi..... 144

BAB V. PENUTUP

5.1. Kesimpulan..... 157

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Impor Monomer Styrene di Indonesia Tahun 1999-2001.....	7
Tabel 1.2. Kebutuhan Pabrik Polimer akan Monostyrene.....	7
Tabel 3.2.1. Neraca Massa Overall.....	24
Tabel 3.2.2. Neraca Massa R-01.....	25
Tabel 3.2.3. Neraca Massa SP-01.....	25
Tabel 3.2.4. Neraca Massa SP-02.....	25
Tabel 3.2.5. Neraca Massa MD-01.....	26
Tabel 3.2.6. Neraca Massa MD-02.....	26
Tabel 3.2.7. Neraca Massa MD-03.....	27
Tabel 4.1. Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik.....	67
Tabel 4.2 Jadwal Kerja Karyawan.....	138
Tabel 4.10.5a. Gaji Karyawan Pabrik.....	139
Tabel 4.10.5b. Penggolongan Jabatan.....	142
Tabel 4.11.1a. Indeks Harga Alat pada Berbagai Tahun.....	145
Tabel 4.11.1b. Grafik Indeks Harga Alat Tiap Tahun.....	146
Tabel 4.11.4.7a Perhitungan Fixed capital (FC).....	150
Tabel 4.11.4.7b Perhitungan Working capital (WC).....	151
Tabel 4.11.4.8a Perhitungan Manufacturing Cost.....	152
Tabel 4.11.4.8b Perhitungan General Expanse.....	153

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.3. Blok Diagram Feed Back Control.....	16
Gambar 3.1.1. Diagram Alir Kuantitatif.....	22
Gambar 3.1.. Diagram Alir Kualitatif.....	23
Gambar 4.2. Tata Letak Pabrik	69
Gambar 4.3. Tata Letak Alat Proses.....	73
Gambar 4.5 Diagram Alir Utilitas.....	75
Gambar 4.10 Struktur Organisasi Perusahaan.....	122
Gambar 4.11.4.9. Grafik BEP dan SDP.....	156





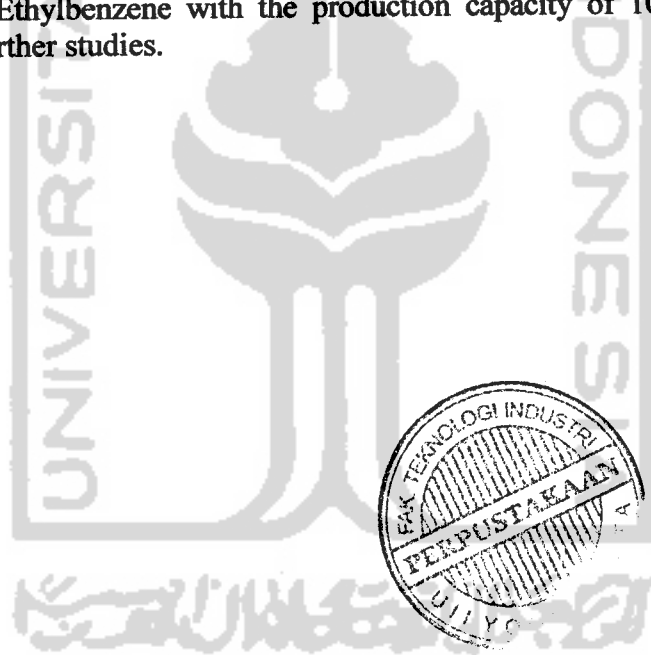
ABSTRACT

Preliminary plant design of Styrene from Ethylbenzene is targeting to domestic demand and an export quota. This chemical plant is designed with the capacity 100.000 tons/year. The process will be operated at the temperature 450 C, at the pressure of about 1 atm using catalyst of Shell 105 with total conversion of 40 %. This plant will be built in Cilegon, the province of West Java on the area of 53.930 m². This plant will be operated for 24 hours/day and 330 days a year with the total employess of 145. Raw material needed are Ethylbenzene of about 21803.6372 kg/hour and total steam of about 19795.4361 kg/hour.

This plant requires water as much as 29931.9904 kg/hour. The electricity is supplied by PLN with capacity 183.9824 KW.

The economics analysis shows that Break Event Point (BEP) of this chemical plant is 42.23 %, Shut Down Point (SDP) 28.56 %, Return of Invesment after taxes 26.2045% and Pay Out Time (POT) after taxes for about 2.7621 years.

Based on the above results it can be concluded that preliminary plant design of Styrene from Ethylbenzene with the production capacity of 100.000 tons/year deserves for further studies.



BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Dalam memasuki era globalisasi, penting bagi Indonesia sebagai negara berkembang untuk meningkatkan pembangunan di segala bidang termasuk sektor industri. Salah satu diantaranya adalah industri kimia. Pengembangan industri kimia ditandai dengan adanya pendirian pabrik-pabrik kimia baru, yang dimaksudkan untuk memenuhi kebutuhan bahan-bahan industri dalam negeri.

Adapun bahan-bahan kimia tersebut dapat dipenuhi sendiri melalui produksi di dalam negeri atau juga diperoleh dengan cara impor dari negara-negara produsen, termasuk diantaranya adalah Styrene. Oleh sebab itu timbul konsep pemikiran bahwa masa depan pendirian industri Styrene mempunyai peluang yang baik guna menunjang berbagai industri lain disamping dapat menghemat devisa negara.

Monomer Styrene yang disebut juga Phenylethylene, Vinylbenzene, Styrol, Cinnamene, $C_6H_5=CH_2$ merupakan salah satu monomer aromatis tak jenuh. Styrene pertama kali pada abad 19 merupakan distilasi dari storax, dasar minyak balsem. Walaupun styrene dikenal untuk polimer, penggunaannya tidak komersil untuk beberapa tahun karena polymer rapuh dan mudah pecah. Proses Dehidrogenasi Ethylbenzene berhasil dikembangkan

oleh The Dew Chemical Company and Badische Anilin-und Soda-Fabrik A.G. (BASF) dalam teknologi styrene. Pada tahun 1937, kedua perusahaan itu menghasilkan monomer dengan kemurnian yang tinggi dimana dapat membuat polimer yang stabil, bersih, plastik tanpa warna. Selama Perang Dunia II, styrene menjadi sangat penting dalam pembuatan karet sintetik dan membangun pabrik dalam skala besar. Kemudian digunakanlah styrene-bahan dasar plastik dalam perkembangan industri yang pesat. Teknik pembuatan styrene dari Dehidrogenasi Ethylbenzene tetap mengalami kemajuan hingga sekarang.

Monomer Styrene dapat digunakan antara lain dalam bentuk :

1. Polystyrene, digunakan dalam industri kemasan makanan, alat-alat rumah tangga, mobil, alat-alat elektronik, alat-alat kesehatan dan juga peralatan laboratorium.
2. Styrene Butadiene Rubber, digunakan dalam industri alat-alat mobil seperti ban, radiator, sabuk penggerak dan heater.
3. Styrene Butadiene Latex, digunakan dalam industri pelapis kertas, pelapis bawah karpet dan pelapis karet.

Penjualan hasil dari monomer dimulai dari skala kecil sebelum Perang Dunia II. Sejak saat itu, pertumbuhan produksi dari monomer sangat besar dan hingga mencapai 5 milyar setiap tahun pada tahun 1970. Beberapa faktor mempunyai kontribusi pada suksesnya produksi monomer :

1. Styrene (bp 145°C) adalah cairan yang dapat digunakan dengan mudah dan aman.

2. Aktifitas dari gugus vinyl-nya menyebabkan monomer styrene dapat dengan mudah melakukan polimer dan copolymer dalam berbagai kondisi.
3. Polystyrene adalah salah satu thermoplastic yang berharga mahal.

Dalam pendirian Pabrik Styrene ini, dilatar belakangi antara lain :

1. Meningkatnya populasi penduduk yang secara otomatis akan meningkatkan kebutuhan monomer sebagai bahan baku dari polimer, yang dewasa ini hampir semua kebutuhan manusia telah banyak didominasi oleh bahan polimer.
2. Adanya program pemerintah yang dewasa ini tengah menggalakkan pembangunan di segala bidang, yang diantaranya adalah dalam usaha memenuhi kebutuhan dalam negeri tanpa mengandalkan impor, sehingga dapat mengurangi ketergantungan terhadap negara lain. Dan bahkan diharapkan dari sebagian hasil produksi dapat diekspor ke luar negeri.
3. Latar belakang yang diharapkan dari berdirinya sebuah pabrik adalah untuk memberikan lapangan pekerjaan bagi masyarakat sehingga diharapkan dapat mengurangi pengangguran.
4. Dengan semakin pandainya masyarakat sebagai konsumen akan bahan-bahan berkualitas, menjadi pendorong untuk memproduksi bahan dengan kualitas yang lebih baik.

Pengembangan industri petrokimia memiliki prospek yang sangat baik mengingat pengembangan tersebut dapat mengurangi tingkat ketergantungan

terhadap impor, menyediakan lapangan pekerjaan, percepatan pengalihan teknologi dan memperkuat struktur industri dalam negeri. Berdasarkan kriteria tersebut, maka pengembangan industri petrokimia dapat dibagi 3 kategori yaitu :

a. Highly potential petrochemicals :

Ethylene, Propylene, Methanol, Ammonia, Carbon Black, Styrene Monomer, Purified Terephthalic Acid (PTA), Ethylene Glycol, Polyethylene resin dan Polyvinyl Chloride (PVC) resin.

b. Fairly potential petrochemicals :

Paraxylene, EDC, VCM, AB Sulfonat, Melamine, PET resin, SAN resin, ABS resin, SBL, Alkyd resin, Unsaturated Polyester resin dan Adhesive resin.

c. Petrochemical having good prospects :

Toluene, Ortho xylene, Meta xylene, Butane, Butadiene, Cumene, Phenol, Vinyl Acetate Monomere (VAM), Poly Vinyl Acetate (PVA), MTBE, Acrylic Fibre.

1.2. Tinjauan Pustaka

Monomer Styrene merupakan senyawa aromatis tak jenuh yang berbentuk cair. Aktifitas dari gugus vinyl-nya menyebabkan monomer styrene dapat dengan mudah melakukan polimerisasi. Untuk proses, dipilih proses dehidrogenasi yang merupakan proses pelepasan hidrogen secara katalitik yang bertujuan meningkatkan produksi Styrene dengan umpan Ethylbenzene

yang berhasil dikembangkan oleh Badische Anilin dan Soda Pabrik (BASF), sedangkan cara lain adalah dengan menggunakan oksidasi Ethylbenzene. Ada beberapa cara pembuatan monomer styrene tetapi yang umum diproduksi dalam skala komersil hanya 2 yaitu dehidrogenasi ethylbenzene dan oksidasi ethylbenzene.

Pertimbangan dipilih proses dehidrogenasi katalitik adalah sebagai berikut :

1. Proses dehidrogenasi adalah proses yang paling sederhana dibandingkan proses oksidasi ethylbenzene. Hal ini akan menghemat biaya konstruksi reaktor, sedangkan proses oksidasi menggunakan reaktor seri.
2. Pada proses dehidrogenasi Ethylbenzene menggunakan bahan pembantu steam yang dapat mencukupi kebutuhan panas reaksi, sedangkan proses oksidasi membutuhkan Propylene, Oksigen, Hydrogen, dan bermacam-macam katalis.
3. Proses dehidrogenasi katalitik paling banyak digunakan secara komersial.
4. Hasil samping yang berupa Toluene dan Benzene bisa dijual dengan harga tinggi.

Reaksi dehidrogenasi katalitik terjadi pada fase uap. Kebanyakan reaksi dehidrogenasi adalah reaksi yang bersifat endotermis yaitu membutuhkan panas untuk terjadinya reaksi dan suhu yang tinggi diperlukan untuk mencapai konversi yang tinggi pula. Reaksi dehidrogenasi adalah reaksi kimia yang menghasilkan komponen yang berkurang kejenuhannya tetapi lebih reaktif dimana panas diperlukan untuk memutuskan ikatan antara atom C dan H.

Berbagai cara dapat dilakukan untuk mencukupi kebutuhan panas ini diantaranya dengan cara penambahan steam superheated atau dengan membuat reaktor yang dapat berfungsi sebagai alat penukar panas (*Reaktor Fixed Bed Multitube*) atau dengan cara memadukan kedua cara ini. Katalis yang digunakan adalah campuran Fe_2O_3 87%, Cr_2O_3 2% dan KOH 11% dengan nama dagang Shell Chemical's Shell 105.

Reaksi yang terjadi :

Reaksi utama



Reaksi samping



Yield akan rendah jika reaksi ini tanpa menggunakan katalis. Temperatur reaktor pada 400°C - $604,4^\circ\text{C}$ dapat dicapai nilai konversi 39 – 50 % pada tekanan atmosferik.

Pada rencana pendirian pabrik monomer styrene, untuk penjualan produk kami akan menjalin kerjasama dengan pabrik polimer yang ada di Indonesia, yaitu:

- PT. Pasific Indomas Plastik Indonesia, Merak, Jawa Barat
- PT. Polychem Lindo Inc., Cilegon, Jawa Barat
- PT. Risjad Brasali Styrimdo, Cilegon, Jawa Barat
- PT. Royal Chemical, Sidoarjo, Jawa Timur

Untuk penentuan kapasitas pabrik ini, didasarkan pada data impor dari Badan Pusat Statistik (BPS) dan data kebutuhan monomer Styrene dari Departemen Perindustrian.

Tabel 1.1 Impor monomer styrene di Indonesia tahun 1999-2001

Tahun	Jumlah (Kg)
1993	2.779.963
1994	5.702.226
1995	13.255.476
1996	20.088.831
1997	30.125.652
1998	19.328.127
1999	12.180.164
2000	36.341.672
2001	54.179.053
2002	36.123.457
2003	21.360.198

Tabel 1.2 Kebutuhan pabrik polimer akan monostyrene

Nama Pabrik	Kebutuhan/thn (Ton)
PT. Polychem Lindo Inc.	28.000
PT. Risjad Brasali Styrindo	15.000
PT. Pasific Indomas Plastic Indonesia	30.000

PT. Royal Chemical	7.000
Total	80.000

Dari data diatas, dengan kebutuhan pabrik sebesar 80.000 ton/tahun, yang separuh lebih monomer dipasok dari impor. Didasarkan pada hal tersebut, dengan pertimbangan untuk masa mendatang, maka ada baiknya mendirikan pabrik monomer styrene sendiri meskipun dengan alokasi dana awal yang besar, tetapi dapat menghemat devisa di kemudian hari. Sedangkan untuk penentuan jumlah kapasitas pabrik sebesar 100.000 ton/tahun, lebih didasarkan pada perincian 80.000 ton/tahun untuk dalam negeri dan 20.000/tahun ton ditujukan untuk diekspor. Didasarkan pada pertimbangan-pertimbangan diatas, menjadi acuan bagi kami untuk mendirikan Pabrik Styrene dari Ethylbenzene dengan kapasitas 100.000 ton/tahun.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi bahan Baku

2.1.1 Ethylbenzene (C₆H₅C₂H₅)

Pabrik Monomer Styrene ini dibuat dengan bahan baku dari Ethylbenzene dengan spesifikasi sebagai berikut :

Fase	: Cair
Rumus molekul	: C ₈ H ₁₀
Bobot molekul	: 106,16 kg/kmol
Titik leleh	: -95 °C (188 K)
Titik didih	: 136 °C (409 K)
Titik kritis	: 346,4°C (619,4 K)
Densitas	: 0,867 g/cm ³
Kelarutan dalam air	: 0,015 g/100 ml (20 °C)
Viskositas	: 0,669 cP (20°C)
P kritis	: 37 atm
Kemurnian	: 98%
Impuritis	: C ₆ H ₆ = 1,25%
	: C ₆ H ₅ CH ₃ = 0,75%

2.2 Spesifikasi Produk

2.2.1 Produk Utama

1. Styrene ($C_6H_5CHCH_2$)

Fase	: Cair
Rumus molekul	: C_8H_8
Bobot molekul	: 104,14 kg/kmol
Titik leleh	: $-30\text{ }^\circ\text{C}$ (243,15 K)
Titik didih	: $145\text{ }^\circ\text{C}$ (418,15 K)
Titik kritis	: $369\text{ }^\circ\text{C}$ (642 K)
Densitas	: 0.9 g/cm^3
Kelarutan dalam air	: $< 1\%$
P kritis	: 37,6 atm
Kemurnian	: 99%
Impuritis	: C_6H_6 = 0,25%
	: $C_6H_5CH_3$ = 0,72%
	: $C_6H_5C_2H_5$ = 0,03%

2.2.2 Produk Samping

1. Benzene (C_6H_6)

Fase	: Cair
Rumus molekul	: C_6H_6
Bobot molekul	: 78,11 kg/kmol
Titik leleh	: $5,5\text{ }^\circ\text{C}$ (278,6 K)

Titik didih	: 80,1 °C (353,2 K)
Titik kritis	: 289,45 °C (562,45 K)
Densitas	: 0.8786 g/cm ³ g/cm ³
Kelarutan dalam air	: 1,79 g/l (25 °C)
Viskositas	: 0,652 cP (20 °C)
P kritis	: 48,6 atm
Kemurnian	: 90%
Impuritis	: H ₂ = 1%
	: CH ₄ = 2,9%
	: C ₂ H ₆ = 6,1%

2. Toluene (C₆H₅CH₃)

Fase	: Cair
Rumus molekul	: C ₇ H ₈
Bobot molekul	: 92,13 kg/kmol
Titik leleh	: -93 °C (180 K)/(-135,4°F)
Titik didih	: 110,6 °C (383,8 K)/ 231,08°F
Titik kritis	: 320,8 °C
Densitas	: 0,8669 g/cm ³
Kelarutan dalam air	: 0,053 g/100 mL (20-25 °C)
Viskositas	: 0,590 cP (20°C)
P kritis	: 40 atm

3. Hydrogen (H₂)

Fase	: Gas
Rumus molekul	: H ₂
Bobot molekul	: 2,016 kg/kmol
Titik leleh	: -259,14 °C (532,14 K)
Titik didih	: -252,87 °C (525,87 K)
Titik kritis	: 33,3 °C (306,3 K)
Densitas	: 0,08988 g/L
P kritis	: 12,8 atm

4. Methane (CH₄)

Fase	: Cair
Rumus molekul	: CH ₄
Bobot molekul	: 16,04 kg/kmol
Titik leleh	: -182 °C (91 K)
Titik didih	: -162 °C (111 K)
Titik kritis	: 32,4 °C (305,6 K)
Densitas	: 0,423 g/cm ³
Kelarutan dalam air	: 0,025 g/100 ml (20 °C)
Viskositas	: 0,011 cP (20 °C)
P kritis	: 48 atm

5. Ethane (C₂H₆)

Fase	: Cair
Rumus molekul	: C ₂ H ₆
Bobot molekul	: 30,07 kg/kmol
Titik leleh	: -182,76 °C (90,34 K)
Titik didih	: -88,6 °C (184,5 K)
Titik kritis	: -82,5 °C
Densitas	: 1,212 kg/m ³
Kelarutan dalam air	: 4,7 g/100 ml
P kritis	: 48,2 atm

2.3 Pengendalian Produksi (Quality Control)

Quality control adalah proses pengendalian mutu mencapai suatu produk yang memenuhi standart dengan tujuan untuk mendapatkan quality assurance.

Beberapa daftar penghambat dalam upaya mencapai quality assurance, antara lain :

- **Kontaminasi**

Kontaminasi adalah peristiwa tercampurnya suatu produk dengan zat lain. Penyebab kontaminasi dalam produk dapat berbentuk debu, air, produk lain dan juga mikroorganisme.

- **Human error**

Human error dapat terjadi karena kelelahan, kejenuhan dari operator yang bekerja pada satu tempat terus menerus atau tidak sesuai dengan

kemampuan pengetahuan akibat perkembangan ilmu pengetahuan (unskill).

o **House keeping**

House keeping biasanya terjadi dari kecerobohan saat menghadapi hambatan-hambatan yang memerlukan pencegahan dan penanggulangan sedini mungkin. Dalam hal ini perlu adanya control yang ketat serta menaati spesifikasi yang ada tanpa kompromi.

Quality control dari suatu produk dilaksanakan melalui sistem yang ketat. Sistem tersebut merupakan proses pengendalian mutu yang ketat dan panjang dimulai dari bahan dasar, proses produksi, hasil produksi dan produk dipasaran. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol. Terlaksananya quality control yang baik dan terpadu diharapkan akan mendapatkan beberapa aspek yang menguntungkan, antara lain :

1. Produksi dapat meningkat dengan lancar.
2. Kualitas produksi dapat dipertanggung jawabkan mutunya.
3. Mencegah kerugian akibat salah produksi atau mutu produksi rendah.

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendali yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan *controller*. Apabila terjadi penyimpangan pada *controller* dari yang telah ditetapkan atau diset baik itu *flow rate* bahan baku atau produk, *level control*, maupun *temperature control*, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm dan

sebagainya. Bila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau *set* semula baik secara manual atau otomatis.

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

1) Level Control

Merupakan alat yang dipasang pada bagian atas tangki. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda atau isyarat berupa suara dan nyala lampu. Berfungsi untuk membuat supaya level suatu sistem tetap pada *set point*nya (permukaan).

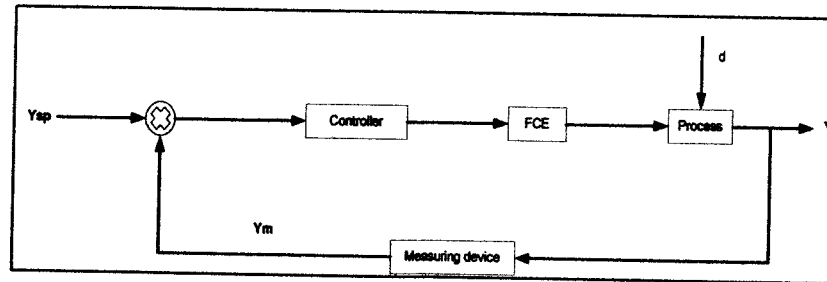
2) Flow Rate Control

Merupakan alat yang dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses. Berfungsi untuk menentukan jumlah massa yang mengalir.

3) Temperature Control

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

Level control, flow control dan temperature control merupakan alat pengendalian proses yang termasuk dalam tipe *feed back control*. Secara umum, pengendalian proses tipe *feed back control* ini dapat digambarkan pada diagram dibawah ini:



Gambar 2.3 Blok Diagram Feed Back Control

Keterangan :

Y_{sp} = Set point

Y = Output

Y_m = hasil pengukuran

d = Gangguan / *Disturbance*

FCE = Final Control Element

Mekanisme pengendalian proses system umpan balik (feed back control) adalah sebagai berikut:

- Mengukur nilai keluaran dengan alat ukur yang memadai, hasilnya Y_m .
- Membandingkan nilai hasil pengukuran dengan set point (nilai yang diinginkan). $\varepsilon = Y_{sp} - Y_m$, dimana ε = nilai kesalahan.
- Nilai kesalahan diumpankan ke bagian utama pengendali, dimana akan diubah nilai variable termanipulasi (m) sehingga menurunkan besarnya kesalahan.
- Nilai yang termanipulasi akan dikirimkan ke FCE untuk diambil suatu keputusan.

Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standard, maka

pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi. Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik.

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standard dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal, untuk itu perlu dilakukan pengendalian produksi sebagai berikut:

2.3.1 Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian Laboratorium Pemeriksaan. Pengendalian kualitas (Quality Control) pada pabrik *Styrene* ini meliputi:

1) Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas dari bahan baku dimaksudkan untuk mengetahui sejauh mana kualitas bahan baku yang digunakan, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi yang ditentukan untuk proses. Apabila setelah dianalisa ternyata tidak sesuai, maka ada kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada *supplier*.

2) Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu

Bahan-bahan pembantu untuk proses pembuatan Styrene di pabrik ini juga perlu dianalisa untuk mengetahui sifat-sifat fisiknya, apakah sudah sesuai

dengan spesifikasi dari masing-masing bahan untuk membantu kelancaran proses. Bahan pembantu dalam proses ini adalah Katalis Shell 105.

3) Pengendalian Kualitas Bahan selama Proses

Untuk menjaga kelancaran proses, maka perlu diadakan pengendalian atau pengawasan bahan selama proses berlangsung.

4) Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi *Styrene*.

5) Pengendalian Kualitas Produk pada Waktu Pemindahan (dari satu tempat ke tempat lain)

Pengendalian kualitas yang dimaksud disini adalah pengawasan produk terutama *Styrene* pada saat akan dipindahkan dari tangki penyimpanan sementara (*day tank*) ke tangki penyimpanan tetap (*storage tank*), dari *storage tank* ke mobil truk dan ke kapal.

2.3.2 Pengendalian Kuantitas

Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama, dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi perusahaan.

2.3.3 Pengendalian Waktu

Untuk mencapai kualitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

2.3.4 Pengendalian Bahan Proses

Bila ingin mencapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan proses harus mencukupi. Untuk itu diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.



BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian Proses

3.1.1. Unit Persiapan Bahan Baku

Umpan Ethylbenzene yang berasal dari tangki penampungan T-03 pada $T = 32^{\circ}\text{C}$ dan $P = 1 \text{ atm}$, dialirkan dengan pompa P-01 menuju V-01 untuk dipanaskan dari suhu 90°C menjadi 450°C pada $P = 1 \text{ atm}$ yang sebelumnya dicampur dengan recycle Ethylbenzene yang berasal dari MD-02. Selanjutnya bahan yang keluar dari V-01 diumpankan ke SP-01, lalu hasil atas SP-01 yang berupa gas dimasukkan ke dalam Reaktor R-01.

3.1.2. Unit Reaksi

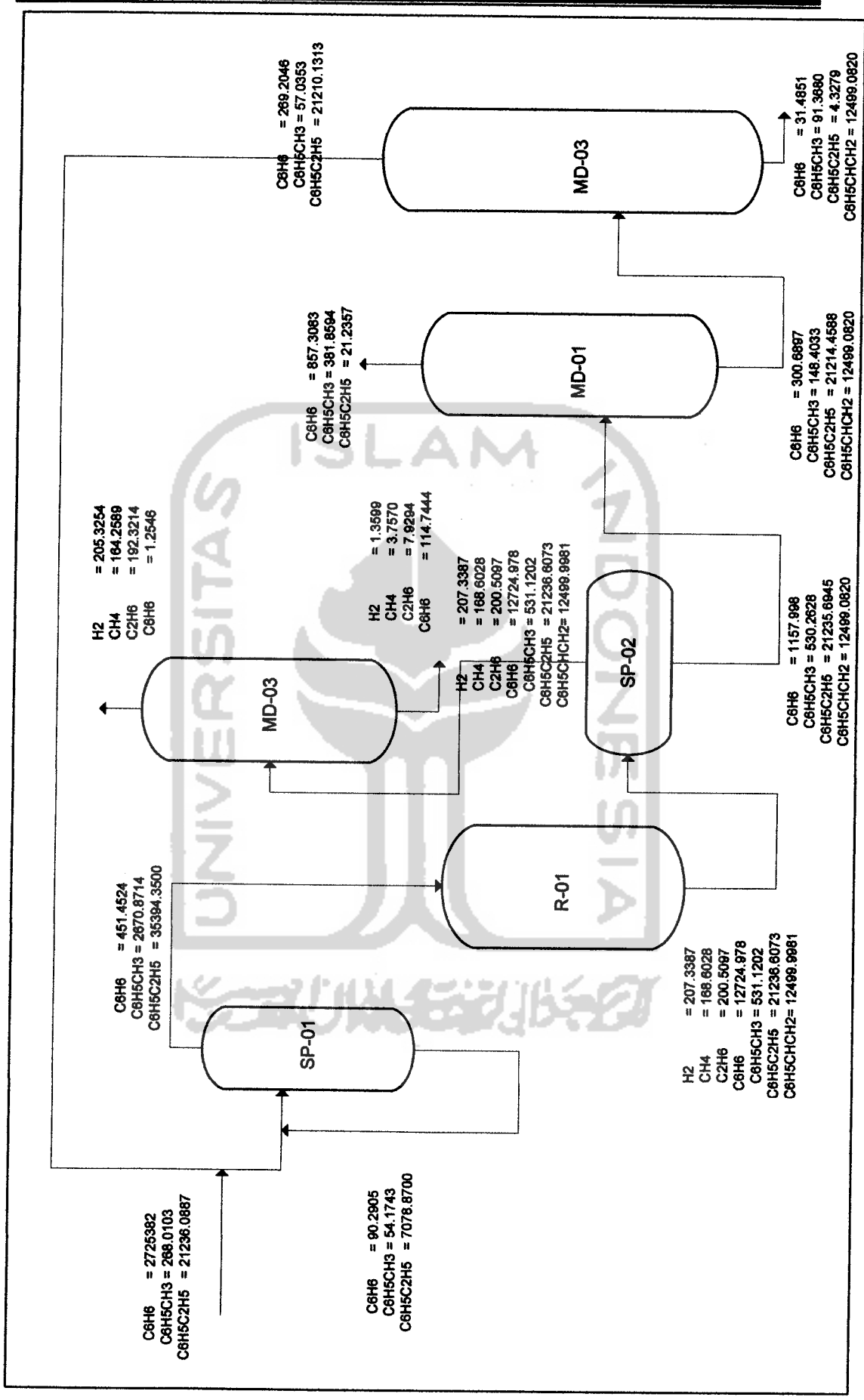
Setelah umpan masuk ke reaktor maka umpan direaksikan dan dikonversi di reaktor dengan proses dehidrogenasi, produk yang keluar reaktor didinginkan di HE-01.

3.1.3. Unit Finishing

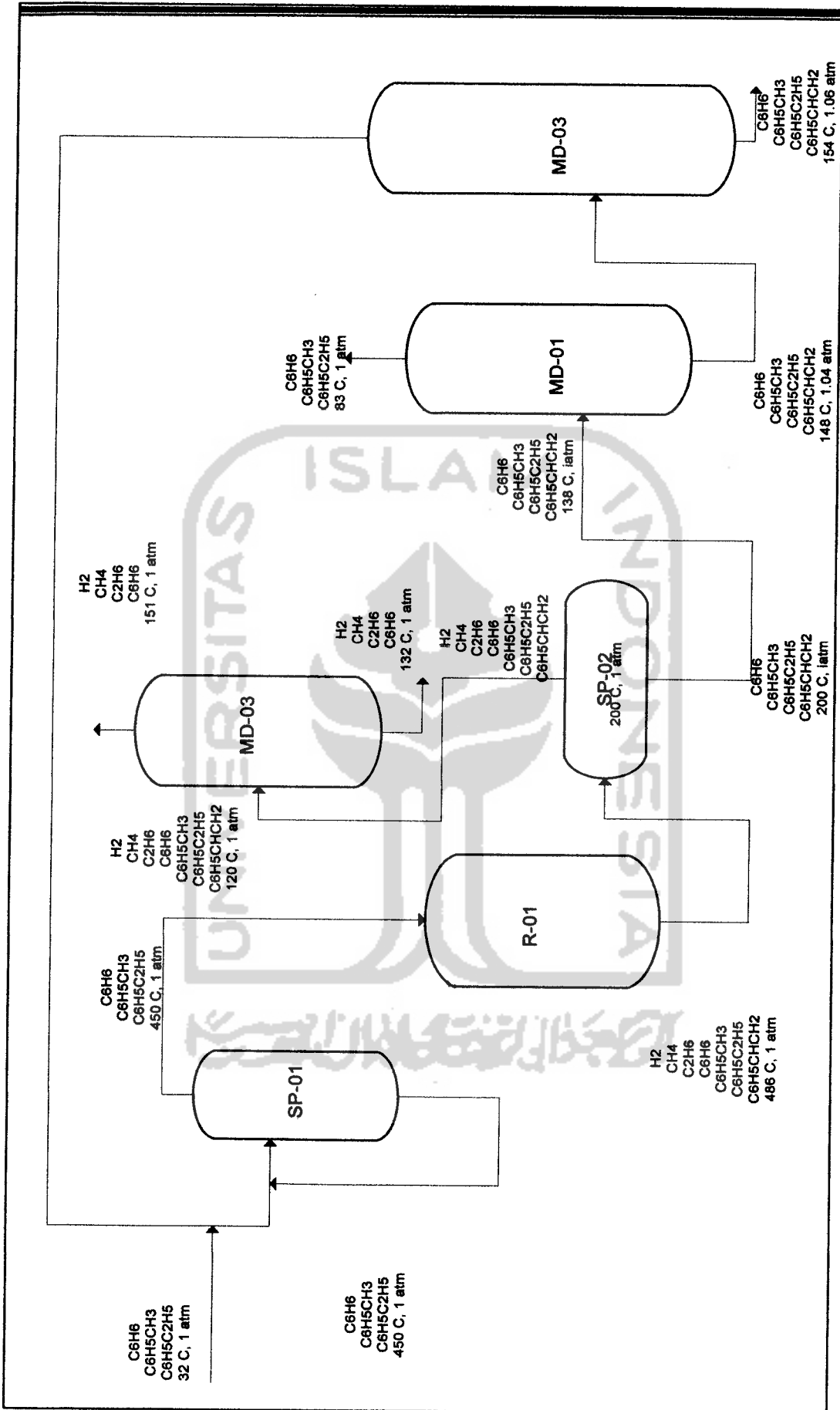
Keluar dari HE-01 pada $T=200^{\circ}\text{C}$ dan $P=1\text{atm}$,selanjutnya dimasukkan ke separator SP-02. Di separator campuran dipisahkan antara gas dan cairan. Gas yang terambil antara lain; Hydrogen, Methane dan Ethane, digunakan sebagai bahan bakar boiler B-01, sedangkan Benzen yang sudah terpisah dijual. Cairan yang keluar dari separator diubah dahulu suhunya di HE-02 menjadi 138°C , lalu dialirkan dengan pompa P-03 menuju MD-01 pada $P=1\text{atm}$. Sebagai produk atas pada $T=92^{\circ}\text{C}$ diperoleh benzene, toluene dan

sebagian ethylbenzene yang dengan pompa P-04 setelah sebelumnya melalui condenser CD-01 dialirkan ke UPL. Sebagai produk bawah diperoleh campuran Styrene dan Ethylbenzene pada $T=148^{\circ}\text{C}$ dan dengan pompa P-05 campuran dialirkan ke MD-02 untuk dipisahkan lagi. Sebagai hasil atas pada suhu $T=135^{\circ}\text{C}$ diperoleh Ethylbenzene yang kemudian di recycle menuju reaktor SP-01 setelah melalui pompa P-06. sebagai hasil bawah diperoleh styrene pada $T=154^{\circ}\text{C}$ yang kemudian dialirkan oleh pompa P-07 menuju tangki penampung T-01 pada $T=32^{\circ}\text{C}$ dan $P=1\text{atm}$.





Gambar.3.1. Diagram Alir Kuantitatif (Kg/Jam)



Gambar 3.2. Diagram Alir Kualitatif

3.2. Neraca Massa

3.2.1. Neraca Massa Overall

Tabel 3.2.1. Neraca Massa Overall

INPUT (kg/jam)		OUTPUT (kg/jam)	
C_6H_6	= 541,7428	1. C_6H_6	= 90,2905
$C_6H_5CH_3$	= 325,0456	$C_6H_5CH_3$	= 54,1743
$C_6H_5C_2H_5$	= 42473,2200	$C_6H_5C_2H_5$	= 7078,8700
		2. H_2	= 205,3254
		CH_4	= 164,2589
		C_2H_6	= 192,3214
		C_6H_6	= 1,2546
		3. C_6H_6	= 857,3083
		$C_6H_5CH_3$	= 381,8594
		$C_6H_5C_2H_5$	= 21,2357
		4. C_6H_6	= 269,2046
		$C_6H_5CH_3$	= 57,0353
		$C_6H_5C_2H_5$	= 21210,1313
		5. C_6H_6	= 31,4851
		$C_6H_5CH_3$	= 91,3680
		$C_6H_5C_2H_5$	= 4,3275
		$C_6H_5CHCH_2$	= 12499,0820
Total	= 43340,0086	Total	= 43340,0086

3.2.2. Neraca Massa Tiap Alat

Neraca massa tiap alat terdiri atas neraca massa reaktor, separator dan menara distilasi :

A. Neraca Massa Reaktor- 01

Tabel 3.2.2. Neraca Massa Reaktor – 01

INPUT (kg/jam)		OUTPUT (kg/jam)	
1. C ₆ H ₆	= 451,4524	1. H ₂	= 207,3387
C ₆ H ₅ CH ₃	= 270,8741	CH ₄	= 168,6028
C ₆ H ₅ C ₂ H ₅	= 35394,3500	C ₂ H ₆	= 200,5097
		C ₆ H ₆	= 1272,4978
		C ₆ H ₅ CH ₃	= 531,1202
		C ₆ H ₅ C ₂ H ₅	= 21236,6073
		C ₆ H ₅ CHCH ₂	= 12499,9981
Total	= 36116,6746	Total	= 36116,6746

B. Neraca Massa Separator, SP-01

Tabel 3.2.3 Neraca Massa Separator-01

INPUT (kg/jam)		OUTPUT (kg/jam)	
C ₆ H ₆	= 541,7428	1. C ₆ H ₆	= 451,4524
C ₆ H ₅ CH ₃	= 325,0456	C ₆ H ₅ CH ₃	= 270,8714
C ₆ H ₅ C ₂ H ₅	= 42473,2200	C ₆ H ₅ C ₂ H ₅	= 35394,3500
		2. C ₆ H ₆	= 90,2905
		C ₆ H ₅ CH ₃	= 54,1743
		C ₆ H ₅ C ₂ H ₅	= 7078,8700
Total	= 43340,0086	Total	= 43340,0086

C. Neraca Massa Separator, SP-02

Tabel 3.2.4. Neraca Massa Separator-02

INPUT (kg/jam)		OUTPUT (kg/jam)	
H ₂	= 207,3387	1. H ₂	= 206,6853
CH ₄	= 168,6028	CH ₄	= 168,0159
C ₂ H ₆	= 200,5097	C ₂ H ₆	= 200,2508
C ₆ H ₆	= 1272,4978	C ₆ H ₆	= 115,9990
C ₆ H ₅ CH ₃	= 531,1202	C ₆ H ₅ CH ₃	= 0,8574
C ₆ H ₅ C ₂ H ₅	= 21236,6073	C ₆ H ₅ C ₂ H ₅	= 0,9127
C ₆ H ₅ CHCH ₂	= 12499,9981	C ₆ H ₅ CHCH ₂	= 0,9161
		2. H ₂	= 0,6534
		CH ₄	= 0,5869

	C_2H_6	= 0,2589		
	C_6H_6	= 1156,4988		
	$C_6H_5CH_3$	= 530,2628		
	$C_6H_5C_2H_5$	= 21235,6945		
	$C_6H_5CHCH_2$	= 12499,0820		
Total		= 36116,6746	Total	= 36116,6746

D. Neraca Massa Menara Distilasi-01

Tabel 3.2.5. Neraca Massa MD-01

INPUT (kg/jam)		OUTPUT (kg/jam)	
C_6H_6	= 1157,9980	1. C_6H_6	= 857,3083
$C_6H_5CH_3$	= 530,2628	$C_6H_5CH_3$	= 381,8594
$C_6H_5C_2H_5$	= 21235,6945	$C_6H_5C_2H_5$	= 21,2357
$C_6H_5CHCH_2$	= 12499,0820	2. C_6H_6	= 300,6897
		$C_6H_5CH_3$	= 148,4033
		$C_6H_5C_2H_5$	= 21214,4588
		$C_6H_5CHCH_2$	= 12499,0820
Total	= 35423,0373	Total	= 35423,0373

E. Neraca Massa Menara Distilasi-02

Tabel 3.2.6. Neraca Massa MD-02

INPUT (kg/jam)		OUTPUT (kg/jam)	
C_6H_6	= 300,6897	1. C_6H_6	= 269,2046
$C_6H_5CH_3$	= 148,4033	$C_6H_5CH_3$	= 57,0353
$C_6H_5C_2H_5$	= 21214,4588	$C_6H_5C_2H_5$	= 21210,1313
$C_6H_5CHCH_2$	= 12499,0820	2. C_6H_6	= 31,4851
		$C_6H_5CH_3$	= 91,3680
		$C_6H_5C_2H_5$	= 4,3275
		$C_6H_5CHCH_2$	= 12499,0820
Total	= 34162,6338	Total	= 34162,6338

F. Neraca Massa Menara Distilasi-03

Tabel 3.2.7. Neraca Massa MD-03

INPUT (kg/jam)		OUTPUT (kg/jam)	
H ₂	= 206,6853	1. H ₂	= 205,3254
CH ₄	= 168,0159	CH ₄	= 164,2589
C ₂ H ₆	= 200,2508	C ₂ H ₆	= 192,3214
C ₆ H ₆	= 115,9990	C ₆ H ₆	= 1,2546
C ₆ H ₅ CH ₃	= 0,8574	2. H ₂	= 1,3599
C ₆ H ₅ C ₂ H ₅	= 0,9127	CH ₄	= 3,7570
C ₆ H ₅ CHCH ₂	= 0,9161	C ₂ H ₆	= 7,9294
		C ₆ H ₆	= 114,7444
Total	= 693,6372	Total	= 693,6372

3.4. Spesifikasi Alat

3.4.1 Spesifikasi Alat Proses

1. REAKTOR-01

Kode	: R-01
Fungsi	: Mereaksikan Ethylbenzene menjadi Styrene dengan proses dehidrogenasi dengan kecepatan umpan 36116,6746 kg/j.
Tipe	: <i>Fixed Bed Multitube</i>
Kondisi Operasi	: Tekanan : 1 atm Suhu : 450 ^o C Konversi : 40 %
Fase	: Gas
Dimensi Reaktor:	
Tinggi	: 5,2922 m
Diameter Shell	: 1,7341 m

Tebal Shell	: 0,375 in
Jumlah Tube	: 970 m
OD Tube	: 1,66 in
ID Tube	: 1,38 in
Jenis Head	: torispherical dished head
Tebal Head	: 3/8 in
Volume	: 12,9905 m ³
Bahan	: Carbon Steel SA-167 Grade 8
Jenis Katalis	: Shell 105
Bentuk Katalis	: cylindrical pellets
Diameter katalis	: 1/8 in
Harga	: US \$ 6,9235.5100
Jumlah	: 1 buah

2. SEPARATOR-01

Kode	: KOD-01
Fungsi	: Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk di dalam vaporizer -01 dengan kecepatan umpan 43340,0066 kg/jam.
Tipe	: <i>Vertikal Knock Out Drum</i>
Kondisi Operasi	: Tekanan : 1 atm Suhu : 450 ⁰ C
Fase	: Gas dan Cair

Dimensi Reaktor:

Panjang	: 3,2548 m
Diameter	: 0,5247 m
Tebal	: 0,0769 m ³
Volume	: 5,2457 m

Harga : US \$ 4,521.254

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA- 283 grade C

Jumlah : 1 buah

3. SEPARATOR-02

Kode : KOD-02

Fungsi : Memisahkan fase uap dan fase cair yang terbentuk di dalam HE-01 dengan kecepatan umpan 36116,6746 kg/jam.

Tipe : Horizontal Knock Out Drum

Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm

Suhu : 200⁰C

Fase : Gas dan Cair

Dimensi Reaktor:

Panjang	: 5,0428 m
Diameter	: 1,4856m
Tebal	: 0,0047 m ³
Volume	: 6,6459 m

Harga	: US \$ 6,463.66
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA- 283 grade C
Jumlah	: 1 buah

4. MENARA DISTILASI-01

Kode	: MD-01
Fungsi	: Memisahkan Styrene dari cairan Benzene, Toluen dan Ethylbenzene yang keluar dari separator-01 dengan kecepatan umpan 35423,0374 kg/jam.
Tipe	: Sieve tray distillation
Kondisi Operasi	: Umpan : P = 1,02 atm T = 138,2074 °C Atas : P = 1 atm T = 92,9282 °C Bawah : P = 1,04 atm T = 148,5949 °C
Dimensi Menara	: Tinggi = 10,125 m Diameter : - Enriching = 1,0078 m - Stripping = 2,8101 m Tebal Shell = 0,375 in Tebal Head = 0,375 in
Jumlah Plate	: * Seksi Rectifying = 10 plate

	<i>*Seksi Stripping</i>	= 5 plate
Ukuran Pipa :	Pemasukan reflux	= 2 in
	Pemasukan uap reboiler	= 30 in
	Pemasukan uap puncak	= 15 in
	Pengeluaran cairan dasar	= 60 in
Perancangan plate	: Panjang weir	= 0,776 m
	Tinggi weir	= 0,05 m
	Diameter lubang	= 0,0025 m
	Tebal plate	= 0,003 m
	Jumlah lubang	= 14821
Bahan	: Stainless steel SA-283 Grade C	
Harga	: US \$ 50,338.1	
Jumlah	: 1 buah	

5. MENARA DISTILASI-02

Kode	: MD-02
Fungsi	: Memisahkan Ethylbenzene untuk recycle dan styrene dari hasil bawah MD-01 dengan kecepatan umpan 34162,6338 kg/jam.
Tipe	: <i>Sieve tray distillation</i>
Kondisi Operasi	: Umpan : P = 1,04 atm T = 128 °C

	Atas	: P	= 1,02 atm
		T	= 140 °C
	Bawah	: P	= 1,06 atm
		T	= 138 °C
Dimensi Menara	: Tinggi	=	35,775 m
	Diameter	=	3,426 m
	Tebal shell	=	0,2672 in
	Tebal Head	=	0,2674 in
Jumlah Plate	: * Seksi Rectifying	=	22 plate
	*Seksi Stripping	=	31 plate
Ukuran Pipa	: Pemasukan umpan	=	3 in
	Pemasukan reflux	=	3 in
	Pemasukan uap reboiler	=	22 in
	Pemasukan uap puncak	=	23 in
	Pengeluaran cairan dasar	=	4 in
Perancangan plate	: Panjang weir	=	2,6037 m
	Tinggi weir	=	0,05 m
	Diameter lubang	=	0,005 m
	Tebal plate	=	0,005 m
	Jumlah lubang	=	35687
Bahan	: Carbon steel SA-283 Grade C		
Harga	: US \$ 51,312.9		
Jumlah	: 1 buah		

6. MENARA DISTILASI-03

Kode	: MD-03
Fungsi	: Memisahkan Ethylbenzene untuk recycle dan Styrene dari hasil bawah MD-01 dengan kecepatan umpan 693,6372 kg/jam.
Tipe	: <i>Sieve tray distillation</i>
Kondisi Operasi	: Umpan : P = 1 atm T = 120 °C Atas : P = 1 atm T = 115 °C Bawah : P = 1 atm T = 132 °C
Dimensi Menara	: Tinggi = 11,17 m Diameter = 0,828 m Tebal Menara = 0,34 m Tebal Head = 1/4 in
Jumlah Plate	: * <i>Seksi Rectifying</i> = 10 plate * <i>Seksi Stripping</i> = 12 plate
Ukuran Pipa	: Pemasukan umpan = 3,254 cm Pemasukan reflux = 1,542 in Pemasukan uap reboiler = 6,873 in Pemasukan uap puncak = 7,165 in

	Pengeluaran cairan dasar =	11,254 in
Perancangan plate	: Panjang weir	= 0,8903 m
	Tinggi weir	= 0,05 m
	Diameter lubang	= 0,003 m
	Tebal plate	= 0,005 m
	Jumlah lubang	= 21659
Bahan	: Carbon steel SA-283 Grade C	
Harga	: US \$ 42,511	
Jumlah	: 1 buah	
7. CONDENSER-01		
Kode	: CD-01	
Fungsi	: Mengembunkan hasil atas MD-01 sebanyak 1260,4035 kg/jam pada suhu 92 °C dengan pendingin air.	
Tipe	: <i>Shell and Tube condenser</i>	
Spesifikasi Shell	: ID Shell	= 15,25 in
	Baffle spacing	= 7,625 in
	Jumlah aliran	= 1
Spesifikasi Tube	: Jumlah tube	= 159 buah
	Panjang	= 8 ft
	ID Tube	= 0,75 in
	OD Tube	= 0,62 in

	Pitch BWG	= 16
	Jumlah aliran	= 2
Bahan	: Carbon Steel SA-283 Grade C	
Harga	: US \$ 14,749.16	
Jumlah	: 1 buah	

8. CONDENSER-02

Kode	: CD-02	
Fungsi	: Mengembunkan hasil atas MD-02 sebanyak 21536,3712 kg/jam pada suhu 135 °C dengan pendingin air.	
Tipe	: <i>Shell and Tube condenser</i>	
Spesifikasi Shell	: ID Shell = 15,25 in	
	Baffle spacing = 7,625 in	
	Jumlah aliran = 1	
Spesifikasi Tube	: Jumlah tube = 378 buah	
	Panjang = 8 ft	
	ID Tube = 0,62 in	
	OD Tube = 0.75 in	
	Pitch BWG = 16	
	Jumlah aliran = 2	
Bahan	: Carbon Steel SA-283 Grade C	
Harga	: US \$ 15,248.2654	

Jumlah : 1 buah

9. CONDENSER-03

Kode : CD-03

Fungsi : Mengembunkan hasil atas MD-03 sebanyak
563,1603 kg/jam pada suhu 115 °C dengan

pendingin air.

Tipe : *Shell and Tube condenser*

Spesifikasi Shell : ID Shell = 15,25 in

Baffle spacing = 16

Jumlah aliran = 1

Spesifikasi Tube : Jumlah tube = 142 buah

Panjang = 8 ft

ID Tube = 0,62 in

OD Tube = 0,75 in

Pitch BWG = 16

Jumlah aliran = 2

Bahan : Carbon Steel SA-283 Grade C

Harga : US \$ 12,548.5887

Jumlah : 1 buah

10. Tangki Penampung, ACC-01

Tugas : Memisahkan fase gas dan cairan yang keluar dari
condensor 01 dengan kecepatan umpan 1260,4035
kg/jam.

Jenis : Tangki silinder horizontal

Kondisi oprerasi : 92 °C ; 1 atm

Spesifikasi :

- Diameter dalam, ID = 0.2515 m
- Panjang = 1.004 m
- Tebal = ¼ in

Jumlah : 1 buah

Harga : US \$ 30,934.6

Bahan : Carbon steel SA-283 Grade C

11. Tangki Penampung, ACC-02

Tugas : memisahkan fase gas dan cairan yang keluar dari
condensor 2 dengan kecepatan umpan 21536,3712
kg/jam.

Jenis : Tangki silinder horizontal

Kondisi oprerasi : 135 °C ; 1,02 atm

Spesifikasi :

- Diameter dalam, ID = 1,049 m
- Panjang = 4,196 m

	• Tebal	= 1/4 in
Jumlah	:	1 buah
Harga	:	US \$ 72,925.00
Bahan	:	Carbon steel SA-283 Grade

12. Tangki Penampung, ACC-03

Tugas	:	memisahkan fase gas dan cairan yang keluar dari condensor 3 dengan kecepatan umpan 563,1603 kg/jam.
Jenis	:	Tangki silinder horizontal
Kondisi operasi	:	115 °C ; 1 atm
Spesifikasi	:	<ul style="list-style-type: none">• Diameter dalam, ID = 0.824 m• Panjang = 3.296 m• Tebal = 1/4 in
Jumlah	:	1 buah
Harga	:	US \$ 63,090.1
Bahan	:	Carbon steel SA-283 Grade C

13. REBOILER-01

Kode	: RB-01
Fungsi	: Menguapkan hasil bawah MD-01 sebanyak 34162,6338 kg/jam pada suhu 148°C dengan pemanas steam.
Tipe	: <i>Ketel reboiler</i>
Spesifikasi Shell	: ID Shell = 13,25 in
	Baffle spacing = 6,625 in
	Jumlah aliran = 1
Spesifikasi Tube	: Jumlah tube = 148 buah
	Panjang = 12 ft
	ID Tube = 0,62 in
	OD Tube = 0,75 in
	Pitch BWG = 16
	Jumlah aliran = 2
Bahan	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Harga	: US \$ 31,464.88
Jumlah	: 1 buah

14. REBOILER-02

Kode	: RB-02
Fungsi	: Menguapkan hasil bawah MD-02 sebanyak 12626,2626 kg/jam pada suhu 154 °C dengan pemanas steam.
Tipe	: <i>Ketel reboiler</i>
Spesifikasi Shell	: ID Shell = 13,25 in Baffle spacing = 6,625 in Jumlah aliran = 1
Spesifikasi Tube	: Jumlah tube = 186 buah Panjang = 12 ft ID Tube = 0,62 in OD Tube = 0,75 in Pitch BWG = 16 Jumlah aliran = 2
Bahan	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Harga	: US \$ 18,436.45
Jumlah	: 1 buah

15. REBOILER-03

Kode	: RB-03
Fungsi	: Menguapkan hasil bawah MD-03 sebanyak 563,1603 kg/jam pada suhu 132 °C dengan pemanas steam.
Tipe	: <i>Ketel reboiler</i>
Spesifikasi Shell	: ID Shell = 13,25 in Baffle spacing = 6,625 in Jumlah aliran = 1
Spesifikasi Tube	: Jumlah tube = 132 buah Panjang = 8 ft ID Tube = 0,62 in OD Tube = 0,75 in Pitch BWG = 16 Jumlah aliran = 2
Bahan	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Harga	: US \$ 15,478.2543
Jumlah	: 1 buah

16. Vaporizer 1, V-01

Tugas : Memanaskan dan menguapkan umpan ethylbenzene sebanyak 43340,0086 kg/jam dengan pemanas steam dari suhu 90 °C menjadi 450 °C.

Jenis alat : Shell and tube, HE 1-2

Beban panas : 29039585,75 Btu/jam

1092765,74 kcal/jam

Luas perpindahan panas : 448,1299 ft²

Spesifikasi pipa :

- Jumlah pipa = 190 buah
- Panjang = 12 ft
- Pitch = 1 in square
- Diameter luar = 0,62 in
- BWG = 16
- Pass = 1

Spesifikasi shell :

- Diameter dalam = 13,25 in
- Baffle = 6,625 in
- Pass = 2

Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 Grade C

Jumlah : 1 buah

Harga : US \$ 5,689.65879

17. HEAT EXCHANGER-01 (cooler)

Kode	: HE-01
Fungsi	:Menurunkan suhu bahan yang menuju separator sebesar 36116,6746 kg/jam pada suhu 450°C menjadi 200 °C.
Tipe	: <i>Shell and tube</i>
Spesifikasi Shell	: ID Shell = 15,25 in
	Baffle spacing = 7,625 in
	Jumlah aliran = 1
Spesifikasi Tube	: Jumlah tube = 163 buah
	Panjang = 8 ft
	ID Tube = 0,62 in
	OD Tube = 0,75 in
	Pitch BWG = 16
Jumlah aliran = 2	
Bahan	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Harga	: US \$ 6,268.6094
Jumlah	: 1 buah

18. HEAT EXCHANGER-02 (cooler)

Kode	: HE-02
Fungsi	:Mendinginkan suhu bahan yang keluar separator-01 sebesar 335423,0374 kg/jam pada suhu 200 °C menjadi 138 °C.
Tipe	: <i>Shell and tube</i>
Spesifikasi Shell	: ID Shell = 15,25 in Baffle spacing = 8 ft Jumlah aliran = 1
Spesifikasi Tube	: Jumlah tube = 168 buah Panjang = 8 ft ID Tube = 0,62 in OD Tube = 0,75 in Pitch BWG = 16 Jumlah aliran = 2
Bahan	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Harga	: US \$ 6,888.9545
Jumlah	: 1 buah

19. HEAT EXCHANGER-03

Kode	: HE-03
Fungsi	:Mendinginkan suhu bahan yang keluar MD-02 sebesar 12626,2626 kg/jam pada suhu 154 °C menjadi 32 °C.
Tipe	: <i>Shell and tube</i>
Spesifikasi Shell	: ID Shell = 15,25 in Baffle spacing = 7,625 in Jumlah aliran = 1
Spesifikasi Tube	: Jumlah tube = 860 buah Panjang = 8 ft ID Tube = 0,62 in OD Tube = 0,75 in Pitch BWG = 16 Jumlah aliran = 2
Bahan	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Harga	: US \$ 8,172.8821
Jumlah	: 1 buah



20. HEAT EXCHANGER-04 (cooler)

Kode	: HE-04
Fungsi	: Mendinginkan suhu bahan yang keluar sparator-02 sebesar 693,6372 kg/jam pada suhu 200 °C menjadi 120 °C.
Tipe	: <i>Shell and tube</i>
Spesifikasi Shell	: ID Shell = 15,25 in
	Baffle spacing = 7,625 in
	Jumlah aliran = 1
Spesifikasi Tube	: Jumlah tube = 178 buah
	Panjang = 8 ft
	ID Tube = 0,62 in
	OD Tube = 0,75 in
	Pitch BWG = 16
	Jumlah aliran = 2
Bahan	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Harga	: US \$ 7,151.7900
Jumlah	: 1 buah.

21. HEAT EXCHANGER-05

Kode	: HE-05
Fungsi	: Mendinginkan suhu bahan yang keluar MD-03 sebesar 127,7907 kg/jam pada suhu 132 °C menjadi 32 °C.
Tipe	: <i>Shell and tube</i>
Spesifikasi Shell	: ID Shell = 15,25 in
	Baffle spacing = 7,625 in
	Jumlah aliran = 1
Spesifikasi Tube	: Jumlah tube = 183
	Panjang = 8 ft
	ID Tube = 0,62 in
	OD Tube = 0,75 in
	Pitch BWG = 16
Jumlah aliran = 2	
Bahan	: Carbon Steel SA-283 Grade C
Harga	: US \$ 6,424.3526
Jumlah	: 1 buah

22. TANGKI-01

Kode	: T - 01
Fungsi	: Menyimpan produk Styrene sebanyak 12626,2626 kg/jam selama 1 bulan.

Tipe	: Silinder Tegak (conical roof and flate bottom)
Kondisi Operasi	: Suhu : 32 °C Tekanan : 1 atm
Dimensi Tangki	: Diameter : 2,2678 m Tinggi : 9,144 m Tebal Shell : 1/2 in Tebal Plate Bottom : 6 ft
Jumlah	: 4 buah
Harga	: US \$ 346,655.1059
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel SA- 283 grade C

23. TANGKI-02

Kode	: T - 02
Fungsi	: Menyimpan bahan baku untuk reaktor sebanyak 21803,6372 kg/jam selama 1 bulan.
Tipe	: Silinder Tegak (conical roof and flate bottom)
Kondisi Operasi	: Suhu : 32 °C. Tekanan : 1 atm
Dimensi Tangki	: Diameter : 2,25 m Tinggi : 8,534 m

	Tebal Shell	: 7/16 in
	Tebal Plate Bottom	: 6 ft
Jumlah		: 4 buah
Harga		: US \$ 387,962.9728
Bahan Konstruksi		: <i>Carbon Steel SA- 283 grade C</i>

24. TANGKI-03

Kode		: T - 03
Fungsi		: Menyimpan hasil bawah MD-03 sebanyak 127,7907 kg/jam selama 1 bulan.
Tipe		: <i>Silinder Tegak (conical roof and flate bottom)</i>
Kondisi Operasi	Suhu	: 32 °C
	Tekanan	: 1 atm
Dimensi Tangki	Diameter	: 1,2 m
	Tinggi	: 1,5 m
	Tebal Shell	: 1/8 in
	Tebal Plate Bottom	: 1/8 in
Jumlah		: 1 buah
Harga		: US \$ 78,532.8246
Bahan Konstruksi		: <i>Carbon Steel SA- 283 grade C</i>

25. POMPA - 01

Kode	: P - 01
Fungsi	: Mengalirkan bahan baku ethylbenzene sebanyak 43340,0066 kg/jam dari tangki penyimpanan T-02 menuju SP-01.
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Dimensi pipa	: Diameter Nominal : 3 in Inside Diameter (ID) : 3,07 in Outside Diameter (OD) : 3,5 in Schedule Number : 40
Spesifikasi pompa :	
Kapasitas pompa	: 23,4092 m ³ /jam
Head pompa :	
Velocity head	: 0,13694 m
Static head	: 6 m
Pressure head	: 0 m
Friction head	: 1,3869 m
Total head	: 7,5239 m
Putaran pompa	: 750 rpm
Putaran spesifik	: 1.676 rpm
Tenaga Motor	: 0,5 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: US \$ 2,507.36
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA- 283 grade C</i>

26. POMPA - 02

Kode	: P - 02
Fungsi	: Mengalirkan hasil bawah SP-01 sebanyak 7223,3346 kg/jam untuk dimasukkan kembali ke vaporizer-01.
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Dimensi pipa	: Diameter Nominal : ¾ in Inside Diameter (ID) : 0,824 in Outside Diameter (OD) : 1,050 in Schedule Number : 40
Spesifikasi pompa :	
Kapasitas pompa	: 4, 4532 gpm
Head pompa :	
Velocity head	: 0,072 m
Static head	: 2,4982 m
Pressure head	: 0 m
Friction head	: 3,0559 m
Total head	: 5,6372 m
Putaran pompa	: 999, 5601 rpm
Putaran spesifik	: 2.900 rpm
Pompa aktual	: 0,0381 Hp
Tenaga Motor	: 0,5 Hp
Jumlah	: 2 buah

Harga : US \$ 798.927

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA- 283 grade C*

27. POMPA - 03

Kode : P - 03

Fungsi : Mengalirkan hasil bawah separator-02
sebanyak 35423,0374 kg/jam menuju MD-01.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Dimensi pipa : Diameter Nominal : 3 in

Inside Diameter (ID) : 3,07 in

Outside Diameter (OD) : 3,5 in

Schedule Number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 11,5975 m³/jam

Head pompa :

Velocity head : 0,03366 m

Static head : 3 m

Pressure head : 0 m

Friction head : 0,4371 m

Total head : 3,4708 m

Putaran pompa : 500 rpm

Putaran spesifik : 1405 rpm

Tenaga Motor	: 2 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: US \$ 1,720.74
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA- 283 grade C</i>

28. POMPA - 04

Kode	: P - 04
Fungsi	: Mengalirkan hasil atas MD-01 sebanyak 1260,4035 kg/jam menuju UPL.
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Dimensi pipa	: Diameter Nominal : 1 in Inside Diameter (ID) : 1,049 in Outside Diameter (OD) : 1,315 in Schedule Number : 40
Spesifikasi pompa	:
Kapasitas pompa	: 7,5122 gpm
Head pompa	:
Velocity head	: 0,0726 m
Static head	: 0,8736 m
Pressure head	: 0 m
Friction head	: 4,6408 m
Total head	: 5,5144 m
Putaran pompa	: 1.362,5285 rpm

Putaran spesifik	: 2900 rpm
Tenaga Motor	: 2 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: US \$ 1,198.927
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA- 283 grade C</i>

29. POMPA - 05

Kode	: P - 05
Fungsi	: Memompa cairan hasil bawah MD-01 sebanyak 34162,6336 kg/jam untuk diumpankan ke MD-02.
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Dimensi pipa	: Diameter Nominal : 4 in Inside Diameter (ID) : 4,026 in Outside Diameter (OD) : 4,5 in Schedule Number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 82,4072 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,0231 m

Static head : 3,2564 m

Pressure head : 0 m

Friction head : 0,2633 m

Total head : 3,2795 m
Putaran pompa : 750 rpm
Putaran spesifik : 1.654 rpm
Tenaga Motor : 2 Hp
Jumlah : 2 buah
Harga : US \$ 1,671.57
Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA- 283 grade C*

30. POMPA - 06

Kode : P - 06
Fungsi : Mengalirkan hasil atas MD-02 sebanyak 21536,3712 kg/jam menuju separator SP-01.
Tipe : *Centrifugal Pump*
Dimensi pipa : Diameter Nominal : 2 in
Inside Diameter (ID) : 2,067 in
Outside Diameter (OD) : 2,37 in
Schedule Number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 6,1278 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,0711 m

Static head : 0,8736 m

Pressure head	: 0 m
Friction head	: 4,6436m
Total head	: 5,5172 m
Putaran pompa	: 750 rpm
Putaran spesifik	: 1652 rpm
Tenaga Motor	: ½ Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: US \$ 1,401.17
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA- 283 grade C</i>

31. POMPA - 07

Kode	: P - 07
Fungsi	: Memompa produk styrene dari bottom MD-02 sebanyak 12626,2626 kg/jam ke tangki -01.
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Dimensi pipa	: Diameter Nominal : 3 in Inside Diameter (ID) : 3,068 in Outside Diameter (OD) : 3,5 in Schedule Number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 7,9154 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,0704 m
Static head : 0,1254 m
Pressure head : 0 m
Friction head : 4,0309 m
Total head : 4,1563 m

Putaran pompa : 750 rpm

Putaran spesifik : 1676,0766 rpm

Tenaga Motor : ½ Hp

Jumlah : 2 buah

Harga : US \$ 1,854.6258

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA- 283 grade C*

32. POMPA - 08

Kode : P - 07

Fungsi : Memompa benzene dari bottom MD-03
sebanyak 127,7907 kg/jam ke tangki -03.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Dimensi pipa : Diameter Nominal : 1 in

Inside Diameter (ID) : 1,049 in

Outside Diameter (OD) : 1,315 in

Schedule Number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 6.3254 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,0704 m

Static head : 0,1254 m

Pressure head : 0 m

Friction head : 4,0309 m

Total head : 4,1563 m

Putaran pompa : 750 rpm

Putaran spesifik : 1524 rpm

Tenaga Motor : ½ Hp

Jumlah : 2 buah

Harga : US \$ 898.925

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA- 283 grade C*

33. POMPA - 09

Kode : P - 09

Fungsi : Memompa hasil atas MD-03 sebanyak 563,1603 kg/jam untuk dialirkan ke utilitas.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Dimensi pipa : Diameter Nominal : 1 in

Inside Diameter (ID) : 1,049 in

Outside Diameter (OD) : 1,315 in

Schedule Number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 6,3254 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,1369 m

Static head : 0,1254 m

Pressure head : 0 m

Friction head : 1,3869 m

Total head : 1,6492 m

Putaran pompa : 750 rpm

Putaran spesifik : 1569 rpm

Tenaga Motor : ½ Hp

Jumlah : 2 buah

Harga : \$ 987.623

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA- 283 grade C

3.5. Perencanaan Produksi

3.5.1. Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan *Styrene* di Indonesia, tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan *Styrene* dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia. Diperkirakan kebutuhan akan *Styrene* terus meningkat di tahun-tahun mendatang, sejalan dengan

berkembangnya industri-industri yang menggunakan *Styrene* sebagai bahan baku. Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 100.000 ton/tahun.

Untuk menentukan kapasitas produksi ada beberapa hal yang perlu dipertimbangkan, yaitu :

1. Proyeksi kebutuhan dalam negeri

Berdasarkan data statistik yang diterbitkan oleh BPS dalam “Statistik Perdagangan Indonesia” tentang kebutuhan *Styrene* di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung meningkat. Diperkirakan kebutuhan *Styrene* pada tahun 2010 sebesar 135.000 ton/tahun.

2. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku *Ethylbenzene* yang digunakan dalam pembuatan *Styrene* dapat diperoleh dari PT.Styrindo Mono Indonesia, Merak, Jawa Barat.

3.5.2. Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu diperhatikan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

a) Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

- ◆ Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.

◆ Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya :

- Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi
- Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
- Mencari daerah pemasaran.

b) Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

◆ Material (bahan baku)

Dengan pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.

◆ Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat

◆ Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang

diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.



BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi merupakan hal yang penting dalam perancangan suatu pabrik sehingga penggunaan area pabrik dapat efisien dan kelancaran proses produksi dapat terjamin serta berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Pabrik *Styrene dari Ethylbenzene* dengan kapasitas 100.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di kawasan industri Cilegon, Banten. Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik ini antara lain:

4.1.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor yang secara langsung mempengaruhi tujuan utama dari usaha pabrik. Tujuan utama ini meliputi proses produksi dan distribusi, adapun faktor-faktor primer yang berpengaruh secara langsung dalam pemilihan lokasi pabrik adalah:

1) Penyediaan bahan baku

Penyediaan bahan baku *Ethylbenzene* diperoleh dari PT. Styrindo Mono, Merak, Jawa Barat

2) Pemasaran

Produk pabrik ini digunakan oleh industri-industri lain yang menggunakan styrene sebagai bahan baku, sehingga pemasarannya

diharapkan tidak cuma pada pabrik yang ada di pulau Jawa saja melainkan bisa diekspor, sehingga lokasi pabrik dipilih dekat pelabuhan.

3) Utilitas

Utilitas yang diperlukan adalah air, bahan bakar dan listrik. Lokasi pabrik yang akan didirikan dekat dengan sumber air, yaitu air waduk.

4) Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal utama pendirian suatu pabrik. Diharapkan dengan didirikannya pabrik di kawasan industri Cilegon ini, memungkinkan mendapatkan tenaga kerja yang murah dan berkualitas.

5) Transportasi

Lokasi pabrik harus mudah dicapai sehingga mudah dalam pengiriman bahan baku dan penyaluran produk, terdapat transportasi yang lancar baik darat dan laut. Letak pabrik *Styrene* ini relatif dekat dengan pelabuhan Merak dan jalur perhubungan darat, sehingga mempermudah transportasi melalui darat dan laut.

4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor sekunder tidak secara langsung berperan dalam proses industri, akan tetapi sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor sekunder meliputi:

1) Perluasan Areal Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik berada di kawasan industri Cilegon, sehingga memungkinkan adanya perluasan areal pabrik dengan tidak mengganggu pemukiman penduduk.

2) Perijinan

Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perijinan pendirian pabrik.

Pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian yang penting dalam proses pendirian pabrik, hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain:

- a. Segi keamanan kerja terpenuhi.
- b. Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.
- c. Pemanfaatan areal tanah seefisien mungkin.
- d. Transportasi yang baik dan efisien.

3) Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, demikian juga fasilitas sosial seperti sarana pendidikan, ibadah, hiburan, bank dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penimbunan bahan baku dan produk yang saling berhubungan. Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik efisien dan proses produksi serta distribusi dapat berjalan dengan lancar, keamanan, keselamatan, dan kenyamanan bagi karyawan dapat terpenuhi.

Selain peralatan proses, beberapa bangunan fisik lain seperti kantor, bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, pemadam kebakaran, pos penjagaan, dan sebagainya ditempatkan pada bagian yang tidak mengganggu lalu lintas, barang dan proses.

Adapun hal-hal yang perlu diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik adalah:

1) Daerah Proses

Daerah proses adalah daerah yang digunakan untuk menempatkan alat-alat yang berhubungan dengan proses produksi. Dimana daerah proses ini diletakkan pada daerah yang terpisah dari bagian lain.

2) Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap, atau gas beracun harus benar-benar diperhatikan di dalam menentukan tata letak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat-alat pengamanan seperti hidran, penampung air yang cukup, dan penahan ledakan. Tangki penyimpanan bahan baku dan produk yang berbahaya harus diletakkan di area khusus dan perlu adanya jarak antara bangunan satu dengan lainnya guna memberikan pertolongan dan penyediaan jalan bagi karyawan untuk menyelamatkan diri.

3) Luas Area yang Tersedia

Harga tanah menjadi hal yang membatasi kemampuan penyedia area. Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah amat tinggi, maka diperlukan efisiensi dalam pemakaian ruangan

hingga peralatan tertentu diletakkan diatas peralatan yang lain, ataupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

4) Instalasi dan Utilitas

Pemasangan dan distribusi yang baik dari gas, udara, steam, dan listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatan. Penempatan peralatan proses di tata sedemikian rupa sehingga petugas dapat dengan mudah menjangkaunya dan dapat terjalin kelancaran operasi serta memudahkan perawatannya.

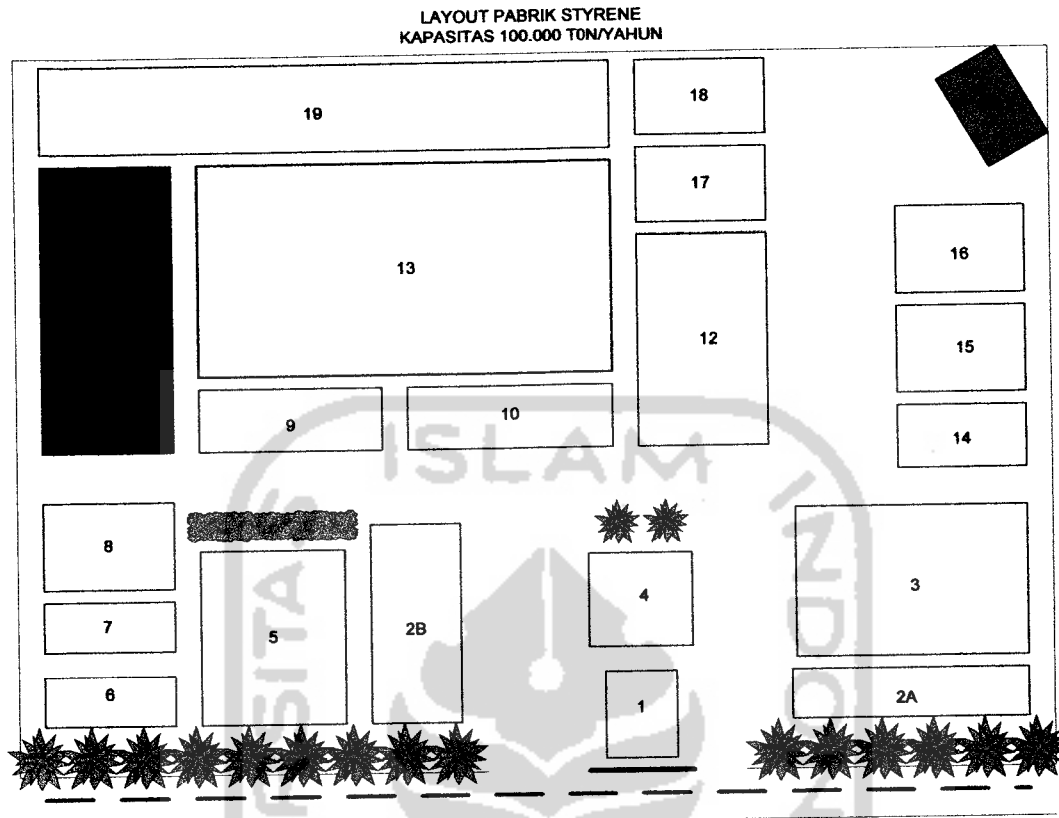
Secara garis besar tata letak pabrik dibagi dalam beberapa daerah utama, yaitu:

- a. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan ruang kontrol
Disini merupakan pusat kegiatan administrasi pabrik yang mengatur kelancaran operasi. Laboratorium dan ruang kontrol sebagai pusat pengendalian proses serta produk.
- b. Daerah proses
- c. Daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan tempat proses berlangsung
- d. Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi
- e. Daerah utilitas

Tabel 4.1. Perincian luas tanah bangunan pabrik

No	Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m ²)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	Kantor Utama	50 x 20	1.000
2	Pos Keamanan/ Satpam	5 x 5	25

3	Parkir	20 x 15	300
4	Mesjid	15 x 25	375
5	Kantin	20 x 15	300
6	Bangkel	20 x 10	300
7	Klinik	15 x 10	150
8	Kantor Teknik dan Produksi	20 x 20	400
9	Ruang timbang truk	5 x 15	75
10	Unit pemadam kebakaran	20 x 15	300
11	Gudang alat	20 x 15	300
12	Gudang bahan kimia	25 x 15	370
13	Laboratorium	15 x 20	300
14	Utilitas	40 x 25	1.000
15	Daerah proses	60 x 80	4.800
16	Ruang kontrol	25 x 10	250
17	Ruang kontrol utilitas	10 x 10	100
18	Tangki Bahan baku	25 x 35	875
19	Tangki produk	20 x 25	500
20	Mess	40 x 20	800
21	Jalan dan taman	50 x 30	1.500
22	Perluasan Pabrik	90 x 50	4.500
Jumlah			18.625



Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik

Keterangan :

Skala 1 : 100

- | | |
|-------------------------------|----------------------------|
| 1. Pos Keamanan | 13. Daerah proses |
| 2. (A) Parkir Tamu | 14. Bengkel |
| 3. (B) Parkir Truk | 15. Pemadam kebakaran |
| 4. Ruang Timbang Truk | 16. Gudang Bahan Kimia |
| 5. Kantor Teknik dan Produksi | 17. Gudang Alat |
| 6. Klinik | 18. Ruang Kontrol Utilitas |
| 7. Kantin | 19. Utilitas |
| 8. Masjid | 20. Mess |
| 9. Laboratorium | |
| 10. Ruang Kontrol | |
| 11. Daerah Perluasan Pabrik | |
| 12. Tangki Form | |
- - - - - Jalan Raya

4.3 Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak peralatan proses ada beberapa hal yang perlu diperhatikan, yaitu:

1) Aliran bahan baku dan produk

Pengaliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan produksi. Perlu juga diperhatikan penempatan pipa, dimana untuk pipa di atas tanah perlu dipasang pada ketinggian tiga meter atau lebih, sedangkan untuk pemipaan pada permukaan tanah diatur sedemikian rupa sehingga tidak mengganggu lalu lintas kerja.

2) Aliran udara

Kelancaran aliran udara di dalam dan disekitar area proses perlu diperhatikan. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnansi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Disamping itu juga perlu diperhatikan arah hembusan angin.

3) Cahaya

Penerangan seluruh pabrik harus memadai pada tempat-tempat proses yang berbahaya atau beresiko tinggi.

4) Lalu lintas manusia

Dalam hal perancangan tata letak peralatan perlu diperhatikan agar pekerja dapat menjangkau seluruh alat proses dengan cepat dan mudah.

Jika terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki. Selain itu, keamanan pekerja dalam menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5) Tata letak alat proses

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

6) Jarak antar alat proses

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan tinggi sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut tidak membahayakan pada alat-alat proses lainnya.

7) Maintenance

Maintenance berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diharapkan.

Perawatan *preventif* dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

Perawatan alat-alat proses dilakukan dengan prosedur yang tepat. Hal ini dilihat dari penjadwalan yang dilakukan pada tiap-tiap alat. Perawatan tiap alat meliputi:

a. *Over head* 1 x 1 tahun

Merupakan perbaikan dan pengecekan serta leveling alat secara keseluruhan meliputi pembongkaran alat, pergantian bagian-bagian alat yang rusak, kemudian dikembalikan seperti kondisi semula.

b. *Repairing*

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki bagian-bagian alat yang rusak. Hal ini biasanya dilakukan setelah pemeriksaan. Adapun faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance* adalah:

a) Umur alat

Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan

b) Bahan baku

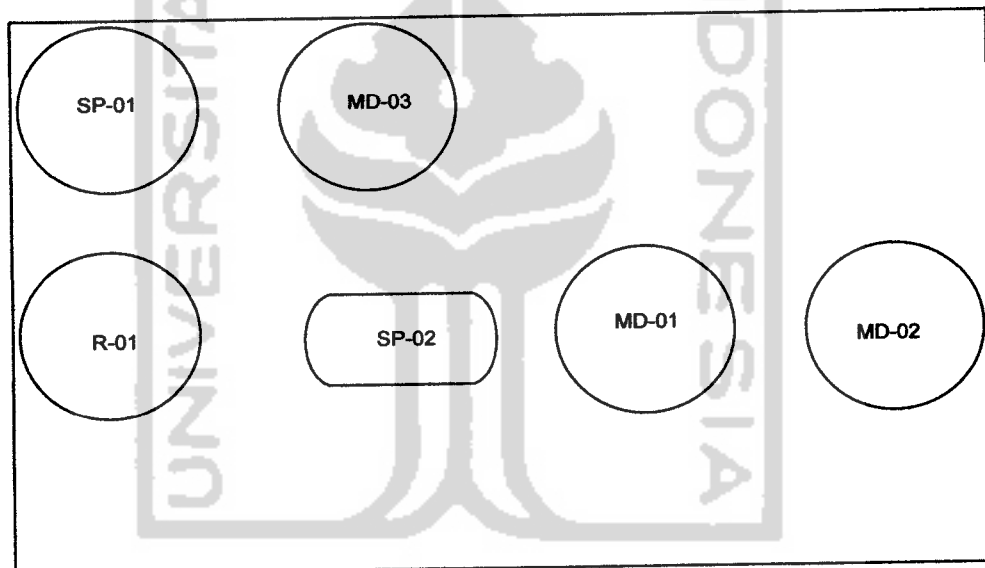
Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

Tata letak alat proses harus harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

a) Kelancaran proses produksi dapat terjamin

- b) Dapat mengefektifkan penggunaan ruangan
- c) Biaya material dikendalikan agar lebih rendah, sehingga dapat mengurangi biaya kapital yang tidak penting.
- d) Jika tata letak peralatan proses sudah benar dan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu memakai alat angkut dengan biaya mahal.

Tata letak peralatan pabrik Styrene dari bahan baku Ethylbenzene dapat dilihat pada gambar berikut :



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses

Keterangan:

MD = Menara Destilasi

SP = Separator

4.4 Alir Proses dan Material

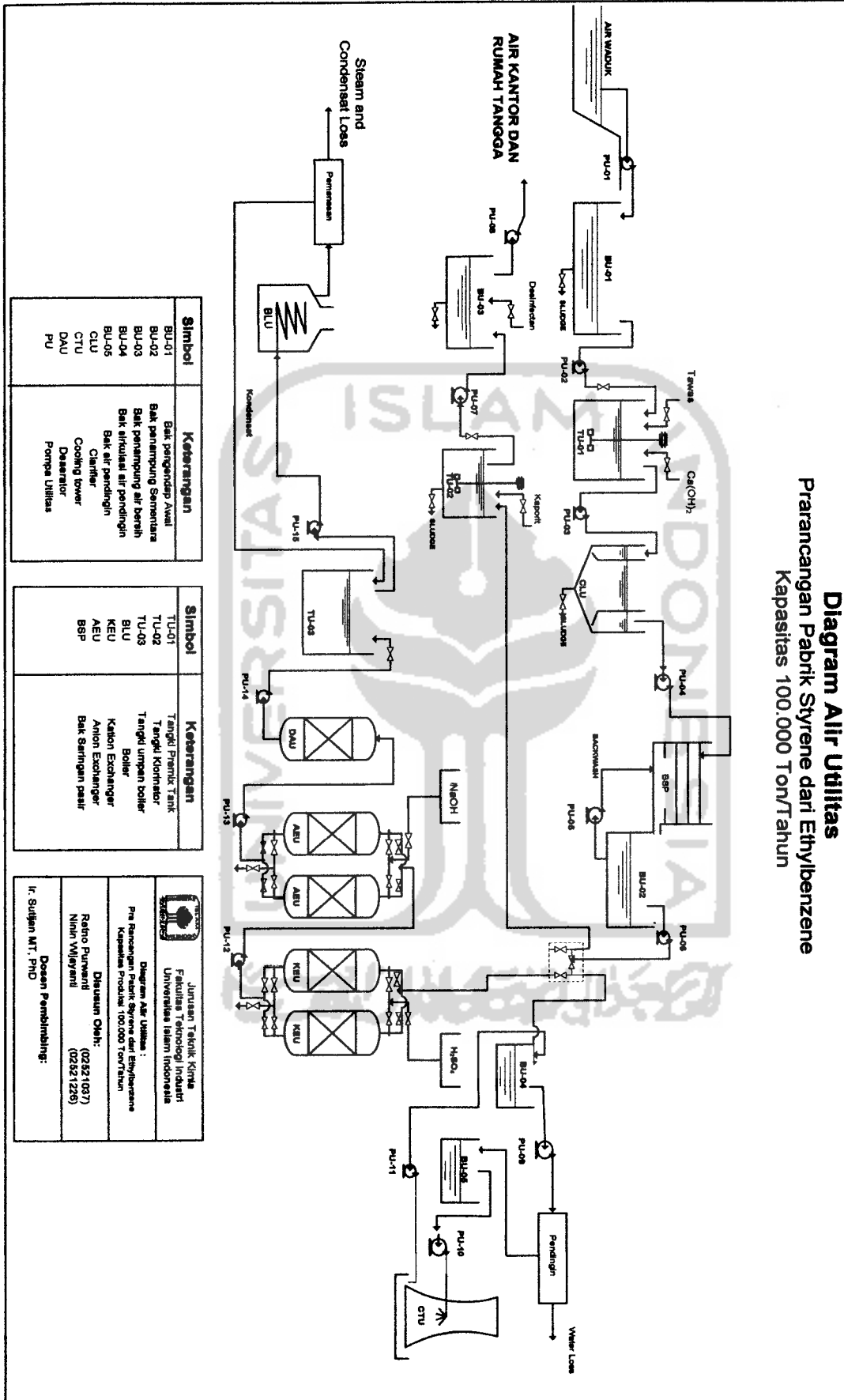
Alir proses dan material dalam diagram alir kualitatif dan diagram alir kuantitatif yang dapat dilihat di lampiran.

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi didalam pabrik adalah penyediaan utilitas dalam pabrik *Styrene* ini. Sarana penunjang merupakan sarana lain yang diperlukan selain bahan baku dan bahan pembantu agar proses produksi dapat berjalan sesuai yang diinginkan. Adapun penyediaan utilitas ini meliputi:


- 1) Unit Penyediaan dan Pengolahan Air
- 2) Unit Pembangkit Steam
- 3) Unit Pembangkit Listrik
- 4) Unit Penyediaan Bahan Bakar

Diagram Air Utilitas
Prarancangan Pabrik Styrene dari Ethylbenzene
Kapasitas 100.000 Ton/Tahun



Simbol	Keterangan
BU-01	Bak pengendap Awal
BU-02	Bak penampung Sementara
BU-03	Bak penampung air bersih
BU-04	Bak sirkulasi air pendingin
BU-05	Bak air pendingin
CLU	Clarifier
CTU	Cooling tower
DAU	Desaturator
PU	Pompa Utilitas

Simbol	Keterangan
TU-01	Tangki Pemrak Tank
TU-02	Tangki Klorinator
TU-03	Tangki umpan boiler
BLU	Boiler
KEU	Kation Exchanger
AEU	Anion Exchanger
BSP	Bak Sarungin pasir


 Jurusan Teknik Kimia
 Fakultas Teknologi Industri
 Universitas Islam Donorejo
 Diagram Air Utilitas :
 Pra Rancangan Pabrik Styrene dari Ethylbenzene
 Kapasitas Produksi 100.000 Ton/Tahun
 Disusun Oleh :
 Rafiq Burhanul
 NIM/Ni Wjyanti
 (02421229)
 Dosen Pembimbing :
 Ir. Suljan MT., PhD

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik Styrene ini, sumber air yang digunakan berasal dari air waduk. Penggunaan air waduk sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Biaya lebih rendah dibanding biaya dari sumber air lainnya.
2. Jumlah air waduk lebih banyak dibanding dari air sumur.
3. Letak waduk berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Kebutuhan air pabrik diperoleh dari air waduk dengan mengolah terlebih dulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan dapat meliputi pengolahan secara fisik dan kimia.

Tahapan-tahapan pengolahan air sebagai berikut :

1) Penyaringan

Penyaringan air dari sumber untuk mencegah terikutnya kotoran berukuran besar yang masuk ke dalam bak pengendapan awal.

2) Pengendapan secara fisis

Mula-mula air dialirkan ke bak penampungan atau pengendapan awal (BU-01) setelah melalui penyaringan dengan memasukkan alat penyaring. *Level Control System* (LCS) yang terdapat di bak penampung berfungsi untuk mengatur aliran masuk sehingga sesuai dengan keperluan pabrik. Dalam bak pengendapan awal kotoran-kotoran akan

mengendap karena gaya berat. Waktu tinggal dalam bak ini berkisar 4-24 jam (Powell, ST hal 14).

3) Pengendapan secara kimia

Kotoran-kotoran yang tersuspensi dalam air digumpalkan dan diendapkan dalam bak penampung sementara (BU-02). Tapi sebelum ke bak penampung sementara maka masuk ke premix tank (TU-01) dan *clarifier* (CLU). Premix tank berfungsi mencampur air dengan menambahkan bahan-bahan tawas 5 % dan Ca(OH)_2 5 %. Sehingga didapatkan air berada dalam range pH 6,5-7,5. Waktu yang diperlukan 1 hari. *Clarifier* (CLU) berfungsi mengendapkan flok-flok yang terbentuk dalam pencampuran di *Premix tank*. Waktu tinggal dalam *Clarifier* ini 4 jam. Didalam *Clarifier* kotoran yang telah mengendap di *blow down*, sedangkan air yang keluar dari bagian atas dialirkan ke bak saringan pasir (BSP), yang berfungsi untuk menyaring sisa-sisa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran berukuran kecil yang tidak dapat mengendap di *Clarifier*. Air dari bak penyaring pasir ini dialirkan ke bak penampung sementara (BU-02) dengan waktu tinggal 5 jam, dapat digunakan langsung untuk *make up* air pendingin, sedangkan air untuk perkantoran, pabrik dan air umpan boiler perlu diolah terlebih dahulu.

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik berasal dari air tawar digunakan untuk:

1) Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut:

a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 . O_2 masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

b. Zat yang dapat menyebabkan kerak (*scale forming*).

Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

c. Zat yang menyebabkan *foaming*.

Air yang diambil kembali dari proses pemanasan bisa menyebabkan *foaming* pada boiler karena adanya zat-zat organik yang tak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terutama terjadi pada alkalinitas tinggi.

2) Air sanitasi.

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

a. Syarat fisika, meliputi:

a) Suhu : dibawah suhu udara

b) Warna : jernih

- c) Rasa : tidak berasa
- d) Bau : tidak berbau
- b. Syarat kimia, meliputi:
 - a) Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
 - b) Tidak mengandung bakteri.

3) Air pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut :

1. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
2. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
3. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
4. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
5. Tidak terdekomposisi

Air yang telah digunakan untuk mendinginkan suatu alat proses, temperatur akan naik sesuai dengan kondisi operasi alat tersebut. Untuk itu diperlukan alat yang digunakan mendinginkan air tersebut untuk dapat digunakan kembali, yaitu dengan *Cooling Tower*.

Air pendingin setelah dipakai, diperalatan akan mengalami kenaikan suhu. Untuk menghemat pemakaian air pendingin maka sistem air pendingin dilakukan dalam suatu sistem sirkulasi dengan

menurunkan suhunya di *cooling tower*. Air pendingin dikumpulkan dalam suatu bak penampung lalu dipompakan ke *cooling tower*.

Cooling tower merupakan suatu menara yang terdiri dari kerangka kayu. Air yang diturunkan suhunya dipercikan dengan udara yang ditiupkan oleh fan. Kontak udara dengan air akan mnguapkan sebagian air tersebut, dan berarti suhu air akan turun kembali dan siap digunakan untuk pendingin kembali. Pada pra perancangan ini dipilih jenis *Induceed draft cooling tower* karena effisiensinya tinggi, dengan laju air umumnya 1-5 galon/menit² ft² dan kecepatan linier udara 4-7 ft/dt. Jenis ini paling banyak dipakai pabrik.

Fan terletak pada bagian atas dari *cooling tower*. Udara luar dihisap dengan fan, sehingga terjadi kekosongan dalam rancangan menara tersebut langsung bisa diisi udara pengganti dengan sendirinya. Karena udara masuk dengan kontinyu maka kontak dengan air dapat berlangsung dengan baik.

Unit pengolahan air untuk perumahan dan perkantoran

Air ini digunakan untuk keperluan sehari-hari. Air dari *sand filter* (BSP) dialirkan ke bak penampung sementara (BU-02). Selanjutnya air masuk ke tangki klorinator (TU-02). Dalam tangki ini bertugas mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk membunuh kuman sebelum ditampung dalam bak distribusi (BU-03), yang kemudian

di distribusikan untuk kebutuhan sehari-hari di kantor dan perumahan pabrik

Unit pengolahan air untuk umpan boiler

Untuk umpan ketel (*boiler*) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam-garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm.

Dalam unit ini meliputi :

1) Unit Demineralisasi Air

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , SO_4^{2-} , Cl^- dan lain-lain. dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler (*Boiler Feed Water*). Demineralisasi air ini diperlukan karena air umpan reboiler harus memenuhi syarat-syarat sebagai berikut :

- a. Tidak menimbulkan kerak pada *heat exchanger* jika steam digunakan sebagai pemanas karena hal ini akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi boiler atau *heat exchanger*, bahkan bisa mengakibatkan tidak beroperasi sama sekali.
- b. Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas O_2 dan CO_2 .

Adapun tahap-tahap proses demineralisasi air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut:

a. **Kation Exchanger**

Kation Exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti katio-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H^+ sehingga air yang akan keluar dari cation exchanger adalah air yang mengandung anion.

Resin:



Dalam jangka tertentu, kation resin ini akan jenuh, sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan H_2SO_4 .

Regenerasi:

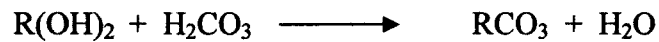


b. **Anion Exchanger**

Anion Exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- , SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Resin:





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

Regenerasi:



2) Unit Deaerator

Air yang telah mengalami demineralisasi masih mengandung gas-gas terlarut terutama O₂ dan CO₂. Gas tersebut dihilangkan lebih dahulu, karena dapat menimbulkan korosi. Unit deaerator berfungsi untuk menghilangkan gas ini. Di dalam deaerator diinjeksikan bahan-bahan kimia, bahan tersebut adalah :

- a. Hidrazin berfungsi mengikat oksigen berdasarkan reaksi berikut :



Nitrogen sebagai hasil reaksi bersama-sama dengan gas lain seperti CO₂ dihilangkan melalui stripping dengan uap air bertekanan rendah.

- b. Dari deaerator, ke dalam air umpan ketel kemudian diinjeksikan larutan fosfat (Na₃PO₄H₂O) untuk mencegah terbentuknya kerak silica dan kalsium pada *steam drum* dan *tube boiler*.

Sebelum diumpankan ke boiler air diberi dispersan agar tidak terjadi penggumpalan.

Kebutuhan Air

Perancangan Pabrik Styrene ini memerlukan air pendingin untuk penyediaan Condensor dan Cooler sebanyak 12.181,4882 kg/jam. Air pendingin 80% akan dimanfaatkan kembali, make up yang diperlukan 20%, sehingga kebutuhan air pendingin sebanyak 2.436,2976 kg/jam. Air yang diperlukan untuk penyediaan *steam* sebanyak 98.977,1803 kg/jam. Air *steam* 80% akan dimanfaatkan kembali, make up yang diperlukan 20%, sehingga kebutuhan air *steam* sebanyak 19.795,4361 kg/jam. Sedangkan air yang digunakan untuk keperluan kantor dan rumah tangga sebesar 4.979,1667 kg/jam.

4.5.2 Unit Pembangkit Steam

Untuk menghasilkan uap air atau steam yang digunakan untuk proses pabrik adalah dengan boiler atau ketel uap. Di dalam pra perancangan ini dipakai pipa api karena mempunyai keuntungan sebagai berikut :

- Air umpan tidak harus sangat bersih karena air diluar pipa
- Tidak memerlukan plat kabel untuk shell yang tebal, sehingga harganya lebih murah
- Tidak memerlukan tembok atau batu tahan api

- Tinggi permukaan air tidak memerlukan pengawasan seteliti mungkin
- Pemasangan murah
- Memerlukan ruangan dengan ketinggian rendah
- Beroperasi baik pada beton yang naik turun

Kerugian boiler pipa api :

- Hanya untuk kapasitas yang relatif kecil
- Terbatas untuk menyajikan uap bertekanan rendah
- Efisiensi rendah
- Waktu yang diperlukan dari mula-mula sampai terbentuk uap relatif lebih lama

Pada boiler pipa api, gas panas mengalir dalam pipa yang dikelilingi air. Mekanisme perpindahan panas utama yang terjadi adalah konveksi, sehingga terjadi perpindahan panas dari gas panas ke air, dimana air akan berubah menjadi uap air. Bahan bakar yang digunakan antara lain; batu bara, minyak, gas dan bahan-bahan yang mudah dan terbaik seperti kayu.

Boiler pipa api dilengkapi dengan *Blow down valve* untuk mengeluarkan endapan-endapan yang terbentuk dari *internal treatment*.

Ada dua cara *blow down*, yaitu :

- *Intermitter blow down*; pengeluaran air dilakukan pada saat tertentu, misalnya 4 jam sekali

- *Continuous blow down*; pengeluaran air dilakukan secara terus menerus sehingga zat dalam boiler dapat dijaga

4.6. Spesifikasi Alat Utilitas

1. BAK PENGENDAP AWAL

Kode	: BU - 01
Fungsi	: Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air waduk sebanyak 29931,9904 kg/jam dengan waktu tinggal 12 jam.
Jenis	: Bak persegi panjang yang diperkuat dengan beton bertulang.
Dimensi : Panjang	: 15,1118 m
Lebar	: 7,5559 m
Kedalaman	: 3,779 m
Volume	: 431,38700 m ³
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US \$ 4313.8700

2. TANGKI FLOKULATOR

Kode	: TU - 01
Fungsi	: Menggumpalkan kotoran yang tidak dapat diendapkan dengan menggunakan tawas [

$Al_2(SO_4)_3$] dan soda abu (Na_2CO_3) sebanyak 29931,9904 kg/jam dengan pengadukan lambat sehingga terbentuk gumpalan yang mudah dipisahkan.

Tipe : Tangki Silinder Berpengaduk

Dimensi : Diameter : 8,12 m

Tinggi : 2,5 m

Volume : 33,6084 m³

Dipilih: Pengaduk tipe Marine Propeller dengan jumlah baffle 4 buah.

Diameter Impeler : 2,24 m

Lebar Impeller : 0,448 m

Panjang Impeller : 0,56 m

Lebar Baffle : 0,559 m

Digunakan daya motor : 7 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : US \$ 28,267.13

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA- 283 grade C

3. CLARIFIER

Kode : CLU

Fungsi : Mengendapkan flok – flok yang terbentuk pada pencampuran air dengan tawas dan

Na_2CO_3 sebanyak 29931,9904 kg/jam

dengan waktu tinggal 4 jam.

Tipe : *Circular Clarifier*.

Dimensi : Diameter : 6,1749 m

Tinggi : 4,8 m

Luas penampang : 29,932 m²

Tinggi cairan : 4 m

Volume : 143,6736 m³

Dipilih: Pengaduk tipe Marine Propeller tanpa baffle.

Diameter Impeler : 0,3838 m

Lebar Impeller : 0,0767 m

Panjang Impeller : 0,0959 m

Digunakan daya motor : 0,5 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : US \$ 65,819.617

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA- 283 grade*

4. SAND FILTER

Kode : BSP

Fungsi : Menyaring sisa – sisa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran breukuran kecil yang tidak dapat mengendap dalam clarifier sebanyak

	29931,9904 kg/jam dengan waktu tinggal 3/4 jam.
Jenis	: Bak Persegi Panjang dengan saringan pasir.
Dimensi : Diameter	: 1,8462 m
Tinggi	: 1,9885 m
Volume	: 29,9320 m ³
Jumlah	: 1 buah.
Harga	: US \$ 730.8750
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA- 283 grade C</i>

5. BAK PENAMPUNG SEMENTARA

Kode	: BU - 02
Fungsi	: Menampung sementara air dari sand filter sebanyak 29931,9904 kg/jam dengan waktu tinggal 5 jam.
Jenis	: Bak persegi panjang yang diperkuat dengan besi bertulang.
Dimensi : Panjang	: 11,9863 m
Lebar	: 5,2931 m
Kedalaman	: 2,5 m
Volume	: 179,5919 m ³
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US \$ 179.591,900

Bahan Konstruksi : Beton Cor.

6. COOLING TOWER

Kode : CTU

Fungsi : Merecovery air pendingin sirkulasi
sebanyak 13.156,0072 kg/jam dari suhu
40°C menjadi 30°C.

Tipe : *Induced Draft*

Jumlah air yang disirkulasi : 13.156,0073 kg/jam

Suhu air masuk cooling tower : 104 °F

Suhu air keluar cooling tower : 86 °F

Dimensi : Diameter : 2 m

Tinggi : 1, 2197 m

Power fan : 4,3495 Hp

Tenaga motor : 5,4367 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : US \$ 1.238,64

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA- 283 grade C*

8. BAK SIRKULASI AIR PENDINGIN

Kode : BU - 04

Fungsi : Menampung air dari cooling tower yang
digunakan sebagai air pendingin proses

sebanyak 13156,0072 kg/jam yang kemudian disirkulasikan ke alat-alat proses.

Jenis : Bak persegi panjang yang diperkuat dengan besi bertulang

Dimensi : Panjang : 3,0749 m

Lebar : 3,0749 m

Kedalaman : 0,7687 m

Volume : 2,9591 m³

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp. 86.036,78

Bahan Konstruksi : Beton Cor

9. BAK AIR PENDINGIN

Kode : BU - 05

Fungsi : Menampung air pendingin sebanyak 13.156,0072 kg/jam untuk dikirim ke cooling tower.

Jenis : Bak persegi panjang yang diperkuat dengan besi bertulang

Dimensi : Panjang : 3,0749 m

Lebar : 3,0749 m

Kedalaman : 0,7687 m

Volume	: 7,26855 m ³
Jumlah	: 1 buah
Harga	: Rp 405.422,6016
Bahan Konstruksi	: Beton Cor

10. TANGKI KLORINATOR

Kode	: TU - 02
Fungsi	: Mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air, untuk kebutuhan air minum dan air rumah tangga sebanyak 4979,1667 kg/jam dengan waktu tinggal 1 bulan..
Tipe	: Tangki Silinder Berpengaduk
Dimensi :	Diameter : 0,9597 m
	Tinggi : 0,9597 m
Volume	: 0,6937 m ³
Dipilih:	Pengaduk tipe Marine Propeller dengan jumlah baffle 4 buah.
Diameter Impeler	: 0,3838 m
Lebar Impeller	: 0,0767 m
Panjang Impeller	: 0,0959 m
Lebar Baffle	: 0,4798 m
Digunakan daya motor	: 0,5 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US \$ 636.1724

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA- 283 grade

11. BAK PENAMPUNG AIR KANTOR

Kode : BU - 03

Fungsi : Menampung air untuk keperluan kantor dan rumah tangga sebanyak 4979,1667 kg/jam.

Jenis : Bak persegi panjang yang diperkuat dengan besi bertulang

Dimensi: Panjang : 9,7775 m
Lebar : 4,8887 m
Kedalaman : 1,5 m

Volume : 71,7001 m³

Jumlah : 1 buah

Harga : Rp 1.792.500

Bahan Konstruksi : Beton Cor

12. KATION EXCHANGER

Kode : KEU

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan boiler sebanyak 9897,7180 kg/jam.

Tipe : silinder tegak

Dimensi : Diameter: 3,0405 m

Tinggi	: 1,78 m
Volume	: 1,1988 m ³
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US \$ 4.137,206
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA- 283 grade C</i>

13. ANION EXCHANGER

Kode	: AEU
Fungsi	: Menghilangkan anion dari air keluaran kation exchanger sebanyak 9897,1803 kg/jam.
Tipe	: silinder tegak
Tinggi Bed Resin	: 1,78 m
Dimensi :	Diameter : 0,9294 m
	Tinggi : 1,2010 m
Volume	: 0,2634 m ³
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US \$ 1.150,4436
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA- 283 grade C</i>

14. DEAERATOR

Kode	: DAU
Fungsi	: Menghilangkan kandungan gas dalam air terlarut terutama O ₂ ,CO ₂ ,NH ₃ dan H ₂ S sebanyak 9897,1803 kg/jam.
Tipe	: <i>Steam Vacuum Deaerator.</i>
Dimensi :	Diameter : 2,2793 m
	Tinggi : 5,3891 m
Volume	: 2.508,45 m ³
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US \$ 1.926,5201
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA- 283 grade C</i>

15. BOILER FEED WATER TANK

Kode	: TU - 03
Fungsi	: Mencampur kondensat sirkulasi dan make up air umpan boiler sebanyak 9897,1803 kg/jam sebelum diumpankan, dibangkitkan sebagai steam dalam boiler.
Tipe	: <i>Silinder Vertical</i>
Dimensi :	Diameter : 1,9683 m
	Tinggi : 2,9524 m
Volume	: 8,9795 m ³

Jumlah	: 1 buah
Harga	: US \$ 86.036,78
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA- 283 grade C</i>

16. BOILER

Kode	: BLU
Fungsi	: Membuat steam jenuh pada tekanan 1 atm sebanyak 9897,1803 kg/jam.
Tipe	: <i>Water Tube Boiler.</i>
Spesifikasi Tube :	
OD, BWG	: 2 in
ID	: 1, 834 in
Panjang	: 20 ft
Jumlah tube	: 17.805 buah
Jumlah	: 1 buah
Harga	: US \$ 12.939,2758
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA- 283 grade C</i>

17. POMPA UTILITAS – 01

Kode	: PU - 01
Fungsi	: Mengalirkan air dari sungai menuju Bak Pengendap awal (BU- 01) dengan kecepatan 29.931, 9904 kg/jam

Tipe : *Centrifugal Pump*

Dimensi pipa : Diameter Nominal : 2 in

Inside Diameter (ID) : 2,067 in

Outside Diameter (OD) : 2,38 in

Schedule number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 76,8137 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,1123 m

Static head : 0 m

Pressure head : 0 m

Friction head : 17,9015 m

Total head : 18,0138 m

Putaran pompa : 596,2065 rpm

Putaran spesifik : 1.450 rpm

Pompa aktual : 2,0088 Hp

Tenaga Motor : 2 Hp

Jumlah : 2 buah

Harga : US \$ 46.078,6075

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA- 283 grade C*

18. POMPA UTILITAS – 02

Kode : PU - 02

Fungsi : Mengalirkan air dari Bak Pengendap awal
(BU – 01) menuju ke Tangki Flokulator
(TU – 01) dengan kecepatan 29.931,9904
kg/jam.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Dimensi pipa: Diameter Nominal : 2 in

Inside Diameter (ID) : 2, 067 in

Outside Diameter (OD) : 2, 38 in

Schedule Number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 76,8137 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0, 1123 m

Static head : 1, 4381 m

Pressure head : 0 m

Friction head : 0, 7161 m

Total head : 2,2665 m

Putaran pompa : 2.822,1676 rpm

Putaran spesifik : 1.450 rpm

Pompa aktual : 0, 2561 Hp

Tenaga Motor : 0, 5 Hp

Jumlah : 2 buah
Harga : US \$ 26.868,1439
Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA- 283 grade C*

19. POMPA UTILITAS - 03

Kode : PU - 03
Fungsi : Memompa air dari Tangki Flokulator (TU - 01) menuju Clarifier (CLU) dengan kecepatan 29.931,9904 kg/jam.
Tipe : *Centrifugal Pump*
Dimensi pipa : Diameter Nominal : 2 in
Inside Diameter (ID) : 2,067 in
Outside Diameter (OD) : 2,38 in
Schedule Number : 40
Spesifikasi pompa :
Kapasitas pompa : 76,8137 gpm
Head pompa :
Velocity head : 0,1123 m
Static head : 4,8 m
Pressure head : 0 m
Friction head : 0,7161 m
Total head : 5,6284 m
Putaran pompa : 2.853,2593 rpm

Putaran spesifik	: 2.900 rpm
Pompa aktual	: 0, 6625 Hp
Tenaga Motor	: 1 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: US \$ 15.597,3943
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA- 283 grade C</i>

20. POMPA UTILITAS – 04

Kode	: PU - 04
Fungsi	: Memompa air dari Clarifier ke sand filter dengan kecepatan 29.931,9904 kg/jam
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Dimensi pipa : Diameter Nominal	: 2 in
Inside Diameter (ID)	: 2, 067 in
Outside Diameter (OD)	: 2, 38 in
Schedule Number	: 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 76,8137 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0, 1123 m

Static head : 3,6667 m

Pressure head : 0 m

Friction head : 0, 7161 m

Total head : 4,4951 m
Putaran pompa : 1.688,6674 rpm
Putaran spesifik : 1.450 rpm
Pompa aktual : 0, 5290 Hp
Tenaga Motor : 1 Hp

Jumlah : 2 buah
Harga : US \$ 68.604,2577
Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA- 283 grade C

21. POMPA UTILITAS - 05

Kode : PU - 05
Fungsi : Memompa air dari bak penampung
sementara (BU – 02) ke BSP dengan
kecepatan 29.931,9904 kg/jam
Tipe : *Centrifugal Pump*
Dimensi pipa : Diameter Nominal : 2 in

Inside Diameter (ID) : 2, 067 in

Outside Diameter (OD) : 2, 38 in

Schedule Number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 76,8137 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0, 1123 m

Static head	: 4,0874 m
Pressure head	: 0 m
Friction head	: 0, 7161 m
Total head	: 4,9158 m
Putaran pompa	: 1.579,079 rpm
Putaran spesifik	: 1.450 rpm
Pompa aktual	: 0, 5786 Hp
Tenaga Motor	: 1 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: US \$ 46.072,69825
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA- 283 grade C</i>

22. POMPA UTILITAS - 06

Kode	: PU - 06
Fungsi	: Memompa air dari bak penampung sementara (BU – 02) dengan kecepatan 29.931,9904 kg/jam.
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>

Dimensi pipa : Diameter Nominal	: 2 in
Inside Diameter (ID)	: 2, 067 in
Outside Diameter (OD)	: 2, 38 in
Schedule Number	: 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa	: 76,8137 gpm
Head pompa	:
Velocity head	: 0,1123 m
Static head	: 0 m
Pressure head	: 0 m
Friction head	: 1,4321 m
Total head	: 1,5444 m
Putaran pompa	: 3.762,9686 rpm
Putaran spesifik	: 1450 rpm
Pompa aktual	: 0,1817 Hp
Tenaga Motor	: 0,5 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: US \$ 46.072,6982
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA- 283 grade C</i>

23. POMPA UTILITAS – 07

Kode	: PU - 07
Fungsi	: Memompa air (TU – 02) ke BU-04 bak penampung air kantor dengan kecepatan 4.979,1667 kg/jam.
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Dimensi pipa : Diameter Nominal	: 0,5 in
Inside Diameter (ID)	: 0,622 in

Outside Diameter (OD) : 0,84 in

Schedule Number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 3,1717 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,0900 m

Static head : 0 m

Pressure head : 0 m

Friction head : 2,0850 m

Total head : 2,1750 m

Putaran pompa : 591,4630 rpm

Putaran spesifik : 1.450 rpm

Pompa aktual : 0,0106 Hp

Tenaga Motor : 0,5 Hp

Jumlah : 2 buah

Harga : US \$ 729,8982

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA- 283 grade C

24. POMPA UTILITAS – 08

Kode : PU - 08

Fungsi : Memompa air dari (BU – 04) untuk keperluan kantor dan rumah tangga dengan kecepatan 4.978,1667 kg/jam.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Dimensi pipa : Diameter Nominal : 12 in

Inside Diameter (ID) : 12,09 in

Outside Diameter (OD) : 12,75 in

Schedule Number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 2.336,020 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,1015 m

Static head : 1,2197 m

Pressure head : 0 m

Friction head : 0,0739 m

Total head : 1,3951 m

Putaran pompa : 22.395,640 rpm

Putaran spesifik : 1.450 rpm

Pompa aktual : 4,6098 Hp

Tenaga Motor : 6 Hp

Jumlah : 2 buah

Harga : US \$ 15.707,6829

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA- 283 grade*

25. POMPA UTILITAS – 09

Kode : PU - 09

Fungsi : Memompa air dari bak sirkulasi air pendingin ke bak penampung air pendingin dengan kecepatan 2.436,2976 kg/jam .

Tipe : *Centrifugal Pump*

Dimensi pipa : Diameter Nominal : 1 in
Inside Diameter (ID) : 1,049 in
Outside Diameter (OD) : 1,32 in
Schedule Number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 8,1625 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,0262 m

Static head : 0 m

Pressure head : 0 m

Friction head : 0,1250 m

Total head : 0,1512 m

Putaran pompa : 6.008,138 rpm

Putaran spesifik : 1.450 rpm

Pompa aktual : 0,00189 Hp

Tenaga Motor : 0,5 Hp

Jumlah	: 2 buah
Harga	: US \$ 26.868,1439
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA- 283 grade C</i>

26. POMPA UTILITAS – 10

Kode	: PU - 10
Fungsi	: Memompa air dari bak feed cooling tower (BU – 06) ke cooling tower (CTU) dengan kecepatan 2.436,2976 kg/jam.
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Dimensi pipa	: Diameter Nominal : 1 in Inside Diameter (ID) : 1,049 in Outside Diameter (OD) : 1,32 in Schedule Number : 40
Spesifikasi pompa	: Kapasitas pompa : 8,1625 gpm Head pompa : Velocity head : 0,0262 m Static head : 0 m Pressure head : 0 m Friction head : 0,1250 m Total head : 0,1512 m Putaran pompa : 6.008,138 rpm Putaran spesifik : 1.450 rpm

Pompa aktual	: 0, 00189 Hp
Tenaga Motor	: 0, 5 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: US \$ 26.868,1439
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA- 283 grade C</i>

27. POMPA UTILITAS - 11

Kode	: PU - 11
Fungsi	: Memompa air dari kation exchanger (KEU) ke anion exchanger (AEU) dengan kecepatan 9.897,1803 kg/jam .
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Dimensi pipa : Diameter Nominal	: 1 in
Inside Diameter (ID)	: 1,049 in
Outside Diameter (OD)	: 1,32 in
Schedule Number	: 40
Spesifikasi pompa :	
Kapasitas pompa	: 8,1625 gpm
Head pompa	:
Velocity head	: 0, 0262 m
Static head	: 0 m
Pressure head	: 0 m
Friction head	: 0,1250 m

Total head : 0,1512 m
Putaran pompa : 6.008,138 rpm
Putaran spesifik : 1.450 rpm
Pompa aktual : 0,00189 Hp
Tenaga Motor : 0,5 Hp

Jumlah : 2 buah
Harga : US \$ 15.705,12845
Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-283 grade C

28. POMPA UTILITAS – 12

Kode : PU - 12
Fungsi : Memompa air dari anion exchanger (AEU)
ke deaerator (DAU) dengan kecepatan
9.897,1803 kg/jam.
Tipe : Centrifugal Pump
Dimensi pipa : Diameter Nominal : 1,5 in

Inside Diameter (ID) : 1,610 in

Outside Diameter (OD) : 1,90 in

Schedule Number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 40,8128 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,1002 m

Static head : 0 m

Pressure head : 0 m

Friction head : 7,9154 m

Total head : 8,0156 m

Putaran pompa : 1.595,3478 rpm

Putaran spesifik : 2.900 rpm

Pompa aktual : 0,6012 Hp

Tenaga Motor : 1 Hp

Jumlah : 2 buah

Harga : US \$ 7.582,7272

Bahan Konstruksi : Carbon Steel SA-283 grade C

29. POMPA UTILITAS – 13

Kode : PU - 13

Fungsi : Memompa air dari deaerator (DAU) ke tangki umpan boiler dengan kecepatan 9.897,1803 kg/jam.

Tipe : Centrifugal Pump

Dimensi pipa : Diameter Nominal : 1,5 in

Inside Diameter (ID) : 1,610 in

Outside Diameter (OD) : 1,90 in

Schedule Number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa	: 40,8128 gpm
Head pompa	:
Velocity head	: 0,1002 m
Static head	: 0 m
Pressure head	: 0 m
Friction head	: 7,9154 m
Total head	: 8,0156 m
Putaran pompa	: 1.595,3478 rpm
Putaran spesifik	: 2.900 rpm
Pompa aktual	: 0,6012 Hp
Tenaga Motor	: 1 Hp
Jumlah	: 2 buah
Harga	: US \$ 26.868,1439
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-283 grade C</i>

30. POMPA UTILITAS – 14

Kode	: PU - 14
Fungsi	: Memompa air dari tangki umpan boiler ke boiler dengan kecepatan 9.897,1803 kg/jam.
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Dimensi pipa : Diameter Nominal	: 1,5 in
Inside Diameter (ID)	: 1,610 in

Outside Diameter (OD): 1,90 in

Schedule Number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 40,8128 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,1002 m

Static head : 0 m

Pressure head : 0 m

Friction head : 7,9154 m

Total head : 8,0156 m

Putaran pompa : 1.595,3478 rpm

Putaran spesifik : 2.900 rpm

Pompa aktual : 0,6012 Hp

Tenaga Motor : 1 Hp

Jumlah : 2 buah

Harga : US \$ 15.597,3943

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA- 283 grade C*

31. POMPA UTILITAS – 15

Kode : PU - 15

Fungsi : Memompa air dari boiler ke tangki umpan boiler dengan kecepatan 9.897,1803 kg/jam.

Tipe : *Centrifugal Pump*

Dimensi pipa : Diameter Nominal : 1,5 in

Inside Diameter (ID) : 1,610 in

Outside Diameter (OD) : 1,90 in

Schedule Number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 40,8128 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0,1002 m

Static head : 0 m

Pressure head : 0 m

Friction head : 7,9154 m

Total head : 8,0156 m

Putaran pompa : 1.595,3478 rpm

Putaran spesifik : 2.900 rpm

Pompa aktual : 0,6012 Hp

Tenaga Motor : 1 Hp

Jumlah : 2 buah

Harga : US \$ 46.078,6075

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA- 283 grade C*

4.7. Unit Pembangkit Listrik

Di dalam suatu pabrik, listrik merupakan sumber daya yang utama. Tenaga listrik digunakan untuk menggerakkan pompa, pesawat proses instrument, penerangan dan lain-lain.

Untuk penyediaan tenaga listrik digunakan penggerak listrik dari PLN dengan biaya yang lebih murah dan juga penyediaan listrik dari generator apabila listrik dari PLN padam dan keuntungannya dari generator adalah menyediakan listrik dengan tegangan yang tidak berubah-ubah.

Generator yang digunakan adalah generator arus bolak balik (AC) sistem 3 phase dengan pertimbangan :

- Tegangan yang dihasilkan dapat diatur tingginya
- Dapat menghasilkan tenaga yang cukup besar dan bekerja pada kecepatan tinggi
- Perawatannya lebih mudah
- Mempunyai rendemen yang tinggi antara 96-98 %
- Dapat digunakan kawat yang kecil untuk menghantarkan transmisi
- Mempunyai daya kerja yang lebih besar
- Motor-motornya lebih umum dijumpai di pasaran

Alat-alat yang memerlukan penggerak listrik arus searah seperti transmisi instrumentasi bisa diperoleh dari arus bolak balik yang telah disearahkan dengan *rectifier*.

4.8. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan adalah Industrial Diesel Oil (IDO) sebesar 11,8039 lt/jam, bahan bakar ini digunakan untuk menggerakkan generator listrik sedangkan untuk boiler digunakan bahan bakar jenis Fuel Gas sebesar 575,2856 lt/jam. Bahan bakar ini diperoleh dari Pertamina.

4.9. Laboratorium

Peranan laboratorium dalam suatu pabrik kimia sangat penting, karena di laboratorium dilakukan analisa-analisa baik untuk bahan baku maupun produk dimana hasil analisa tersebut diperlukan untuk pengawasan mutu dan penentuan tingkatan efisiensi.

Pemeriksaan rutin harus dilakukan untuk menjaga kualitas produk maupun untuk mengetahui apakah proses berjalan normal atau tidak, sehingga apabila terjadi penyimpangan dapat segera diatasi. Selain itu laboratorium juga berfungsi untuk kegiatan riset yang berguna untuk pengembangan pabrik sehingga dapat lebih maju dan lebih menguntungkan ditinjau dari segi teknis maupun non teknis.

Adapun analisa yang dilakukan berupa :

- a. Analisa bahan baku; analisa ini dilakukan terhadap bahan baku untuk kebutuhan proses produksi (methanol). Analisa ini dilakukan pada saat bahan baku datang, sehingga pabrik dapat menolak bahan baku yang dibeli apabila hasil analisa tidak memenuhi syarat. Analisa yang dilakukan meliputi densitas, kemurnian dan lain sebagainya.

- b. Analisa *Intermediate*; analisa ini dilakukan setiap saat selama proses berlangsung, khususnya produk dari reaktor dan distilasi awal dalam proses. Analisa ini dilakukan terhadap produk sementara atau *intermediate* untuk mengetahui kualitas produk yang dihasilkan selama proses berlangsung, jadi apabila terdapat kesalahan dalam produk yang tidak sesuai dengan ketentuan maka proses dapat dilakukan koreksi dengan cepat.
- c. Analisa produk; analisa ini dilakukan untuk hal-hal yang bersifat spesifik terhadap produk yang dihasilkan dan pemeriksaan ini dilakukan setiap satu jam sekali agar produk yang dihasilkan sesuai ketentuan yang ditetapkan baik kemurnian, density maupun kadar-kadar yang lain dan telah ditetapkan sebelumnya.

4.9.1. Program Kerja Laboratorium

Dalam upaya pengendalian mutu produk, pabrik Styrene ini mengoptimalkan aktivitas laboratorium untuk pengujian mutu.

Analisa pada proses pembuatan Styrene ini dilakukan terhadap :

1. Bahan baku Ethylbenzene, yang dianalisa adalah kemurnian, density, kadar impuritis/inert, warna, viskositas, spesifik gravity.
2. Produk Styrene yang dianalisa adalah kemurnian, kadar air, density, viskositas, spesifik gravity.

Analisa untuk unit utilitas, meliputi:

1. Air lunak proses kapur dan air proses untuk penjernihan, yang dianalisa pH, silikat sebagai SiO_2 , Ca sebagai CaCO_3 , Sulfur sebagai SO_4^{2-} , chlor sebagai Cl_2 dan zat padat terlarut.
2. Penukar ion, yang dianalisa kesadahan CaCO_3 , silikat sebagai SiO_2 .
3. Air bebas mineral, analisa sama dengan penukar ion.
4. Air umpan boiler, yang dianalisa meliputi pH, kesadahan, jumlah O_2 terlarut dalam Fe.
5. Air dalam boiler, yang dianalisa meliputi pH, jumlah zat padat terlarut, kadar Fe, kadar CaCO_3 , SO_3 , PO_4 , SiO_2 .
6. Air minum, yang dianalisa meliputi pH, chlor sisa dan kekeruhan.

Dalam menganalisa harus diperhatikan juga mengenai sampel yang akan diambil dan bahaya-bahaya pada pengambilan sampel. Sampel yang diperiksa untuk analisa terbagi menjadi dua bentuk, yaitu:

1. Gas

Cara penanganan/analisa dalam bentuk gas dapat dilaksanakan langsung ditempat atau di unit proses atau bisa dilakukan dengan pengambilan sampel dengan botol gas sampel yang selanjutnya dibawa ke laboratorium induk untuk dianalisa. Pengambilan sampel dalam bentuk gas harus diperhatikan segi keamanannya, terlebih bila gas yang dianalisa sangat berbahaya. Alat pelindung

diri harus disesuaikan dengan sampel yang akan diambil. Arah angin juga harus diperhatikan, yaitu kita harus membelakangi arah angin.

2. Cairan

Untuk melakukan analisa pada bentuk cairan, terlebih dulu contoh harus didinginkan bila contoh yang akan dianalisa panas.

Untuk contoh yang berbahaya pengambilan cuplikan contoh dilakukan dengan pipet atau alat lainnya dan diupayakan tidak tertelan atau masuk mulut.

4.9.2. Alat Analisa

Alat analisa yang digunakan:

1) *Water Content Tester*

Alat ini digunakan untuk menganalisa kadar air dalam produk.

2) *Hydrometer*

Alat ini digunakan untuk mengukur *specific gravity*.

3) *Viscometer bath*

Alat ini digunakan untuk mengukur viscositas produk keluar dari reaktor.

4) *Thermoline*

Alat ini digunakan untuk mengukur titik leleh.

4.10. Organisasi Perusahaan

4.10.1. Bentuk Perusahaan

Mendirikan pabrik dengan merekrut tenaga kerja yang banyak, tentu saja sangat dibutuhkan sistem pengelolaan yang baik. Tentu saja pemilihan bentuk perusahaan dan sistem organisasi perusahaan menjadi hal yang sangat penting yang harus juga dipikirkan.

Ditinjau dari sudut pandang badan hukum, bentuk perusahaan digolongkan menjadi empat macam, yaitu:

- 1) Perusahaan perorangan, yaitu modal dimiliki oleh satu orang yang bertanggung jawab penuh terhadap maju mundurnya perusahaan.
- 2) Persekutuan firma, yaitu modal dikumpulkan dari dua orang atau lebih dengan tanggung jawab yang sama menurut perjanjian, didirikan dengan akte notaris.
- 3) Persekutuan Komanditer (*CV / Commanditaire Veenootshaps*), yaitu terdiri dari dua orang atau lebih yang masing-masing berperan sebagai sekutu aktif (orang yang menjalankan perusahaan) dan sekutu pasif (orang yang hanya menyertakan modalnya dan bertanggung jawab sebatas modal yang dimasukkan saja).
- 4) Perseroan Terbatas, yaitu persekutuan untuk mendirikan perusahaan dengan modal diperoleh dari penjualan saham, pemegang saham bertanggung jawab sebesar modal yang dimiliki.

Pabrik yang akan didirikan direncanakan berbentuk Perseroan Terbatas. Perseroan Terbatas merupakan bentuk perusahaan yang akan

mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Dalam Perseroan Terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyeter jumlah yang disebutkan dalam tiap saham.

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini adalah didasarkan atas beberapa faktor, sebagai berikut :

- a. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan
- b. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
- c. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang perusahaan dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi dewan komisaris.
- d. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya, serta karyawan perusahaan
- e. Lapangan usaha lebih luas

Suatu Perseroan Terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

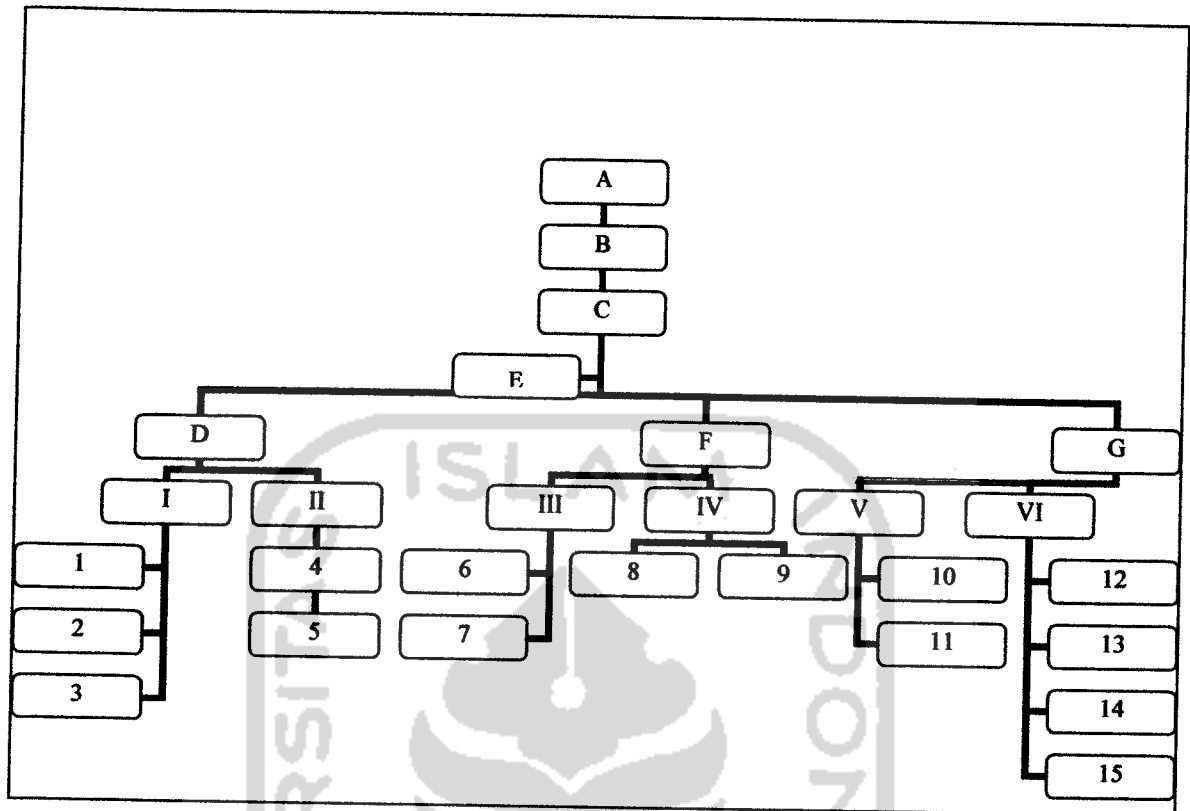
Ciri –ciri PT adalah:

1. Perusahaan didirikan dengan akta dari notaris berdasarkan Kitab Undang- Undang Hukum Dagang.
2. Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham.
3. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham.
4. Perusahaan dipimpin oleh direksi yang dipilih oleh para pemegang saham.

Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan memperhatikan hukum-hukum perburuhan.

4.10.2. Struktur Organisasi

Struktur organisasi pada pabrik ini merupakan sistem “Line and Staf Organisation” dimana pabrik dipimpin oleh empat orang direktur yaitu direktur utama, direktur produksi/teknik, direktur administrasi/keuangan dan direktur pemasaran/kerjasama. Untuk memperlancar tugas-tugas pelaksanaan pabrik diangkat kepala-kepala bagian yang membawahi kepala seksi, kepala staf dan segenap operatornya. Skema susunan organisasinya dapat dilihat pada gambar. Adapun susunannya sebagai berikut.



Gambar 4.10 Struktur organisasi perusahaan

Keterangan Gambar:

- A : Pemegang Saham
- B : Dewan Komisaris
- C : Direktur Utama
- D : Direktur Teknik dan Produksi
- E : Staff Ahli
- F : Direktur Keuangan, Umum dan Personalia
- G : Direktur R & D
- I : Kepala Bagian Produksi
- II : Kepala Bagian Teknik
- III : Kepala Bagian Administrasi & Keuangan

- IV : Kepala Bagian Pemasaran
- V : Kepala Bagian R & D
- VI : Kepala Bagian Umum
- 1 : Kepala Seksi Proses
- 2 : Kepala Seksi Pengendalian
- 3 : Kepala Seksi Laboratorium
- 4 : Kepala Seksi Pemeliharaan Alat
- 5 : Kepala Seksi Utilitas
- 6 : Kepala Seksi Administrasi
- 7 : Kepala Seksi Keuangan
- 8 : Kepala Seksi Penjualan
- 9 : Kepala Seksi Pembelian
- 10 : Kepala Seksi Penelitian
- 11 : Kepala Seksi Pengembangan
- 12 : Kepala Seksi Personalia
- 13 : Kepala Seksi Hubungan Masyarakat
- 14 : Kepala Seksi Keamanan
- 15 : Kepala Seksi Kesehatan



Untuk menjalankan segala aktivitas dalam sebuah perusahaan secara efisien dan efektif, diperlukan adanya struktur organisasi. Struktur organisasi merupakan salah satu unsur yang sangat diperlukan dalam suatu perusahaan. Dengan adanya unsur yang baik maka para atasan dan para

karyawan dapat memahami posisi masing-masing personil dalam perusahaan tersebut.

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain : perumusan tujuan perusahaan dengan jelas, pendelegasian wewenang, pembagian tugas kerja yang jelas, kesatuan perintah dan tanggung jawab, sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilakukan, organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu : sistem uni dan staf. Pada sistem ini, garis perusahaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas. Demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu :

- a. Sebagai garis atau uni yaitu orang-orang yang melakukan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.

- b. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimiliki, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam melaksanakan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu tiga direktur lain sesuai dengan bidangnya. Direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang akan bertanggung jawab dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi dan seksi akan membawahi serta mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana setiap kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

4.10.3. Tugas dan Wewenang

4.10.3.1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Para pemilik saham sebagai pemilik perusahaan. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas

adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut, para pemegang saham :

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

4.10.3.2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari pada pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab pada pemilik saham. Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.
- b. Mengawasi tugas-tugas direksi.
- c. Membantu direksi dalam hal yang penting-penting.
- d. Mempertanggung jawabkan perusahaan kepada pemegang saham

4.10.3.3. Dewan Direksi

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab sepenuhnya kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur

Produksi/Teknik, Direktur Administrasi/Keuangan dan Direktur Pemasaran/Kerjasama.

Tugas Direktur antara lain :

- a. Melaksanakan kebijaksanaan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
- b. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
- c. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan dari pemegang saham.
- d. Mengkoordinir kerja sama dengan Direktur Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Produksi dan Teknik antara lain :

- a. Bertanggung jawab kepada direktur bidang produksi dan teknik.
- b. Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas Direktur Keuangan dan Pemasaran antara lain :

- a. Bertanggung jawab kepada direktur dalam bidang keuangan dan pemasaran.

- b. Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Tugas Direktur HRD antara lain :

- a. Bertanggung jawab kepada direktur dalam bidang personalia dan pelayanan umum, K3.
- b. Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

4.10.3.4. Staff Ahli

Staf ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang staf ahli meliputi :

- a. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- b. Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
- c. Memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

4.10.3.5. Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur bersama-sama dengan *staff* ahli. Kepala bagian ini bertanggungjawab kepada direktur masing-masing.

1) Kepala Bagian Produksi

Bertanggungjawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala bagian membawahi:

- a. Seksi proses.
- b. Seksi pengendalian
- c. Seksi Laboratorium

2) Kepala Bagian Teknik

Bertanggungjawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang peralatan proses dan utilitas serta mengkoordinasi kepala-kepala seksi yang dibawahinya. Kepala bagian teknik membawahi:

- a. Seksi pemeliharaan
- b. Seksi utilitas

3) Kepala Bagian R&D

Bertanggungjawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang penelitian dan pengembangan hasil produksi.

Kepala Bagian R&D membawahi:

- a. Seksi penelitian
- b. Seksi pengembangan

4) Kepala Bagian Pemasaran

Bertanggungjawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi:

- a. Seksi Pembelian
- b. Seksi Pemasaran/penjualan

5) Kepala Bagian Keuangan

Bertanggungjawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagaian Keuangan membawahi:

- a. Seksi Administrasi
- b. Seksi kas

6) Kepala Bagian Umum

Bertanggungjawab kepada Direktu Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Umum membawahi:

- a. Seksi Personalia
- b. Seksi Humas
- c. Seksi Keamanan

4.10.3.6. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing supaya diperoleh hasil yang maksimum dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggungjawab kepada kepala bagian sesuai dengan seksinya masing-masing.

1) Kepala Seksi Proses

Tugas Kepala Seksi Proses bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran proses produksi.

Seksi Proses :

Tugas seksi proses antara lain :

- a. Mengawasi jalannya proses dan produksi dan
- b. Menjalankan tindakan sepenuhnya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.

2) Kepala Seksi Pengendalian

Tugas Kepala Seksi Pengendalian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal kelancaran proses produksi yang berkaitan dengan keselamatan aktivitas produksi.

Seksi Pengendalian :

Tugas seksi Pengendalian antara lain :

- a. Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

- b. Bertanggung jawab terhadap perencanaan dan pengawasan keselamatan proses, instalasi peralatan, karyawan, dan lingkungan (inspeksi)

3) Kepala Seksi Laboratorium

Tugas Kepala Seksi Pengendalian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Produksi dalam hal pengawasan dan analisa produksi.

Seksi Laboratorium:

Tugas seksi Laboratorium antara lain :

- a. Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu,
- b. Mengawasi dan menganalisa mutu produksi,
- c. Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik, dan
- d. Membuat laporan berkala kepada Kepala Bagian Produksi.

4) Kepala Seksi Pemeliharaan

Tugas Kepala Seksi pemeliharaan bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam bidang pemeliharaan peralatan., inspeksi dan keselamatan proses dan lingkungan, ikut memberikan bantuan teknik kepada seksi operasi.

Seksi Pemeliharaan:

Tugas seksi Pemeliharaan antara lain: merencanakan dan melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik serta memperbaiki kerusakan peralatan pabrik.

5) Kepala Seksi Utilitas

Tugas kepala seksi penelitian adalah bertanggungjawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam hal utilitas.

Seksi Utilitas :

Tugas seksi Utilitas antara lain: Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air dan tenaga kerja.

6) Kepala Seksi Penelitian

Tugas kepala seksi penelitian adalah bertanggungjawab kepada Kepala Bagian R & D dalam hal mutu produk.

Seksi Penelitian:

Tugas Seksi Penelitian antara lain: Melakukan riset guna mempertinggi mutu suatu produk

7) Kepala Seksi Pengembangan

Tugas Kepala Seksi Pengembangan adalah bertanggungjawab kepada Kepala Bagian R & D dalam hal pengembangan produksi.

Seksi Pengembangan:

Tugas seksi Pengembangan antara lain :

- a. Mengadakan pemilihan pemasaran produk ke suatu tempat dan mempertinggi efisiensi kerja.
- b. Mempertinggi mutu suatu produk, memperbaiki proses pabrik/perencanaan alat dan pengembangan produksi

8) Kepala Seksi Administrasi

Tugas Kepala Seksi Administrasi ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal administrasi.

Seksi Administrasi :

Tugas Seksi Administrasi antara lain: Menyelenggarakan pencatatan utang piutang, administrasi, persediaan kantor, pembukuan serta masalah perpajakan.

9) Kepala Seksi Keuangan

Tugas Kepala Seksi Administrasi ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal keuangan/anggaran.

Seksi Keuangan :

Tugas seksi Keuangan antara lain :

- a. Menghitung penggunaan uang perusahaan,
- b. Mengamankan uang dan meramalkan tentang keuangan masa depan, serta
- c. Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.

10) Kepala Seksi Pemasaran

Tugas Kepala Seksi Pemasaran bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Pemasaran dalam bidang pemasaran hasil produksi.

Seksi Penjualan:

Tugas seksi Pemasaran antara lain: Merencanakan strategi penjualan hasil produksi dan mengatur distribusi hasil produksi dari gudang.

11) Kepala Seksi Pembelian

Tugas Kepala Seksi Pembelian bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Pemasaran dalam bidang penyediaan bahan baku dan peralatan.

Seksi Pembelian:

Tugas seksi pembelian antara lain: melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan, serta mengetahui harga pasaran dari suatu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

12) Kepala Seksi Personalia

Tugas Kepala Seksi Personalia bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal sumber daya manusia.

Seksi personalia:

Tugas seksi Personalia antara lain :

- a. Mengelola sumber daya manusia dan manajemen.
- b. Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya
- c. Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis, serta
- d. Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

13) Kepala Seksi Humas

Tugas Kepala Seksi Humas bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal hubungan masyarakat.

Seksi Humas:

Tugas seksi Humas antara lain: mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

14) Kepala Seksi Keamanan

Tugas Kepala Seksi Humas bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum yang menyangkut keamanan di sekitar pabrik.

Seksi Keamanan:

Tugas seksi Keamanan antara lain :

- a. Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan
- b. Mengawasi keluar masuknya orang baik karyawan atau bukan di lingkungan pabrik, serta
- c. Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

4.10.4. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam satu tahun dan 24 jam perhari. Sisa hari yang bukan libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan shut down. Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan, yaitu :

- a. Karyawan non shift
- b. Karyawan Shift

Karyawan non shift adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan ini adalah direktur, staff, ahli, kepala bidang, kepala seksi serta bawahan yang berada di kantor. Karyawan harian dalam satu minggu bekerja selama 6 hari dengan pembagian jam kerja sebagai berikut :

Jam Kerja :

Senin – Jum'at : jam 07.00 – 15.00

Sabtu : jam 07.00 – 12.00

Jam Istirahat :

Senin – Kamis : jam 12.00 – 13.00

Jum'at : jam 11.00 – 13.00

Karyawan shift adalah karyawan yang langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang dan bagian-bagian yang lainnya serta harus selalu siaga untuk keselamatan dan keamanan pabrik. Para karyawan shift akan bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam 3 shift dengan pengaturan sebagai berikut :

- Shift pagi : jam 07.00 – 15.00
- Shift siang : jam 15.00 – 23.00
- Shift malam : jam 23.00 – 07.00

Untuk karyawan shift ini, dibagi menjadi 4 regu, dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dilakukan secara bergantian. Tiap regu mendapat giliran tiga hari kerja dan satu hari libur, tiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah maka regu yang masuk tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu ditabelkan sebagai berikut :

Tabel 4.2 Jadwal Kerja Karyawan.

Regu Hari	I	II	III	IV
1	<i>P</i>	<i>S</i>	<i>M</i>	<i>L</i>
2	<i>P</i>	<i>S</i>	<i>L</i>	<i>M</i>
3	<i>P</i>	<i>L</i>	<i>S</i>	<i>M</i>
4	<i>L</i>	<i>P</i>	<i>S</i>	<i>M</i>
5	<i>M</i>	<i>P</i>	<i>S</i>	<i>L</i>
6	<i>M</i>	<i>P</i>	<i>L</i>	<i>S</i>
7	<i>M</i>	<i>L</i>	<i>P</i>	<i>S</i>
8	<i>L</i>	<i>M</i>	<i>P</i>	<i>S</i>
9	<i>S</i>	<i>M</i>	<i>P</i>	<i>L</i>
10	<i>S</i>	<i>M</i>	<i>L</i>	<i>P</i>

Keterangan : P = Pagi M = Malam

S = siang

L = Libur

4.10.5. Status Karyawan, Sistem Penggajian dan Penggolongan Karyawan

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

a. Karyawan tetap

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja. Pembagian gaji dilakukan setiap tanggal satu perbulan dan jumlah yang dibayarkan sesuai golongan ditambah dengan tunjangan-tunjangan yang menjadi haknya.

b. Karyawan harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.

c. Karyawan borongan

Karyawan yang digunakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

Tabel 4.10.5a. Gaji Karyawan Pabrik

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
1.	Direktur Utama	1	20.000.000	20.000.000
2.	Direktur Teknik dan Produksi	1	15.000.000	15.000.000
3.	Direktur Keuangan dan Pemasaran	1	15.000.000	15.000.000



4.	Staff Ahli	2	5.000.000	10.000.000
5.	Sekretaris	2	2.000.000	4.000.000
6.	Kepala Bagian Umum	1	8.000.000	8.000.000
7.	Kepala Bagian Pemasaran	1	8.000.000	8.000.000
8.	Kepala Bagian Keuangan	1	8.000.000	8.000.000
9.	Kepala Bagian Teknik	1	8.000.000	8.000.000
10.	Kepala Bagian Produksi	1	8.000.000	8.000.000
11.	Kepala Bagian R&D	1	8.000.000	8.000.000
12.	Kepala Seksi Personalia	1	4.500.000	4.500.000
13.	Kepala Seksi Humas	1	4.500.000	4.500.000
14.	Kepala Seksi Keamanan	1	4.500.000	4.500.000
15.	Kepala Seksi Pemasaran	1	4.500.000	4.500.000
16.	Kepala Seksi Administrasi	1	4.500.000	4.500.000
17.	Kepala Seksi Kas/Anggaran	1	4.500.000	4.500.000
18.	Kepala Seksi Proses	1	4.500.000	4.500.000
19.	Kepala Seksi Pengendalian	1	4.500.000	4.500.000
20.	Kepala Seksi Laboratorium	1	4.500.000	4.500.000
21.	Kepala Seksi Penelitian	1	4.500.000	4.500.000
22.	Kepala Seksi Pembelian	1	4.500.000	4.500.000
22.	Kepala Seksi Pengembangan	1	4.500.000	4.500.000
23.	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	4.500.000	4.500.000
24.	Kepala Seksi Utilitas	1	4.500.000	4.500.000

25.	Karyawan Personalia	4	1.500.000	6.000.000
26.	Karyawan Humas	3	1.500.000	4.500.000
27.	Karyawan Security	9	1.200.000	10.800.000
28.	Karyawan Pembelian	4	1.500.000	6.000.000
29.	Karyawan Pemasaran	4	1.500.000	6.000.000
30.	Karyawan Administrasi	3	1.500.000	4.500.000
31.	Karyawan Kas	3	1.500.000	4.500.000
32.	Karyawan Proses	32	1.500.000	48.000.000
33.	Karyawan Pengendalian	4	1.500.000	6.000.000
34.	Karyawan Laboratorium	6	1.200.000	9.000.000
35.	Karyawan Pemeliharaan	4	1.500.000	6.000.000
36.	Karyawan Utilitas	10	1.500.000	15.000.000
37.	Karyawan Pemadam Kebakaran	4	800.000	3.200.000
38.	Dokter	1	4.000.000	4.000.000
39.	Perawat	3	1.500.000	4.500.000
40.	Supir	3	800.000	2.400.000
41.	Cleaning Servis	8	500.000	4.000.000
	TOTAL	132		319.000.000

Tabel 4.10.5b. Penggolongan Jabatan

No	Jabatan	Pendidikan
1.	Direktur Utama	Sarjana Teknik Kimia
2.	Direktur Teknik dan Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3.	Direktur Keuangan dan Pemasaran	Sarjana Ekonomi
4.	Direktur HRD	Sarjana Sospol/Psikologi
5.	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
6.	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin/Elektro
7.	Kepala Bagian R & D	Sarjana Teknik Kimia
8.	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi
9.	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi
10.	Kepala Bagian Umum	Sarjana Hukum
11.	Kepala Seksi	Sarjana Muda Teknik Kimia
12.	Operator	STM/SMU/Sederajat
13.	Sekretaris	Akademi Sekretaris
13.	Staff	Sarjana Muda / D III
14.	Medis	Dokter
15.	Paramedis	Perawat
16.	Lain-lain	SD/SMP/Sederajat

4.10.6. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan

antara lain berupa :

1. Tunjangan

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

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

2. Cuti

- a. Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 25 hari kerja dalam 1 tahun.
- b. Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

3. Pakaian Kerja

Pakaian dan perlengkapan kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

4. Pengobatan

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

4.11. Evaluasi Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu pada perancangan pabrik *Styrene* ini dibuat evaluasi atau penilaian investasi yang ditinjau dengan metode:

- 1) *Return Of Investment*
- 2) *Pay Out Time*
- 3) *Discounted Cash Flow rate Of Return*
- 4) *Break Even Point*
- 5) *Shut Down Point*

Untuk meninjau faktor-faktor diatas perlu diadakan penafsiran terhadap beberapa faktor, yaitu:

- 1) Penaksiran Modal Industri (*Total Capital Investment*) yang terdiri atas:
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
- 2) Penentuan Biaya Produksi Total (*Production Investment*) yang terdiri atas:
 - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*)
- 3) Total Pendapatan.

4.11.1. Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun lalu berdasarkan indeks harga. Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada saat sekarang adalah:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries \& Newton P.16, 1955})$$

Dalam hubungan ini:

E_x = harga alat pada tahun X

E_y = harga alat pada tahun Y

N_x = nilai indeks tahun X

N_y = nilai indeks tahun Y

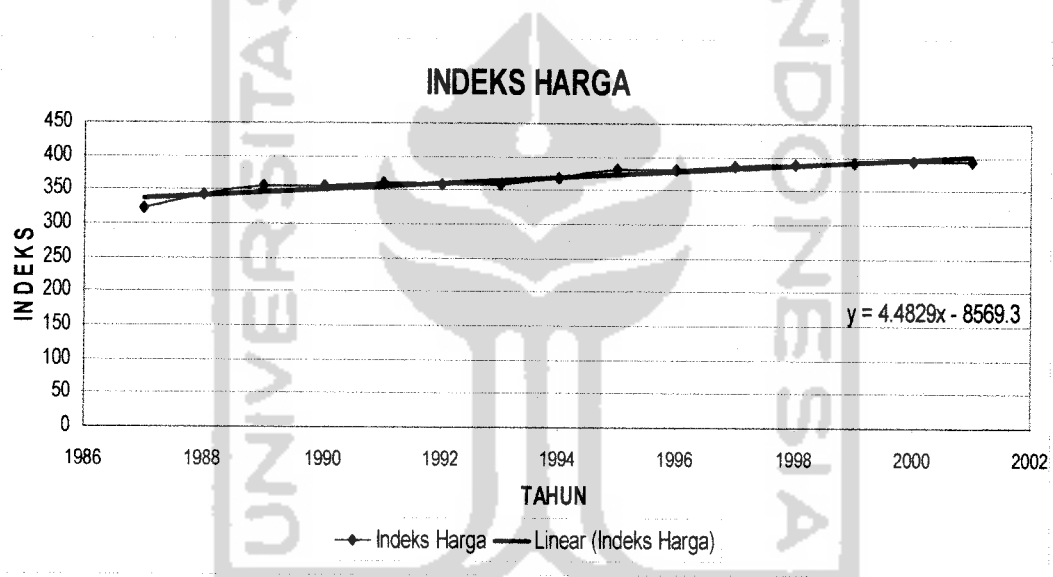
Jenis indeks yang digunakan adalah *Chemical Engineering Plant Cost Index* dari Majalah "*Chemical Engineering*".

Tabel 4.11.1a. Indeks harga alat pada berbagai tahun

Tahun	X (Tahun)	Y (Index)
(1)	(2)	(3)
1987	1	324
1988	2	343
1989	3	355
1990	4	356
1991	5	361,3
1992	6	358,2
1993	7	359,2

1994	8	368,1
1995	9	381,1
1996	10	381,7
1997	11	386,5
1998	12	389,5
1999	13	390,6
2000	14	394,1
2001	15	394,3

(Sumber: majalah "Chemical Engineering", Juli 2001)



Gambar 4.11.1b. Grafik index harga alat tiap tahun

Untuk jenis alat yang sama tapi kapasitas berbeda, harga suatu alat dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan pendekatan sebagai berikut:

$$E_b = E_a \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^x$$

Dimana:

E_a = Harga alat dengan kapasitas diketahui.

E_b = Harga alat dengan kapasitas dicari.

C_a = Kapasitas alat A.

C_b = Kapasitas alat B.

x = Eksponen.

Besarnya harga eksponen bermacam-macam, tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga eksponen untuk bermacam-macam jenis alat dapat dilihat pada Peter & Timmerhause 2th edition, halaman 170

4.11.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi	= 100.000 ton/tahun
Satu tahun operasi	= 330 hari
Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan	= 2010
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp 10000

4.11.3. Perhitungan Biaya

4.11.3.1. *Capital Investment*

Capital investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk fasilitas-fasilitas produksi dan untuk menjalankannya. *Capital investment* meliputi:

- 1) *Fixed Capital Investment* adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembuatannya.
- 2) *Working Capital* adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha/modal dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

4.11.3.2. *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost adalah biaya yang diperlukan untuk produksi suatu bahan, merupakan jumlah *direct*, *indirect* dan *fixed manufacturing cost* yang berkaitan dengan produk.

- 1) *Direct Cost* adalah adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.
- 2) *Indirect Cost* adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.
- 3) *Fixed Cost* merupakan harga yang berkaitan dengan *fixed capital* dan pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.
- 4) *General Expenses* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*.

4.11.3.3. *General Expense*

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

4.11.4. Analisa Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan analisa atau evaluasi kelayakan.

4.11.4.1. *Percent Return of Investment (ROI)*

Return of Investment adalah biaya *fixed capital* yang kembali pertahun atau tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{\text{FCI}} \times 100\%$$

FCI = *Fixed Capital Investment*

4.11.4.2. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan sebuah penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *capital investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.

4.11.4.3. *Discounted Cash Flow of Return (DCFR)*

Evaluasi keuntungan dengan cara *discounted cash flow* uang tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik (*present value*)

4.11.4.4. *Break Even Point (BEP)*

Break even point adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian). Kapasitas pabrik pada saat

sales value sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan untung jika beroperasi di atasnya.

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

Dengan:

Fa = Annual Fixed Expense

Ra = Annual Regulated Expense

Va = Annual Variabel Expense

Sa = Annual Sales Value Expense

4.11.4.5. Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah level produksi dimana biaya untuk menjalankan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *fixed cost*.

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

4.11.4.6. Hasil Perhitungan

4.11.4.7. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

1) Modal Tetap (Fixed Capital Investment)

Tabel 4.11.4.7a. Fixed Capital Investment

No	Type of Capital Investment	US \$	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	<i>Delivered Equipment</i>	1,886,249.58	-
2	<i>Equipment Instalation</i>	206,667.35	1.196.702.345,09
3	<i>Piping</i>	834,050.36	1.383.687.086,51
4	<i>Instrumentation</i>	199,286.37	112.190.844,85

5	<i>Insulation</i>	53,307.05	186.984.741,42
6	<i>Electrical</i>	180,423.87	-
7	<i>Buildings</i>	-	9.312.500.000
8	<i>Land and Yard Improvement</i>	-	3.725.000.000
9	<i>Utilities</i>	4,813,081.85	6.281.817,87
	<i>Physical Plant Cost</i>	8,779,514.75	19436221186,83
10	<i>Engineering and Construction</i>	1,755,902.95	3.887.244.237,37
	<i>Direct Plant Cost</i>	10,535,417.70	23.323.465.424,20
11	<i>Contractor's Fee</i>	5,267,70.89	1.166.173.271,21
12	<i>Contingency</i>	1,580,312.66	3.498.519.813,63
	<i>Fixed Capital</i>	12,642,501.24	27.988.158.509,04

Kurs mata uang : \$ 1 = Rp. 10.000

Total *Fixed Capital Investment* dalam rupiah

$$= (\text{US\$ } 12,642,501.24 \times \text{Rp. } 10.000 / \$ 1) + \text{Rp. } 27.988.158.509,04$$

$$= \text{Rp. } 154.413.170.958,75$$

2) Modal Kerja (*Working Capital*)

Tabel 4.11.4.7b. *Working Capital*

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	7,453,455.24	
2	<i>In Process Inventory</i>	59,099.40322	7.894.395,28
3	<i>Product Inventory</i>	7,879,920.429	1.052.586.037,61
4	<i>Extended Credit</i>	9,650,158.61	-
5	<i>Available Cash</i>	7,879,920.429	1.052.586.037,61
	<i>Total Working Capital</i>	32,922,554.11	2.113.066.470,50

Sehingga *Total Working Capital* :

$$= (\text{US\$ } 32,922,554.11 \times \text{Rp.}10.000) + \text{Rp. } 2.113.066.470,50$$

$$= \text{Rp. } 331.338.607.569,91$$

4.11.4.8. Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

1) *Manufacturing Cost*

Tabel 4.11.4.8a. Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	<i>Raw Materials</i>	89,441,462.89	-
2	<i>Labor Cost</i>	-	3.976.800.000
3	<i>Supervision</i>	-	397.680.000
4	<i>Maintenance</i>	-	238.608.000
5	<i>Plant Supplies</i>	-	35.791.200
6	<i>Royalties and Patents</i>	2,316,038.07	-
7	<i>Utilities</i>	-	844.108.645,12
	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	91,757,500.96	5.492.987.845,12
1	<i>Payroll and Overhead</i>	-	636.288.000,00
2	<i>Laboratory</i>	-	477.216.000
3	<i>Plant Overhead</i>	-	2.386.080.000
4	<i>Packaging and Shipping</i>	1,158,019.03	-
	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	11,580,019.03	3.499.584.000,00
1	<i>Depreciation</i>	1,264,250.124	2.798.815.850,90
2	<i>Property Taxes</i>	252,850.0249	559.763.170,18
3	<i>Insurance</i>	126,425.0124	279.881.585,09
	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	1,643,525.162	3.638.460.606,17
	<i>Total Manufacturing Cost</i>	94,559,045.15	12.631.032.451,29

Sehingga *Total Manufacturing Cost* :

$$= (\text{US\$}94,559,045 \times \text{Rp.}10.000) + \text{Rp. } 12.631.032.451,29$$

$$= \text{Rp. } 958.221.483.956,63$$

2) *General Expense*

Tabel 4.11.4.8b.. *General Expense*

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	<i>Administration</i>	3,782,361.806	505.241.298,05
2	<i>Sales</i>	6,619,133.161	2.526.206.490,26
3	<i>Research</i>	3,782,361.806	505.241.298,05
4	<i>Finance</i>	1,366,951.661	1.204.048.999,18
<i>General expense</i>		15,550,808.43	4.740.738.085,54

Sehingga *Total General Expense* :

$$= (\text{US\$ } 15,550,808.43 \times \text{Rp.}10.000) + \text{Rp. } 4.740.738.085,54$$

$$= \text{Rp. } 160.248.822.417,82$$

Total Biaya Produksi = TMC + GE

$$= \text{Rp. } 1.118.470.306.374,45$$

4.11.4.9. *Keuntungan (Profit)*

Keuntungan = Total Penjualan Produk – Total Biaya Produksi

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

Total Penjualan Produk = Rp. 1.158.019.032.896,00

Total Biaya Produksi = Rp. 1.118.470.306.374,45

Pajak keuntungan sebesar 60%.

Keuntungan Sebelum Pajak = Rp. 39.548.726.521,55

Keuntungan Setelah Pajak = Rp. 23.729.235.912,93

Analisa Kelayakan

1) *Persent Return of Investment (ROI)*

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{FCI} \times 100\%$$

- ROI sebelum Pajak = 25,6123 %
- ROI setelah Pajak = 15,3674 %

2) *Pay Out Time (POT)*

$$POT = \frac{FCI}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

- POT sebelum Pajak = 2,8080 tahun
- POT setelah Pajak = 3,9421 tahun

3) *Break Even Point (BEP)*

Fixed Manufacturing Cost (Fa) = Rp. 22.602.212.473,63

Variabel Cost (Va) = Rp. 929.999.308.532,00

Regulated Cost (Ra) = Rp. 168.619.986.417,82

Penjualan Produk (Sa) = Rp. 1.158.019.032.896,00

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

$$\text{BEP} = 40,62 \%$$

4) Shut Down Point (SDP)

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

$$\text{SDP} = 28,08 \%$$

5) Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)

Umur Pabrik = 10 tahun

Fixed Capital (FC) = Rp. 154.413.170.958,75

Working Capital (WC) = Rp. 331.338.607.569,91

Cash Flow (CF) = Rp. 199.419.375.426,62

Salvage Value (SV) = Rp. 15.441.317.095,87

Umur alat, N = 10 tahun

Persamaan DCFR :

$$(FC + WC).(1+i)^N = \sum_{j=1}^N C_j.(1+i)^{N-j} + WC + SV$$

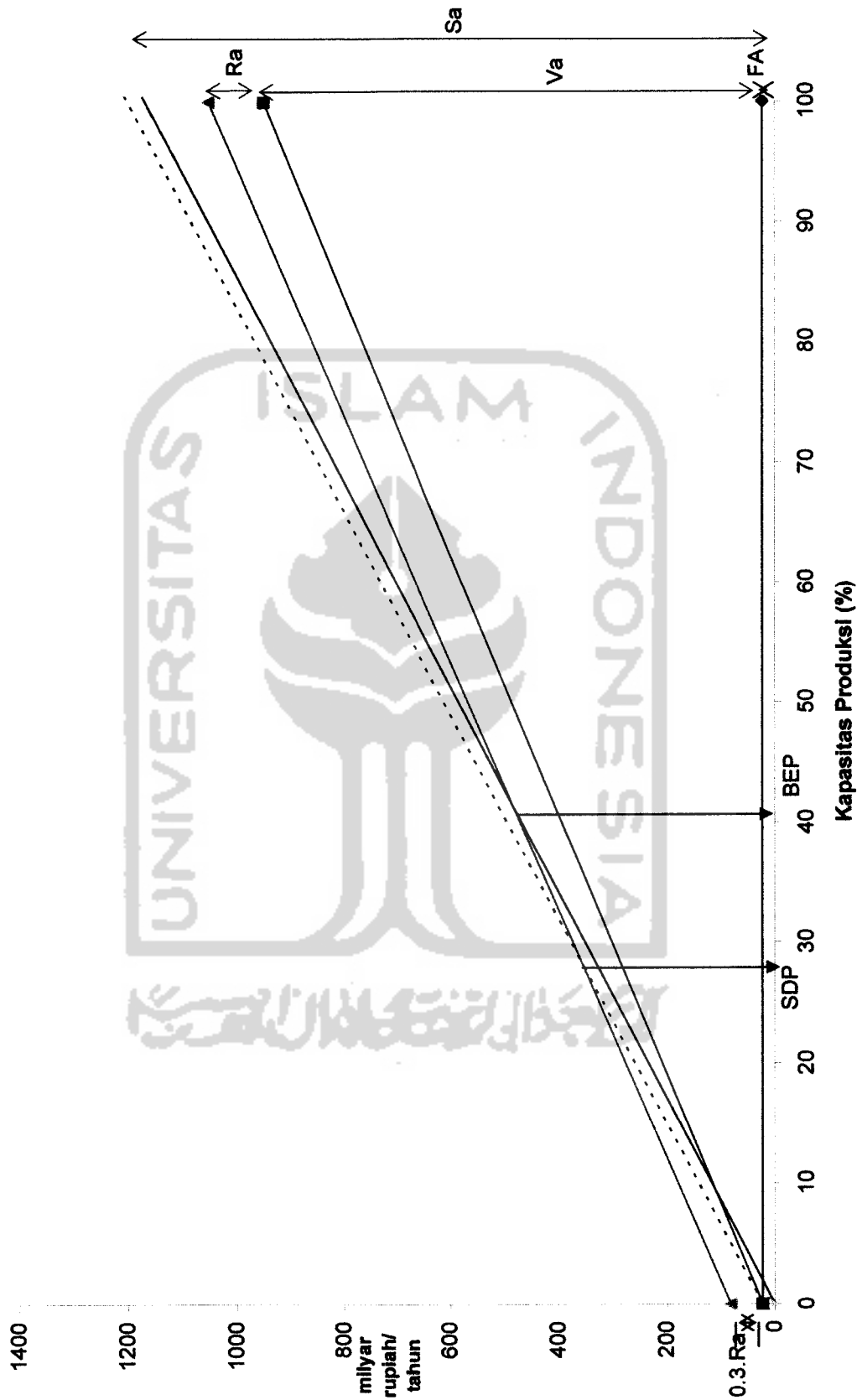
dengan trial and error diperoleh $i = 24 \%$

ruas kiri = ruas kanan = $4,17 \times 10^{12}$

jadi , DCFR = 24 %

Bunga Bank rata-rata saat ini = 8 % sampai 10 %

Gambar 4.11.4.9. Grafik BEP dan SDP



BAB V

PENUTUP

5.1. Kesimpulan

Pabrik styrene dari Ethylbenzene dengan kapasitas 100.000 ton/tahun, rencananya akan didirikan di Cilegon, Jawa Barat. Cilegon adalah tempat yang sangat strategis, selain dekat dengan bahan baku dan pemasaran, juga mudah dalam hal transportasi karena dekat dengan pelabuhan dan adanya jalan tol Jakarta-Cilegon.

Kapasitas 100.000 ton/tahun dibutuhkan bahan baku berupa Ethylbenzene sebanyak 21803.6372 kg/jam dengan konversi 40 % dapat menghasilkan produk dengan kemurnian tinggi dengan kemurnian 99%. Selain menghasilkan produk utama, juga menghasilkan produk samping yang memiliki harga jual yang tinggi.

Ditinjau dari segi peralatan proses dehidrogenasi katalitik ini juga ekonomis, karena hanya memerlukan satu reaktor yaitu Fixed Bed Multitube yang juga berfungsi sebagai penukar panas, sehingga menghemat biaya konstruksi reaktor. Pabrik Styrene juga digolongkan sebagai pabrik beresiko rendah, karena berjalan pada kondisi operasi suhu tinggi namun tekanan tetap pada atmosferik.

Hasil analisa kelayakan pabrik tersebut untuk kapasitas 100.000 ton/tahun adalah sebagai berikut :

1. Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 39.548.726.521,55 dan sesudah pajak sebesar Rp. 23.792.235.912,93

2. Return of Investment sebelum pajak adalah sebesar 25,6123%. Syarat ROI minimum sebelum pajak untuk pabrik beresiko rendah adalah sebesar 11%. (Aries and Newton, 1955).
Return of Investment sesudah pajak sebesar 15,3674%.
3. Pay Out Time sebelum pajak sebesar 2,8080 tahun. Syarat POT maksimum sebelum pajak untuk pabrik beresiko rendah adalah 5 tahun. (Aries and Newton, 1955).
POT sesudah pajak sebesar 3,9421 tahun.
4. Break Event Point (BEP) sebesar 40,62%. Nilai BEP di Indonesia 40-60%.
5. Shut Down Point (SDP) sebesar 28,08%.
6. Discounted Cash Flow of Return (DCFR) sebesar 24%. Syarat minimum DCFR sebesar 1.5 x bunga bank. Dimana bunga tabungan bank kira-kira 8-10%.

Dari hasil pertimbangan dan analisa ekonomi serta analisis kelayakan diatas, dapat diambil kesimpulan bahwa Pabrik Styrene dari Ethylbenzene dengan kapasitas 100.000 ton/tahun ini layak untuk dikaji ulang.



DAFTAR PUSTAKA

- [1] Agra, Sra Warnijati, Ir., 1992, *Perpindahan Panas Konduksi dan Radiasi*.
Yogyakarta : Teknik UGM.
- [2] Aries, Robert S. And Robert D. Newton, 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York : Mc. Graw-Hill Book Company.
- [3] Biro Pusat Statistik., 2000, *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*.
Jakarta : BPS.
- [4] Brown, George Granger, et. Al., 1978, *Unit Operations*. New York : John Wiley & Sons.
- [5] Brownell, Lloyd E. And Edwin H. Young, 1959, *Process Equipment Design Vessel Design*. New Delhi : Willey Eastern Limited.
- [6] Coulson, J. M. And Richardson, J. F., 1983, *Chemical Engineering* , Vol 6.,
Pergamon Press, Oxford.
- [7] Davis, Robert J. And Mark E Davis, 2003, *Fundamentals of Chemical Reaction Engineering*. New York : Mc. Graw-Hill Book Company.
- [8] Evans, F. I., 1947, *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plant*. Houston : Gulf Publishing Company.
- [9] Foust, Alan S., 1980, *Principles of Unit Operation*, 2nd, New York : John Willey and sons, Faith.
- [10] Gas Processor Suppliers Association, 1987 , *Engineering Data Book*
Oklahoma : Gas Processor Suppliers Association.



- [11] Himmelblau, David M., 1999, *Prinsip Dasar dan kalkulasi Dalam Teknik Kimia*. Terjemahan Ir. Ita Ananta, MSc. Jakarta : PT. Prenhallindo.
- [12] Kern, Donald Q., 1950, *Process Heat Transfer*. New York : Mc. Graw-Hill Book Company.
- [13] Kirk and Othmer, 1969, *Encyclopedia of Chemical Technology*. London : John Wiley & Sons.
- [14] Levenspiel, 1972, *Chemical Reaction engineering*. London : John Willey & Sons.
- [15] Ludwig, Ernest E., 1984, *Applied Process Design For Chemical And Petrochemical Plants*. Houston : Gulf Publishing Company.
- [16] McCabe, Warren L., Julian C. Smith and Peter Harriot, 1993, *Unit Operations of Chemical Engineering*. New York : Mc.Graw-Hill Book Company.
- [17] McKetta, John., 1982, *Encyclopedia of Chemical Processing & Design*. New York : Marcel Dekker, Inc.
- [18] Nauman, E.B., 1987, *Chemical Reaktor Design*. London : John Willey & Sons.
- [19] Perry, Robert H. And Don Green, 1984, *Perry's Chemical Engineers Handbook*. New York : Mc. Graw-Hill Book Company.
- [20] Peter, Max S and Klaus D. Timmerhaus, 1991, *Plant Design and Economic for Chemical Engineers*. New York : Mc.Graw-Hill Book Company.
- [21] Sandler, Stanley I., 1999, *Chemical and Engineering Thermodynamics*. New York : John Willey & Sons.
-



- [22] Shreve, 1967, *Chemical Engineering Process Industries*. New York : Mc. Graw-Hill Book Company
- [23] Sinnott, R. K., 1989, *Chemical Engineering, Vol. 6, An Introduction to Chemical Engineering Design*. New York : Pergamon Press.
- [24] Smith, J.M., 1981, *Chemical Engineering kinetics*. New York : Mc. Graw-Hill Book Company.
- [25] Smith, J.M., H.C. Van Ness, and M.M. Abbot, 1996, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. New York : New York : Mc. Graw- Hill Book Company.
- [26] Srevens, M. P., 2001, *Kimia Polimer*. Terjemahan Dr. Iis Sopyan, m. Eng. Jakarta : Pradnya Paramita.
- [27] Treybal, Robert E., 1981, *Mass-Transfer operations*. Sigapore : Mc.Graw-Hil International Edition.
- [28] Walas, Stanley M, 1988, *Chemical Process Equipment selection And Design*. Boston : Butterworths series in Chemical Engineering.
- [29] Weissermel, Klaus, 1997, *Industrial Organic Chemisrty*. Weinheim : A Wiley Company.
- [30] Vilbrant, F.C & Dryden, 1986, *Chemical Engineering Plant Design*. New York : Mc.Graw-Hill Book Company.



LAMPIRAN
REAKTOR FIXED BED MULTITUBE

REAKTOR

Fungsi : Mendehidrogenasi Ethylbenzene menjadi Styrene.

Type : Fixed Bed Multitube (non adiabatik dan non-isothermal)

Kondisi Operasi : Suhu Masuk : 450 °C

Tekanan : 1 atm

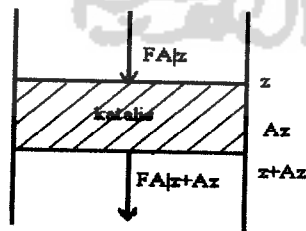
Neraca Massa

Komponen	BM	Kg/Jam	Kmol/jam
C6H6	78,11	451,4524	5,7797
C6H5CH3	92,13	270,8714	2,9401
C6H5C2H5	106,16	35394,3500	333,4057
TOTAL		36116,6746	342,1255

Reaksinya :



➤ **Penyusunan Persamaan Diferensial Neraca Massa.**



Asumsi-asumsi yang diambil :

1. Aliran plug flow, tidak ada gradien konsentrasi ke arah radial (Rase,1977)
2. Dispersi aksial diabaikan , (Rase, 1977)

3. Gradien konsentrasi intra partikel dan interfase diabaikan.

4. Steady State

Penyusunan model neraca massa dilakukan dalam sebuah pipa berisi katalisator sepanjang Δz dengan konversi X_A .

$$\text{Elemen volum} = \pi/4 \cdot ID^2 \cdot \Delta z$$

Rate of in - Rate of out = Rate of accumulation

$$FA|_z - (FA|_{z+\Delta z} + A \cdot \Delta z \cdot (-r_A) \cdot \rho_s) = 0$$

$$-FA|_{z+\Delta z} + FA|_z - A \cdot \Delta z \cdot (-r_A) \cdot \rho_s = 0$$

dikali (-1)

$$FA|_{z+\Delta z} - FA|_z + A \cdot \Delta z \cdot (-r_A) \cdot \rho_s = 0$$

$$\frac{FA|_{z+\Delta z} - FA|_z}{\Delta z} + A \cdot \Delta z \cdot (-r_A) \cdot \rho_s = 0$$

limit $\Delta z \rightarrow 0$

$$dFA/dz = -A \cdot (-r_A) \cdot \rho_s$$

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

$$\frac{d(F_{A0}(1 - X_A))}{dz} = -A \cdot (-r_A) \cdot \rho_s$$

$$-F_{A0} \cdot dx_A/dz = -A \cdot (-r_A) \cdot \rho_s$$

$$dx_A/dz = -A \cdot (-r_A) \cdot \rho_s / F_{A0}$$

dimana :

F_{A0} : laju molar Ethylbenzene masuk reaktor (kmol/jam)

ρ_s : berat bukl density katalis (kg/m^3)

ID_t : diameter tube (m)

r_A : kecepatan reaksi (kmol/kg.j)

$$dX_A/dz = ((\pi/4) \cdot ID_t^2 \cdot (-r_A) \cdot \rho_s) / F_{A0}$$

Untuk Nt buah pipa :

$$dX_A/dz = ((\pi/4).IDt^2 \cdot (-r_A) \cdot \rho_s.Nt)/F_{A0}$$

➤ **Menentukan Konstanta Kecepatan Reaksi**

Dari Nauman.E.B.,1987 “Chemical Reaktor Design”, John Willey & Sons, Inc.NY, USA.

Diperoleh data Styrene pada : T =700 C

$$k = 3.752/s$$

$$E = 8 \text{ kJ/mol}$$

$$R = 8.314 \text{ J/mol K}$$

$$k = A.e^{-E/R.T}$$

$$3.752/s = A.e^{(-8000\text{J/mol})/((8.314\text{J/mol.K})(973\text{K}))}$$

$$A = 10.08674935/s$$

Harga k:

$$k = A.e^{-E/R.T}$$

$$= 10.08674935/s \times e^{(-8000\text{J/mol})/((8.314\text{J/mol.K})(T \text{ K}))}$$

➤ **Penyusunan Neraca Panas Reaktor**

Untuk menyusun persamaan differensial neraca panas ditinjau dari elemen volume suatu reaktor.

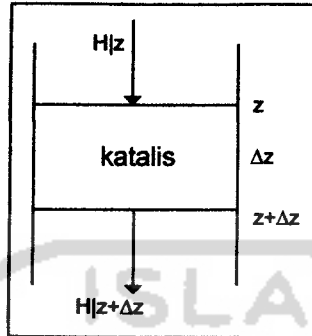
Asumsi-asumsi yang diambil :

1. Aliran plug flow, tidak ada gradient konsentrasi kearah radial (Rase,1977)
2. Dispersi aksial diabaikan
3. Gradien konsentrasi intra partikel dan interfase diabaikan
4. Steady state

5. Kapasitas panas gas (C_p) dan Viskositas Gas merupakan fungsi suhu dan bukan fungsi jarak.

Penyusunan model neraca panas dilakukan dalam sebuah pipa berisi katalis sepanjang Δz dengan konversi X_A dan suhu T .

Ditinjau dari 1 pipa



panas masuk - panas keluar + panas reaksi - panas yang diambil dari pemanas = acc

$$H|z - H|z+\Delta z + (-\Delta HR^0) (-r_A) (\Delta v) - U \cdot \pi \cdot ODt \cdot \Delta z (T-T_s) = 0$$

$$(-H|z) + H|z+\Delta z - (-\Delta HR^0) \cdot (-r_A) (\pi/4 \cdot ID^2 \cdot \Delta z) + 4 \cdot \pi \cdot ODt \cdot \Delta z (t-T_s) = 0$$

$$\frac{H|z+\Delta z - H|z}{\Delta z} = (-\Delta HR^0) (-r_A) (\pi/4 ID^2) - U \cdot \pi \cdot ODt (T-T_s)$$

lim $\Delta z \rightarrow 0$ dimana $H = F_i \cdot C_{pi} \cdot T$

$$\sum F_i \cdot C_{pi} \cdot dT/dz = (-HR^0) (-r_A) (\pi/4 \cdot ID^2) - U \cdot \pi \cdot ODt (T-T_s)$$

$$\frac{dXA}{dz} = \frac{\delta}{F_{A0}} (-r_A) \rightarrow \delta (\text{luas penampang}) = \pi/4 ID^2$$

$$\frac{dXA}{dz} = ((\pi/4) \cdot ID^2 / F_{A0}) (-r_A) \cdot Nt$$

$$-r_A = (F_{A0} \cdot dXA) / ((\pi/4) \cdot ID^2 \cdot Nt \cdot dz)$$

$$\sum F_i \cdot C_{pi} \cdot dT/dz = (-\Delta HR^0) \frac{F_{A0} \cdot dXA}{\pi/4 \cdot ID^2 \cdot dz \cdot Nt} (\pi/4 ID^2) - U \cdot \pi \cdot ODt (T-T_s)$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{(-\Delta HR^0) \cdot F_{A0} / N_t \cdot \frac{dX_A}{dz} - U \cdot \pi \cdot ODt \cdot (T - T_s)}{\sum F_i \cdot C_{Pi}}$$

Untuk Nt buah pipa :

$$\frac{dT}{dz} = \frac{(\Delta HR^0) \cdot FA_0 \cdot \frac{dXA}{dz} - U \cdot \pi \cdot ODt \cdot (T - T_s) N_t}{\sum F_i \cdot C_{Pi}}$$

Dimana :

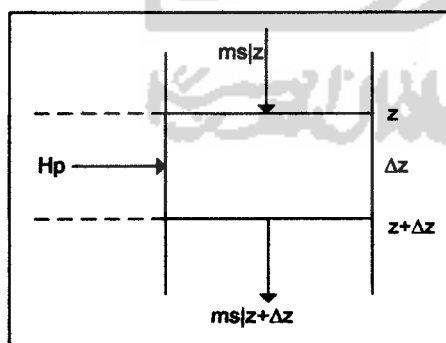
- ΔHR^0 : panas reaksi
- U : koefisien perpindahan panas
- IDt : diameter dalam tube
- T : suhu reaksi
- Ts : suhu pemanas
- Fi : laju umpan masuk komponen i
- Cpi : kapasitas panas komponen i

➤ NERACA PANAS MEDIA PEMANAS

Pemanas yang dipakai adalah Dowtherm A.

Sifat-sifat fisis dowtherm A :

- tidak bereaksi kimiawi dengan logam
- tidak beracun
- stabil pada suhu > 200 °C



Panas keluar - panas keluar = Acc

$$ms \cdot C_{ps} \cdot Ts|z - [ms \cdot C_{ps} \cdot Ts|z+\Delta z - U \cdot \pi \cdot ODt \cdot \Delta z \cdot (T - T_p)] = 0$$

$$ms \cdot C_{ps} \cdot Ts|z - ms \cdot C_{ps} \cdot Ts|z+\Delta z + U \cdot \pi \cdot ODt \cdot \Delta z \cdot (T - T_p) = 0$$

$$ms \cdot C_{ps} \cdot Ts|z - ms \cdot C_{ps} \cdot Ts|z+\Delta z - U \cdot \pi \cdot ODt \cdot \Delta z \cdot (T - T_p) = 0$$

$$\frac{ms.Cps.Ts|_z - ms.Cps.Ts|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = +U.\pi.ODt.(T - Tp)$$

Lim $\Delta z \rightarrow 0$

$$ms.Cps.\frac{dT_s}{dz} = +U.\pi.ODt.(T - Tp)$$

$$\frac{dT_s}{dz} = \frac{U.\pi.ODt.(T - Tp)Nt}{ms.Cps}$$

Hasil yang diperoleh adalah + yang berarti pemanas yang digunakan berlawanan arah dengan reaktan (counter current).

Untuk Nt buah pipa :

$$\frac{dT_s}{dz} = \frac{U.\pi.ODt.Nt.(T - Tp)}{ms.Cps}$$

dimana : T = suhu gas, K

Tp = suhu pemanas, K

U = Koefisien transfer panas overall, kcal/jam.m².K

ms = aliran massa pemanas, kcal/kg.K

Cps = kapasitas panas pemanas, kcal/kg.K

OD t= diameter luar tube

Nt = jumlah pipa

- **Menentukan Viskositas Campuran Gas (μ)**

$$\mu_{camp} = \frac{\sum F_i.\mu_i.(BM)^{0.5}}{\sum F_i.(BM)^{0.5}}$$

dengan : Fi = Fraksi mol komponen i

μ_i = Viskositas komponen i

BM = berat molekul i

- **Menentukan Densitas Campuran Gas (ρ)**

$$\rho_{\text{camp}} = \frac{P \cdot BM_{\text{camp}}}{R \cdot T}$$

dengan : P = tekanan operasi (atm)

BM = berat molekul (kg/kg mol)

R = 0.082053 atm.m³/kgmol.K

T = suhu operasi, K

- **Menentukan Kapasitas Panas Komponen (C_p)**

Cp Komponen	a	b	c	d
H2	29.088	-1.92E-03	4.00E-06	-8.70E-10
CH4	19.875	5.02E-02	1.27E-05	-1.10E-08
C2H6	5.895	1.73E-01	-6.40E-05	7.28E-09
C6H6	-36.193	4.84E-01	-3.15E-04	7.76E-08
C6H5CH3	-34.364	5.59E-01	-3.44E-04	8.03E-08
C6H5C2H5	-35.138	6.67E-01	-4.19E-04	1.00E-07
C6H5CHCH2	-24.971	6.01E-01	-3.83E-04	9.22E-08

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3, \quad T \text{ dalam K}$$

Cp dalam J/mol K

(Sanler Stanley I, 1999 "chem. and engineering thermodynamics" ed 3, John Willey & Sons. Inc. NY, USA)

➤ PENURUNAN TEKANAN DALAM REAKTOR

*. Menghitung Pressure Drop Tube (ΔP_t)

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n}{5,22 \times 10^{10} \cdot ID_t \cdot s \cdot \Phi_t} \quad (\text{Kern, p.148})$$

dimana : f : faktor friksi Fig.26 Kern (ft^2/m^2)

G_t : kecepatan aliran massa tube ($\text{lb}/\text{ft}^2 \text{ j}$)

L : panjang tube (in)

ID_t : diameter dalam tube (in)

s : specific gravity

$\Phi_t : (\mu / \mu^w)^{0.14}$ untuk nilai $Re_t > 2100$

- μ = viskositas pada suhu pemanas ($\text{lb}/\text{ft} \times \text{hr}$)

- μ^w = viskositas pada suhu tube ($\text{lb}/\text{ft} \times \text{hr}$)

n : jumlah passes

ΔP_t sangat kecil nilainya sehingga bisa diabaikan.

*. Menghitung Pressure Drop shell (ΔP_s)

$$\Delta P_s = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot ID_s (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \cdot De \cdot s \cdot \Phi_s} \quad (\text{Kern P.147})$$

dimana : f : faktor friksi, ft^2/in^2

G_s : kecepatan aliran massa pada shell, $\text{lb}/\text{ft}^2 \text{ j}$

ID_s : diameter dalam shell, in

De : diameter eqivalen , in

pada pemanas $s = 1$, $\Phi \approx 1$

➤ PEMILIHAN TEMPAT KATALISATOR (TUBE)

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik.

Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong (h_w/h), telah diteliti oleh Colburn, yaitu :

D_p/D_t	0,05	0,1	0,15	0,2	0,25	0,3
h_w/h	5,5	7,0	7,8	7,5	7,0	6,6

Diambil harga maksimum h_w/h pada $D_p/D_t = 0,15$

Diameter dalam tube (ID_t) = $D_t = D_p/0,15$

Dimana : h_w = koefisien perpindahan panas dalam pipa berkatalis

h = koefisien perpinahan panas pada pipa kosong

D_p = diameter katalis

D_t = diameter tube

Spesifikasi Katalisator

Jenis : shell 105

Bentuk : Cylindrical Pellets

Ukuran : $D = 1/8 \text{ in} = 0,3175 \text{ cm}$

$L = 3/16 \text{ in} = 0,4762 \text{ cm}$

$\rho = 90 \text{ lb/ft}^3 = 1441,661704 \text{ kg/m}^3$.

Bila dinyatakan dalam diameter aqivalen, dimana volume bola sama dengan volume silinder.

$$V_s = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot L = 0,0376 \text{ cm}^3$$

$$V_b = (\pi / 6) \cdot D_p^3$$

$$D_p = 0,416 \text{ cm.}$$

Sehingga ;

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_t = 0,416/0,15$$

$$= 2,7783 \text{ cm}$$

$$= 1,0919 \text{ in}$$

dari hasil perhitungan maka dipilih ukuran pipa standar :

$$\text{NPS} : 1\frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{OD} : 1,66 \text{ in}$$

$$\text{ID} : 1,380 \text{ in}$$

$$\text{Sch.Number} : 40$$

$$\text{Flow area per pipe} : 1,5 \text{ in}^2$$

$$\text{Surface per line ft} :$$

$$\text{Outside} : 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Inside} : 0,362 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Weight per line ft} : 2,28 \text{ lb/steel}$$

➤ MENGHITUNG U_D (DESIGN OVERALL COEFICIENT)

h_i untuk aliran turbulents dalam pipa dapat dihitung dengan persamaan 6.2

Kern :

$$\frac{h_i \cdot ID_t}{k} = 0,027 \left(\frac{D_p \cdot G_T}{\mu_{camp}} \right)^{0.8} \left(\frac{C_p \cdot \mu_{camp}}{k} \right)^{1/3}$$

$$h_i = 0,027 \cdot \text{Re } t^{0.8} \frac{k}{ID_t} \left(\frac{C_p \cdot \mu_{camp}}{k} \right)^{1/3}$$

dimana :

h_i : koefisien perpindahan panas dalam tube (cal/cm².s.K)

k : konduktifitas panas campuran (cal/cm.s.K)

ID_t : diameter dalam tube (cm)

$\text{Re } t$: Bilangan Reynold tube

Cp : kapasitas panas campuran (cal/gr.K)

Berdasarkan metode Colburn :

hi dalam pipa berkatalis/hi dalam pipa kosong = 7,8

hi dalam pipa berkatalis = 7,8 x hi dalam pipa kosong

$$h_{io} = \frac{h_i \cdot IDt}{ODt}$$

sedangkan untuk harga h_o :

$$\frac{h_o \cdot De}{k_s} = 0,36 \left(\frac{De \cdot Gs}{\mu_s} \right)^{0,55} \left(\frac{Cps \cdot \mu_{camp}}{k_s} \right)^{1/3}$$

$$h_o = 0,36 \frac{k_s}{De} Res^{0,55} \left(\frac{Cps \cdot \mu_{camp}}{k_s} \right)^{1/3}$$

dimana :

h_o : koefisien perpindahan panas dalam shell (cal/cm².s.K)

De : diameter eqivalen shell (cm)

K_s : konduktifitas panas steam (cal/cm.s.K)

Res : bilangan Reynold dalam shell

Cps : kapasitas panas steam (cal/gr.K)

μ_s : viskositas steam (gr/cm.s)

h_{io} : koefisien perpindahan panas bagian luar tube (cal/cm².s.K)

U_c (koefisien overall pada pipa bersih)

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

Harga Rd (dirt factor) dari table 12, Kern :

Uap organic : 0,0005

$$Rd = 0,0005 \text{ hr.ft}^2.\text{F/Btu}$$

$$Rd = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D}$$

➤ **MENENTUKAN JUMLAH TUBE**

$$U_D = \frac{U_c}{Rd U_c + 1}$$

ngan persamaan :

$$Re = \frac{Dp \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$Re = \frac{Dp \cdot G_T}{\mu}$$

dimana : Re : bilangan Reynold

Dp ; diameter katalis

V : kecepatan linier

ρ : densitas campuran

μ : viskositas campuran

G_T : kecepatan massa

Dihitung harga G_T dengan asumsi $Re = 3100$, (aliran turbulen) pada $T = 723K$.

$$3100 = \frac{0,416 / 100 \times G_T}{1,43451 \times 10^{-5}}$$

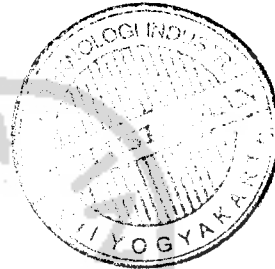
$$G_T = 10,68983 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{s}$$

$$a_t = W_t / G_t$$

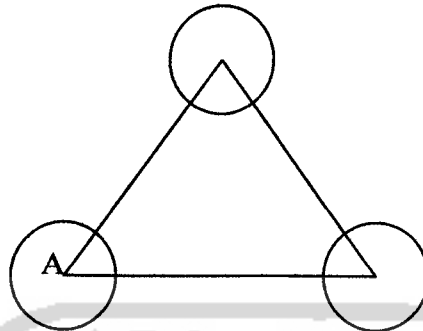
$$= 0,93661 \text{ m}^2.$$

$$N_t = \frac{a_t \cdot n}{a' \cdot t}$$

$$N_t = 969,7856 \approx 970 \text{ tube.}$$



Untuk reaktor, susunan tube dipilih triangular pitch (segitiga sama sisi) agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam shell menjadi besar sehingga akan memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi (h_o).



Dimana : P_T : pitch tube, jarak antara 2 pusat pipa

$$P_T = 1,25 \times OD$$

$$c' : \text{clearance} = P_T - OD$$

Untuk menghitung diameter shell dicari luas penampang shell total (A_{Total}) :

$$A_{total} = 2 \times N_t (A_{\text{pipa}} + A_{\text{antar pipa}})$$

$$= 2 \times N_t (\text{luas segitiga sama sisi ABC})$$

$$\frac{1}{4} ID_s = 2 \times N_t \left(\frac{1}{2} P_T^2 \cdot \sin 60^\circ \right)$$

$$ID_s = \sqrt{\frac{4 \cdot N_t \cdot P_T^2 \cdot 0,866}{\pi}}$$

ID_s : diameter dalam shell, m

➤ Menghitung Diameter Shell

Untuk Triangular :

$$De = \frac{4[(0,5P_t)(0,86P_t) - 0,5(\pi OD_t^2)/4]}{\pi OD_t / 2}$$

$$De = \frac{4[(\pi / 4)ID_s^2 - N_t(\pi / 4)OD_t^2]}{N_t \cdot \pi \cdot OD_t + \pi \cdot ID_s}$$

$$= 1,18156051 \text{ in}$$

Dimana : D_e : diameter ekuivalen

ID_s : diameter dalam shell

OD_s : diameter luar shell

N_t : jumlah tube

Dengan mensubstitusikan harga OD_t, N_t dan D_e akan diperoleh persamaan :

$$ID_s^2 - 1,18156 \cdot ID_s - 4,566,0467 = 0$$

Didapat $ID_s = 1,73141 \text{ m}$



Hasil Perhitungan dengan Metode Runge-Kutta

Z, m	Xa	T, K	Ts, K	Pt, atm
0	0	723	923	1.000000
0.005	0.000663375	723.0441884	922.9973619	1.000000
0.005	0.000662509	723.0441765	922.9973625	1.000000
0.01	0.001325020	723.08835	922.994725	1.000000
0.01	0.001325020	723.08835	922.994725	1.000000
0.015	0.001986666	723.1325175	922.9920882	1.000000
0.015	0.001985805	723.1325055	922.9920888	1.000000
0.02	0.002646591	723.1766581	922.9894527	1.000000
0.02	0.002646591	723.17666	922.989453	1.000000
0.025	0.003306517	723.2207988	922.9868171	0.999999
0.025	0.003305660	723.2207868	922.9868178	0.999999
0.03	0.003964730	723.2649155	922.9841829	0.999999
0.03	0.003964730	723.264916	922.984183	0.999999
0.035	0.004622945	723.309032	922.9815487	0.999999
0.035	0.004622092	723.309020	922.9815493	0.999999
0.04	0.005279457	723.353125	922.9789158	0.999999
0.04	0.005279456	723.353125	922.978916	0.999999
0.045	0.005935969	723.397218	922.9762829	0.999999
0.045	0.005935121	723.397206	922.9762835	0.999999
0.05	0.006590787	723.441287	922.9736512	0.999999
0.05	0.006590787	723.441287	922.973651	0.999999
0.055	0.007245607	723.485356	922.9710196	0.999999
0.055	0.007244763	723.485345	922.9710203	0.999999
0.06	0.007898740	723.529402	922.9683893	0.999999
0.06	0.007898740	723.529402	922.968389	0.999999
0.065	0.008551875	723.573447	922.965759	0.999999
0.065	0.008551035	723.573435	922.9657596	0.999999
0.07	0.009203333	723.617469	922.96313	0.999997
0.07	0.009203332	723.617469	922.96313	0.999997
0.075	0.009854790	723.661490	922.960501	0.999997
0.075	0.009853954	723.661478	922.9605016	0.999997
0.08	0.010504579	723.705488	922.9578733	0.999997
0.08	0.010504579	723.705488	922.957873	0.999997
0.085	0.011154369	723.749485	922.9552455	0.999997
0.085	0.011153538	723.749474	922.9552462	0.999997
0.09	0.011802500	723.793459	922.9526191	0.999997
0.09	0.011802499	723.793459	922.952619	0.999997
0.095	0.012450631	723.837433	922.9499927	0.999997
0.095	0.012449804	723.837422	922.9499934	0.999997
0.1	0.013097111	723.881384	922.9473676	0.999997
0.1	0.013097111	723.881384	922.947368	0.999997
0.4	0.050475179	726.497184	922.791023	0.999988
0.405	0.051075746	726.540429	922.7884366	0.999988
0.405	0.051075034	726.540418	922.7884373	0.999988
0.41	0.051674892	726.583652	922.7858514	0.999988
0.41	0.051674891	726.583652	922.785851	0.999988
0.415	0.052274038	726.626874	922.7832662	0.999988
0.415	0.052273330	726.626862	922.7832668	0.999988
0.42	0.052871771	726.670073	922.7806823	0.999988
0.42	0.052871770	726.670073	922.780682	0.999988
0.425	0.053469504	726.713272	922.7780983	0.999988
0.425	0.053468799	726.713261	922.778099	0.999988
0.43	0.054065830	726.756448	922.7755157	0.999988

0.43	0.054065829	726.756448	922.775516	0.999988
0.435	0.054662156	726.799624	922.772933	0.999988
0.435	0.054661454	726.799613	922.7729337	0.999988
0.44	0.055257081	726.842777	922.7703516	0.999988
0.44	0.055257081	726.842777	922.770352	0.999988
0.445	0.055852007	726.885930	922.7677702	0.999988
0.445	0.055851309	726.885918	922.7677709	0.999984
0.45	0.056445533	726.929059	922.7651901	0.999984
0.45	0.056445535	726.929059	922.76519	0.999984
0.455	0.057039065	726.972189	922.76261	0.999984
0.455	0.057038370	726.972177	922.7626107	0.999984
0.46	0.057631207	727.015295	922.7600312	0.999984
0.46	0.057631206	727.015295	922.760031	0.999984
0.465	0.058223348	727.058402	922.7574523	0.999984
0.465	0.058222656	727.058390	922.757453	0.999984
0.47	0.058814108	727.101485	922.7548748	0.999984
0.47	0.058814108	727.101485	922.754875	0.999984
0.475	0.059404869	727.1445682	922.7522972	0.999984
0.475	0.059404180	727.1445566	922.7522978	0.999984
0.48	0.059994254	727.1876283	922.7497209	0.999984
0.48	0.059994253	727.187628	922.749721	0.999984
0.485	0.060583639	727.230688	922.7471446	0.999984
0.485	0.060582953	727.230677	922.7471452	0.999984
0.49	0.061171655	727.273726	922.7445696	0.999984
0.49	0.061171655	727.273726	922.74457	0.999984
0.495	0.061759672	727.316763	922.7419945	0.999984
0.495	0.061758989	727.316751	922.7419952	0.999984
0.5	0.062346325	727.359777	922.7394208	0.999984
0.5	0.062346325	727.359777	922.739421	0.999984
2	0.213188125	739.762036	921.9950293	0.999979
2	0.213188125	739.762036	921.995029	0.999979
2.005	0.213621472	739.8017596	921.9926378	0.999979
2.005	0.213621085	739.8017492	921.9926384	0.999979
3	0.292857105	747.502851	921.528152	0.999976
3.005	0.293223693	747.540558	921.5258741	0.999976
3.005	0.293223404	747.540548	921.5258747	0.999976
3.01	0.293589703	747.578245	921.5235969	0.999976
3.01	0.293589703	747.578245	921.523597	0.999976
4	0.360867307	754.853090	921.083277	0.999935
4.005	0.361182933	754.888906	921.0811053	0.999935
4.005	0.361182708	754.888897	921.0811058	0.999935
4.01	0.361498109	754.924703	921.0789349	0.999935
4.01	0.361498109	754.924703	921.078935	0.999935
4.5	0.391649215	758.424674	920.866573	0.999902
4.505	0.391640370	758.424297	920.866594	0.999902
4.505	0.391943143	758.459571	920.864454	0.999902
4.51	0.391934527	758.459203	920.864475	0.999902
4.595	0.396899263	759.051168	920.828524	0.998742
4.595	0.397200023	759.086363	920.826388	0.998742
4.6	0.397189396	759.085915	920.826413	0.998742
4.6	0.402067494	759.121110	920.824277	0.998742

MECHANICAL DESIGN REAKTOR

Dari perhitungan reaktor dengan program excel metode Runge-Kutta didapat :

- konversi reaksi yang diinginkan sebesar = 40%
- tinggi katalis = 4.6 m
- suhu gas keluar = 759.25430 K
- suhu pemanas keluar = 920.8170 K
- tekanan keluar shell = 0,9269 atm

▪ Menentukan Jumlah Baffle

Jenis : segmental baffle

Jumlah baffle = $L/B-1$

Dimana : N = jumlah baffle

L = panjang tube

B = jarak baffle

Dari perhitungan diperoleh :

L = 4,6 m

B = 0,4328 m

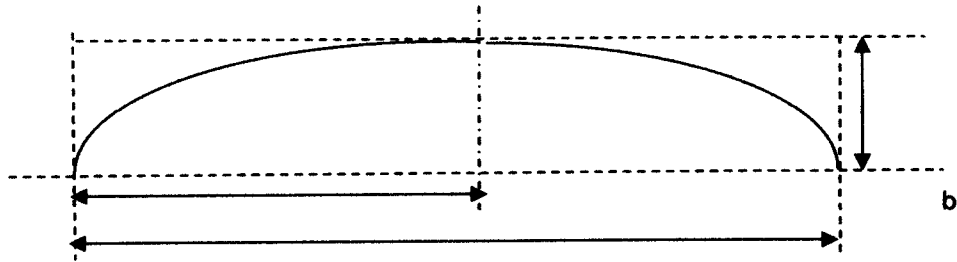
N = 9,627 \approx 10 buah.

Spesifikasi Reaktor

1. Menentukan Tinggi Head Reaktor

Dipilih bentuk head torispherical

Untuk tekanan umum antara 15-200 psia.



2. Menghitung Tinggi reaktor

- Tinggi tumpukan katalis = 4.6 m
- Tinggi katalis support bawah = 0,25 m

Dengan variasi

- 8 cm layer $\frac{3}{8}$ in ceramic ball
- 9 cm layer $\frac{1}{2}$ in ceramic ball
- 8 cm layer 1 in ceramic ball

- tinggi katalis support atas = 0.25 m

dengan:

- 15 cm layer 1 in ceramic ball
- 10 cm layer $\frac{1}{2}$ in ceramic ball

tinggi katalis support untuk variasi bola minimum adalah 0.15 m.

- tinggi ruang kosong diambil 0.8 m

(The Hague, 1970)

Bola-bola inert diletakkan diatas dan dibawah tumpukan katalisator. Bola inert berfungsi untuk membantu distribusi aliran fluida dan mencegah kontaminasi dari bahan yang tidak diinginkan.

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total Reaktor} &= \text{tinggi bed} + \text{tinggi katalis support} + \\ &\quad \text{tinggi 2 head} + \text{tinggi ruang kosong.} \\ &= 5,2922 \text{ m} \end{aligned}$$

Asumsi :

1. perpindahan panas yang terjadi adalah perpindahan panas konduksi antara dinding sel dan bahan isolasi.
2. suhu udara = 40 C
3. temperatur shell adalah temperatur tertinggi shell
4. perpindahan panas radiasi dari dinding reaktor ke udara dihitung.

Bahan dinding (Steel), $k_{12} = 20.5$ Btu/hr ft F (pada T 450 C) (kern,p 799)

Bahan isolasi (asbestos), $k_{23} = 0.1371$ Btu/hr ft F

Koefisien Konveksi udara

$h_u = 6.75$ Btu/hr ft² F (pada T= 40 C)

▪ **Menghitung Panas yang Hilang Bila Tidak Ada isolasi**

$$q_{\text{loss}} = \frac{2\pi L \cdot (T_1 - T_2)}{\ln \frac{(R_2 / R_1)}{k_{12}} + \frac{1}{h_u \cdot R_2}}$$

(Agra, p.49)

$$= 226657,2277 \text{ Btu/jam.}$$

Panas yang hilang = 5% x q_{loss}

$$= 11332,86138 \text{ Btu/jam.}$$

$q_{\text{isolasi}} = q_{\text{loss}} - \text{panas yang hilang}$

$$= 215324,3663 \text{ Btu/jam.}$$

Tebal isolasi = $R_3 - R_2$

$$= 5.3018 \text{ cm}$$

➤ **PERHITUNGAN DIAMETER PIPA OPTIMUM**

Untuk aliran turbulen dan $Di > 1$ in, pada steel pipa digunakan persamaan

$$D_{\text{opt}} = 2.2 \cdot w_m^{0.45} \cdot \rho^{-0.32} \quad (\text{Peter max, 1991})$$

Dimana : $W_m =$ aliran massa (lb/jam)

ρ = density (lb/ft³)

▪ **Menghitung Diameter saluran gas masuk dan keluar**

1. Menentukan Doptimum saluran masuk reaktor.

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 2.2 \cdot w_m^{0.45} \cdot \rho^{-0.32} \\ &= 31,6010 \text{ in.} = 80,2666 \text{ cm.} \end{aligned}$$

2. Menentukan Doptimum saluran keluar reaktor

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 2.2 \cdot w_m^{0.45} \cdot \rho^{-0.32} \\ &= 36,1481 \text{ in} = 91,8162 \text{ cm.} \end{aligned}$$

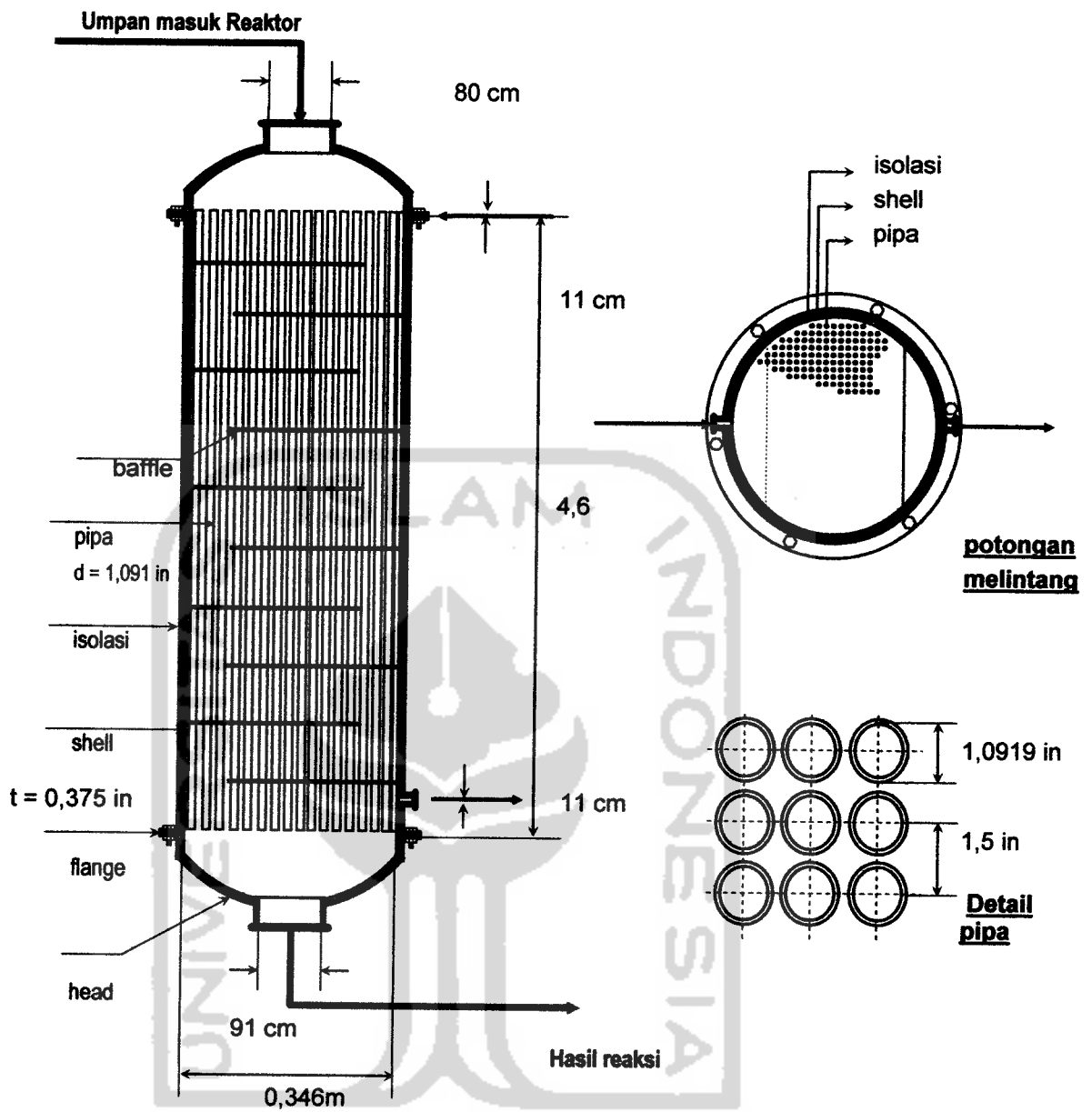
3. Menentukan Doptimum pemanas masuk dan keluar

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 2.2 \cdot w_m^{0.45} \cdot \rho^{-0.32} \\ &= 4,4590 \text{ in} = 11,3259 \text{ cm.} \end{aligned}$$

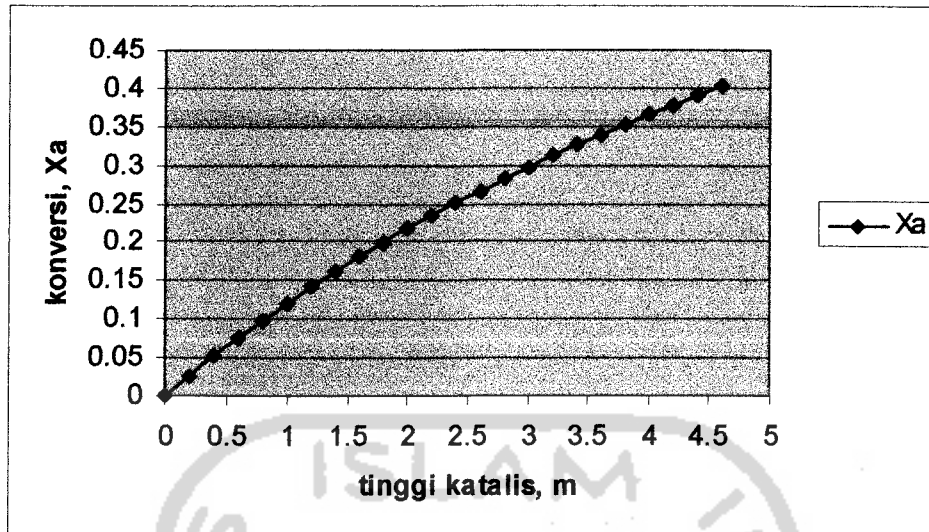
SPEKIFIKASI REAKTOR :

NPS 1,25 in. Sch 40

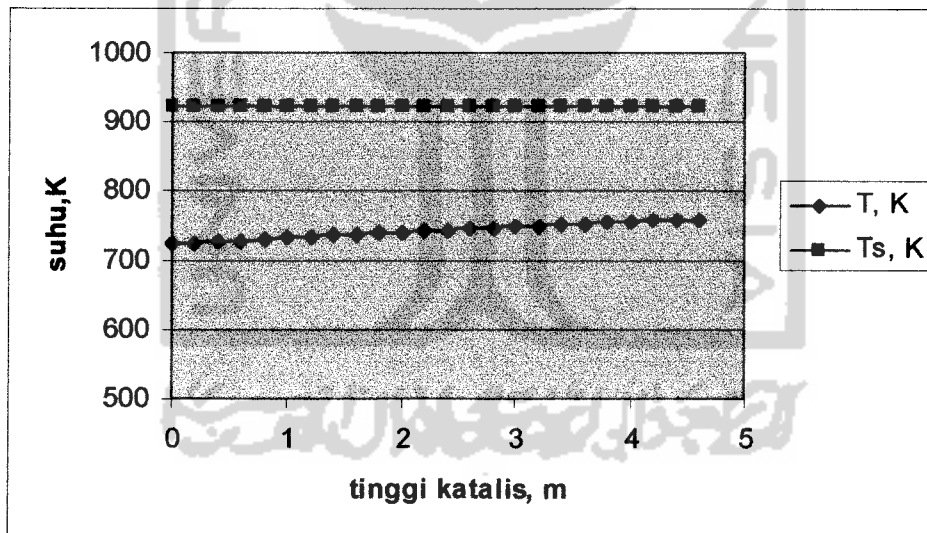
- tinggi katalis : 4,6 m
- diameter dalam pipa : 0,035052 m
- diameter luar pipa : 0,042164 m
- diameter rata-rata pipa : 0,030012 m
- jumlah pipa : 970 buah
- triangular pitch : 0,052705 m
- clearance : 0,010541 m
- jarak baffle : 0,432853 m
- jumlah baffle : 10 buah
- diameter dalam shell : 1,73141 m
- diameter katalis : 0,00416 m



GAMBAR 1. REAKTOR FIXED BED MULTITUBE



Grafik 1. Tinggi katalis vs konversi



Grafik 2. Tinggi katalis vs Suhu



LAMPIRAN
MENARA DISTILASI

MENARA DISTILASI – 01

Fungsi : Memisahkan Styrene dari cairan Benzene, Toluene dan Ethylbenzene yang keluar dari Separator-01 dengan kecepatan umpan 35423,0374 kg/jam.

Jenis : Sieve Tray Distillation

Menara Distilasi digunakan untuk memisahkan campuran Styrene dari cairan Benzene, Toluene dan Ethylbenzene dengan titik didih rendah terdistribusi lebih banyak pada distilasi.

Langkah-langkah mendisain Menara Distilasi:

1. Memilih suhu pemisah yang diinginkan, mengatur spesifikasi produk.
2. Memilih kondisi operasi batch atau kontinu, serta kondisi tekanan operasi.
3. Memilih tipe alat kontak, plate (tray) atau bahan isian (packing).
4. Menentukan stage dan reflux diinginkan, jumlah stage kesetimbangan.
5. Menghitung ukuran menara, diameter, jumlah stage aktual.
6. Menghitung disain menara bagian dalam, plate, distributor dan pendukung bahan isian (packing).
7. Menghitung mechanical design, vessel dan bagian yang sesuai.

Dibawah ini langkah-langkah dalam perhitungan *short-cut* dan *plate to plate* dalam mendisain Menara Distilasi:

I. Distribusi Komponen pada Hasil Atas dan Bawah

Sebagai *Light Key* dipilih Benzene dan sebagai *Heavy Key* dipilih Ethylbenzene. Untuk menentukandistribusi komponen diambil asumsi tidak ada komponen yang lebih ringan dari LK terdapat pada hasil bawah dan tidak ada komponen yang lebih berat dari HK yang terdapat di hasil atas Menara Distilasi.

Komposisi umpan untuk Menara Distilasi adalah sebagai berikut:

Dimana komposisi umpan dalam "keadaan cair jenuh atau $q = 1$ ",

Persamaan Gibs.

Komponen	Kmol/jam	Fraksi mol	kg/jam	Fraksi massa	Titik didih komponen 'C	BM
C_6H_6	14,8252	0,0435	1157,9980	0,0327	80,1	78,1100
$C_6H_5CH_3$	5,7556	0,0169	530,2628	0,0150	110,6	92,1300
$C_6H_5C_2H_5$	200,0348	0,5872	21235,6945	0,5995	136	106,1600
$C_6H_5CHCH_2$	120,0219	0,3523	12499,0820	0,3529	145	104,1400
TOTAL	340,6375	1,0000	35423,0373	1,0000		

Hasil yang diharapkan :

C_6H_6 : 71,64% keatas

$C_6H_5CH_3$: 27,05% keatas

$C_6H_5C_2H_5$: 98,67% kebawah

$C_6H_5CHCH_2$: 100% kebawah

Distribusi komponen pada hasil atas dan bawah menara sebagai berikut

:

Komponen	Hasil Atas			Hasil Bawah		
	Kg/jam	Kmol/jam	Fraksi mol	Kg/jam	Kmol/jam	Fraksi mol
C ₆ H ₆	857,3083	10,9757	0,7164	300,6897	3,8496	0,0118
C ₆ H ₅ CH ₃	381,8594	4,1448	0,2705	148,4033	1,6108	0,0050
C ₆ H ₅ C ₂ H ₅	21,2357	0,2000	0,0131	21214,4588	199,8348	0,6143
C ₆ H ₅ CHCH ₂	0,0000	0,0000	0,0000	12499,0820	120,0219	0,3689
TOTAL	1260,4034	15,3205	1,0000	34162,6338	325,3170	1,0000

II. Data Tekanan Uap Murni

Data tekanan uap murni untuk tiap komponen didapat dengan Persamaan Tekanan Uap Antoine.

$$\log P = A - \frac{B}{T + C}$$

Dimana:

A, B, C = Bilangan Antoine

T = Suhu (°C)

P = Tekanan Uap Murni (mmHg)

Kesetimbangan fase cair-uap dapat didekatkan dengan Persamaan Antoine modifikasi:

Komponen	A	B	C
C ₆ H ₆	6,9057	1211,0330	220,7900
C ₆ H ₅ CH ₃	6,9546	1344,8000	219,4800
C ₆ H ₅ C ₂ H ₅	6,9572	1424,2550	213,2100
C ₆ H ₅ CHCH ₂	7,0091	1462,2660	215,1100

III. Perhitungan Dew Point dan Bubble Point

Bubble Point adalah suhu ketika terbentuknya gelembung gas secara tepat sehingga muncul fase gas ($T = \text{bubble point}$), sedangkan *Dew Point* adalah suhu dimana suatu komponen uap mulai mengembun pada suatu tekanan tertentu yang tetap.

$$\text{Bubble Point} = \sum Y_i = \sum K_i \cdot X_i = 1$$

$$\text{Dew Point} = \sum X_i = \sum Y_i / K_i = 1$$

Diambil asumsi bahwa larutan yang ada adalah larutan ideal dan uap yang berlaku sebagai gas ideal sehingga fugasitas gas dan aktifitas larutan dianggap sama dengan satu.

Berlaku persamaan:

$$K_i = \frac{P_{VPi}}{P}$$

Dengan P = Tekanan total menara

P_{VPi} = Tekanan Uap Komponen

Volatilitas relatif komponen i (α_i) terhadap *Heavy Key* ditulis dengan persamaan:

$$\alpha = \frac{K_i}{K_{Hk}}$$

Algoritma short-cut penentuan suhu dan komposisi *Dew Point* dan *Bubble Point* adalah sebagai berikut:

- a. Mengasumsikan suatu suhu (T) dan tekanan (P) yang sudah ditentukan.

- b. Dengan tekanan (P) yang telah ditentukan, menghitung K_i (T,P) dengan persamaan Antoine.
- c. Menghitung $\sum X_i = \frac{\sum Y_i}{K_i} = 1$ dan $\sum Y_i = \sum X_i * K_i = 1$, apabila $\neq 1$ maka dicek kembali suhunya (trial).
- d. Menghitung $a_i = \frac{K_i}{K_{Hk}}$ oleh semua komponen terhadap K_{Hk} .

Kondisi Operasi Puncak:

Dicoba $P = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$
 $T = 92,9282 \text{ }^\circ\text{C} = 365,9328 \text{ K}$

Komponen	Kmol/jam	Fraksi mol (Y_i)	Kg/jam	Fraksi massa	P_i	K_i	$X_i =$ Y_i/K_i	$a_i =$ (K_i/K_{Hk})
C_6H_6	10,9757	0,7164	857,3083	0,6802	1110,3233	1,4610	0,4904	5,5019
$C_6H_5CH_3$	4,1448	0,2705	381,8594	0,3030	446,7650	0,5878	0,4602	2,2138
$C_6H_5C_2H_5$	0,2000	0,0131	21,2357	0,0168	201,8056	0,2655	0,0492	1,0000
$C_6H_5CHCH_2$	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	182,8618	0,2406	0,0000	0,9061
TOTAL	15,3205	1,0000	1260,4034	1,0000			0,9999	

Kondisi Operasi Umpan:

Dicoba $P = 1,02 \text{ atm} = 775.2 \text{ mmHg}$

$T = 138,2074 \text{ }^\circ\text{C} = 411.2074 \text{ K}$

Komponen	Kmol/jam	X_i	P_i	K_i	$Y_i = X_i \cdot K_i$	$\alpha_i = (K_i/K_{hk})$
C6H6	14,8252	0,0435	2984,9462	3,8505	0,1676	4,3756
C6H5CH3	5,7556	0,0169	1351,4183	1,7433	0,0295	1,9810
C6H5C2H5	200,0348	0,5872	682,1870	0,8800	0,5168	1,0000
C6H5CHCH2	120,0219	0,3523	629,3731	0,8119	0,2861	0,9226
TOTAL	340,6375	1,0000			0,9999	

Kondisi Operasi Dasar :

Dicoba $P = 1,04 \text{ atm} = 790.4 \text{ mmHg}$

$T = 148,5949 \text{ }^\circ\text{C} = 421,5949 \text{ K}$

Komponen	Kmol/jam	Fraksi		Fraksi massa	P_i	K_i	$Y_i = X_i \cdot K_i$	$\alpha_i = (K_i/K_{hk})$
		mol (X_i)	Kg/jam					
C ₆ H ₆	3,8546	0,0118	300,6897	0,0088	3323,7910	4,2052	0,0498	4,2696
C ₆ H ₅ CH ₃	1,6108	0,0050	148,4033	0,0043	1524,1559	1,9283	0,0095	1,9579
C ₆ H ₅ C ₂ H ₅	199,8348	0,6143	21214,4588	0,6210	778,4703	0,9849	0,6050	1,0000
C ₆ H ₅ CHCH ₂	120,0219	0,3689	12499,0820	0,3659	719,6796	0,9105	0,3359	0,9245
TOTAL	325,3220	1,0000	34162,6338				1,0002	

Cek Pemilihan LK dan HK

Dicek apakah komponen terdistribusi atau tidak dengan persamaan Shiras

$$DK = \frac{\alpha_i - 1}{\alpha_{lk} - 1} \cdot \frac{X_{lkD} D}{Z_{lkF} F} + \frac{\alpha_{lk} - \alpha_i}{\alpha_{lk} - 1} \cdot \frac{X_{hkD} D}{Z_{hkF} F}$$

$$= F_1 + F_2$$

Dengan :

DK	=	nilai yang menunjukkan komponen terdistribusi atau tidak
α_i	=	<i>relative volatility</i> komponen i terhadap komponen <i>heavy key</i>
α_{lk}	=	<i>relative volatility</i> komponen <i>light key</i> terhadap komponen <i>heavy key</i>
X_{lkD}	=	fraksi mol komponen <i>light key</i> di distilat
Z_{lkF}	=	fraksi mol komponen <i>light key</i> di umpan
D	=	jumlah distilat, kmol/jam
F	=	jumlah umpan, kmol/jam
X_{hkD}	=	fraksi mol komponen <i>heavy key</i> di distilat
Z_{hkF}	=	fraksi mol komponen <i>heavy key</i> di umpan
K_i	=	koefisien aktivitas komponen i
K_{hk}	=	koefisien aktivitas komponen <i>heavy key</i>

Dengan batasan DK untuk komponen terdistribusi adalah $0,01 < DK < 0,99$ dan tidak terdistribusi apabila $DK < -0,01$ atau $DK > 1,01$

$$X_{lkD} \cdot D = 10,9757$$

$$X_{hkD} \cdot D = 0,2000$$

$$Z_{lkF} \cdot F = 14,8252$$

$$Z_{hkF} \cdot F = 200,0348$$

Komponen	Zi	α_D	α_B	α_{avg}	F1	F2	DK
C6H6	0,0327	5,5021	4,2696	4,8469	0,7403	0,0000	0,7403
C6H5CH3	0,0150	2,2139	1,9579	2,0819	0,2082	0,0007	0,2089
C6H5C2H5	0,5995	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	0,0010	0,0010
C6H5CHCH2	0,3529	0,9061	0,9245	0,9153	-0,0163	0,0010	-0,0153
Total							

Dari hasil perhitungan di atas, pemilihan *Light Key* dan *Heavy Key* sudah benar

IV. Jumlah Stage Minimum

Jumlah stage minimum dihitung secara short-cut dengan persamaan

Fenske (Coulson & Richardson, 1989):

$$N_m = \frac{\log \left[\left(\frac{X_{LK}}{X_{HK}} \right)_d \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)_b \right]}{\log \alpha_{LK}}$$

Log α_{LK} diperoleh dengan :

$$\text{Log } \alpha_{LK} = \sqrt{(\alpha_i)_d * (\alpha_i)_b}$$

Dengan :

N_m = jumlah stage minimum

X_{LK}, X_{HK} = fraksi mol komponen

α_{LK} = relative volatility rata-rata

d, b = destilat, bottom

Dari hasil perhitungan diperoleh $N_m = 3,9595 \text{ plate} = 4 \text{ plate}$

V. Rasio Reflux Minimum

Rasio Reflux Minimum secara Short-cut dapat dilihat dengan persamaan Underwood (Coulson & Richardson, 1989):

$$1 - q = \frac{\sum \alpha_j \times x_F}{\alpha_j - \theta}$$

Dimana $X_{i,f}$ = fraksi mol komponen I pada umpan

$$q = \frac{\text{panas_penguapan}(\text{mol_umpan})}{\text{panas_laten_molar_umpan}}$$

Umpan masuk dalam keadaan cair jenuh, maka $q = 1$

Komponen	Xif	ai	ai* Xif	(ai* Xif)/(ai -q)
C6H6	0,0435	4,3756	0,1904	0,0783
C6H5CH3	0,0169	1,9810	0,0335	0,8635
C6H5C2H5	0,5872	1,0000	0,5872	-0,6232
C6H5CHCH2	0,3523	0,9226	0,3251	-0,3188
Total	1,0000			-0,0002

Dengan trial, diperoleh $\theta = 1,9422$

$$R_{\min} + 1 = \frac{\sum \alpha_j \times X_D}{\alpha_j - \theta}$$

Komponen	Xid	ai	ai* Xid	(ai* Xid)/(ai -q)
C6H6	0,4904	5,5021	2,6984	0,7580
C6H5CH3	0,4603	2,2139	1,0190	3,7516
C6H5C2H5	0,0492	1,0000	0,0492	-0,0522
C6H5CHCH2	0,0000	0,9061	0,0000	0,0000
Total				4,4574

Dari perhitungan diperoleh :

$$R_{\min} + 1 = 4,4574$$

$$R_{\min} = 3,4574$$

$$R_{\min}/(R_{\min}+1) = 0,7757$$

Rop berkisar antara 1.2 - 1.5 Rm

$$R = 1.5 * R_{\min} = 5,1861$$

VI. Menghitung Plate Teoritis

Menghitung jumlah palte teoritir (persamaan Gilliland):

$$\left(\frac{R - R_m}{R + 1}\right) < 0.125 \text{ , berlaku:}$$

$$\left(\frac{N - N_m}{N + 1}\right) = 0.5039 - 0.5968 \cdot \left(\frac{R - R_m}{R + 1}\right) - 0.0908 \cdot \left(\frac{R - R_m}{R + 1}\right)$$

$$\left(\frac{R - R_m}{R + 1}\right) > 0.125 \text{ , berlaku:}$$

$$\left(\frac{N - N_m}{N + 1}\right) = 0.6257 - 0.9868 \cdot \left(\frac{R - R_m}{R + 1}\right) + 0.5160 \cdot \left(\frac{R - R_m}{R + 1}\right) - 0.1738 \cdot \left(\frac{R - R_m}{R + 1}\right)$$

Dari perhitungan:

$$\left(\frac{R - R_m}{R + 1}\right) = 0,2794 > 0.125$$

Sehingga :

$$\left(\frac{N - N_m}{N + 1}\right) = 0.6257 - 0.9868 \cdot \left(\frac{R - R_m}{R + 1}\right) + 0.5160 \cdot \left(\frac{R - R_m}{R + 1}\right) - 0.1738 \cdot \left(\frac{R - R_m}{R + 1}\right)$$

$$N = 7,9465 \text{ plate}$$

$$N \gg 8 \text{ plate}$$

VII. Penentuan Feed Plate

Persamaan pendekatan yang digunakan untuk menentukan feed plate adalah persamaan Kirkbride :

Mencari letak feed point dg pers. Kirkbride (eq. 11.62, p.422, Coulson, 1989)

$$\log\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = 0,206 \log\left[\left(\frac{B}{D}\right)\left(\frac{x_{f,HK}}{x_{f,LK}}\right)\left(\frac{x_{b,LK}}{x_{d,HK}}\right)^2\right]$$

Dengan :

N_r = jumlah plate di enriching section (termasuk kondenser).

N_s = jumlah plate di stripping section (termasuk reboiler)

Dengan perhitungan, diperoleh :

$$\log\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = 0,206 \log\left[\left(\frac{B}{D}\right)\left(\frac{x_{f,HK}}{x_{f,LK}}\right)\left(\frac{x_{b,LK}}{x_{d,HK}}\right)^2\right] = 0,2513$$

$$\left(\frac{N_r}{N_s}\right) = 1,7836$$

$$N_s = \frac{N_p}{\left[\left(\frac{N_r}{N_s}\right) + 1\right]} = 2,8548$$

$$N_r = N_p - N_s = 5,0916$$

$$N = 7,9465 \text{ plate} = 8 \text{ plate}$$

Jumlah plate ideal :

$$\text{➤ Seksi Rectifying} = 5,0916/54,4159819\%$$

$$= 9,356852579 \approx 10 \text{ plate}$$

$$\text{➤ Seksi Stripping} = 2,8548/54,4159819\%$$

$$= 5,246321966 \text{ plate} \approx 5 \text{ plate}$$

$$\text{Letak feed plate} = 9,356852579 \text{ plate (antaraa plate 9 dan plate 10)}$$

VIII. Perhitungan Effisiensi Total dan Jumlah Plate Aktual

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

$$E_o = 51 - 325 \log(\mu \alpha_a) \quad (\text{Coulson \& Richardson, 1989})$$

Dimana :

μ = Viskositas rata-rata molar cair

α = Volatilitas rata-rata komponen light key

Dengan perhitungan diperoleh:

Komponen	Xif	μ	$\mu \cdot X_i$
C6H6 (Lk)	0,0435	0,1187	0,0052
C6H5CH3	0,0169	0,1371	0,0023
C6H5C2H5 (Hk)	0,5872	0,1542	0,0905
C6H5CHCH2	0,3523	0,1815	0,0640
Total	1,0000		0,1620

Sehingga diperoleh $E_o = 54,4159819\% = 0,5442\%$

$$N_{act} = \frac{N}{E_o}$$

N actual = 14,60317455 plate

diambil 15 plate

mechanical design tinggi menara

plate spacing antara 0,3-0,6 m (coulson 448)

diambil jarak plate spacing

tinggi kolom

0,5 m

7,5 m

Ruang kosong diatas plate teratas = 15% dari tinggi kolom

1,125 m

Ruang kosong dibawah plate terbawah = 20% dari tinggi kolom

1,5 m

tinggi total menara

10,125 m

Perhitungan dimensi Menara

Perhitungan dimensi Menara

***) Bagian Enriching/Rectifying**

P 1,0000 atm
 T 365,9282 K
 Liquid 79,4531 kmol/jam
 Vapor 94,7735 kmol/jam

R 82,0600 lt atm /Kgmol K
 It 0,5000 m
 L/V 0,8383

Komponen	berat molekul	fraksi mol	Kmol/jam	kg/jam	fraksi berat	ρ liquid (kg/m ³)	ρ komponen	Bm camp
C6H6 (Lk)	78,1100	0,4904	46,4800	3630,5545	0,4896	801,4535	392,4273	38,3077
C6H5CH3	92,1300	0,4603	36,5712	3369,3033	0,4544	798,2768	362,7451	42,4062
C6H5C2H5 (Hk)	106,1600	0,0492	3,9075	414,8161	0,0559	803,7175	44,9642	5,2209
C6H5CH2	104,1400	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	841,9083	0,0000	0,0000
Total		0,9999	86,9587	7414,6739		3245,3562	800,1366	85,9348

Densitas camp. liquid

800,1366 kg/m³

Densitas camp Vapor

0,0029 kg/liter

Kecepatan vapor

2,8618 kg/m³

(R+1)*D

94,7735 kmol/jam

7796,9426 kg/jam

Kecepatan liquid

(R*D)

79,4531 kmol/jam

6536,5392 kg/jam

***) Bagian Stripping**

P 1,0400 atm R 82,0600 It atm /Kgmol K
 T 410,0785 K H 0,5000 m
 Liquid 420,0906 kmol/jam V/L 0,2256
 Vapor 94,7735 kmol/jam

Komponen	berat molekul	fraksi mol	Kgmol/jam	kg/jam	fraksi berat	ρ liquid (kg/m ³)	ρ komponen	Bm camp
C6H6 (Lk)	78,1100	0,0118	4,9710	388,2886	0,0088	748,8442	6,5911	0,9243
C6H5CH3	92,1300	0,0050	2,0801	191,6371	0,0043	750,5577	3,2604	0,4562
C6H5C2H5 (Hk)	106,1600	0,6143	258,0520	27394,7965	0,6210	759,8251	471,8394	65,2116
C6H5CHCH2	104,1400	0,3689	154,9875	16140,3980	0,3659	800,8730	293,0154	38,4212
Total		1,0000	420,0906	44115,1202		3060,1000	774,7064	105,0134

Densitas camp. li 774,7064 kg/m³

Densitas camp V: 0,0032 kg/liter

3,2455 kg/m³

Kecepatan liquid $F * q + R * D$

421,0906 kmol/jam

41959,5765 kg/jam

Kecepatan vapor $L_m - B$

95,7735 kmol/jam

7796,9427 kg/jam

Plate Spacing

Kisaran plate spacing antara 0.15 - 1 m. Untuk diameter kolom > 1 m.
 biasanya digunakan plate spacing 0.3 - 0.6

Dipilih : *enriching Section*

It = 0,5000 m

Stripping Section

It = 0,5000 m

Liquid - Vapor Factor

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

(Coulson and Richardson 11.82)

Diperoleh : *Enriching Section*

$$F_{LV} = 0,0501 \text{ m}$$

Stripping Section

$$F_{LV} = 0,3483 \text{ m}$$

Konstanta Persamaan Fair (K1)

Dari (Fig. 11.27 Coulson and Richardson, hal 459) diperoleh nilai konstanta persamaan Fair (K1) dengan parameter F_{LV} & l

Diperoleh : *Enriching Section*

$$K1 = 0,0900$$

Stripping Section

$$K1 = 0,0600$$

Flooding Vapor Velocity

Flooding velocity dapat diperkirakan dengan persamaan Fair

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

(Coulson and Richardson 11.81)

Diperoleh : *Enriching Section*

$$u_f = 1,5022 \text{ m/detik}$$

Stripping Section

$$u_f = 0,9251 \text{ m/detik}$$

Design Maximum Velocity

Vapor velocity umumnya dirancang sekitar 60 - 85 % agar tidak terjadi flooding

(Coulson and Richardson, 1983 : 459)

Dirancang : $u_{v, \max} =$

$$75,0000 \% u_f = 0,7500$$

Enriching Section

$$u_{v, \max} = 1,1266 \text{ m/detik}$$

Stripping Section

$$u_{v, \max} = 0,6938 \text{ m/detik}$$

Kecepatan volume fase uap :

$$Q_v = \frac{BMrata-rata \times V}{\rho \times 3600}$$

Diperoleh : *Enriching Section*

$$Q_v = 0,7905183 \text{ m}^3/\text{detik}$$

Stripping Section

$$Q_v = 3,7847592 \text{ m}^3/\text{detik}$$

Net Area

$$A_n = \frac{Q_v}{u_{V, \max}}$$

Diperoleh : Enriching Section

$$A_n = 0,7017 \text{ m}^2$$

Stripping Section

$$A_n = 5,4552 \text{ m}^2$$

Downcomer Area

Downcomer area biasanya diambil 12 % dari total column area. (Coulson and Richardson, 1983 : 460)

Diperoleh : Enriching Section

$$A_d = 12,0000 \% A_c$$

Stripping Section

$$A_d = 12,0000 \% A_c$$

Total area

Total area terdiri atas net area (bagian tempat kontak uap-cair) dan downcomer area (bagian tempat mengalirkan cairan dari plate 1 ke plate di bawahnya)

$$A_t = \frac{A_n}{(1 - A_d)}$$

Diperoleh : Enriching Section

$$A_t = 0,7973 \text{ m}^2$$

Stripping Section

$$A_t = 6,1991 \text{ m}^2$$

Column Diameter

$$D_c = \sqrt{\frac{4 A_t}{\pi}}$$

Diperoleh : Enriching Section

$$D_c = 1,0078 \text{ m}$$

Stripping Section

$$D_c = 2,8101 \text{ m}$$

Liquid Flow Pattern

Maximum Volumetric Liquid Rate

Diperoleh : *Enriching Section* $Q_{l, \max} = 0,0023 \text{ m}^3/\text{s}$
Stripping Section $Q_{l, \max} = 0,0150 \text{ m}^3/\text{s}$

Berdasarkan Fig.11.28 (Coulson and Richardson, 1983 : 460) dipilih jenis tray sebagai berikut :

Enriching Section = Cross Flow (single pass)

Stripping Section = Cross flow (single pass)

Provisional Plate Design

Enriching Section

Column Diameter $D_c = 1,0078 \text{ m}$
Column Area $A_c = \text{phi} / 4 D_c^2 = 0,7973 \text{ m}^2$
Downcomer Area $A_d = 12\% A_c = 0,0957 \text{ m}^2$
Net Area $A_n = A_c - A_d = 0,7017 \text{ m}^2$
Active Area $A_a = A_c - 2A_d = 0,6060 \text{ m}^2$
Hole Area $A_h = 0,12 * A_a = 0,0727 \text{ m}^2$

Stripping Section

Column Diameter $D_c = 2,8101 \text{ m}$
Column Area $A_c = \text{phi} / 4 D_c^2 = 6,1991 \text{ m}^2$
Downcomer Area $A_d = 12\% A_c = 0,7439 \text{ m}^2$
Net Area $A_n = A_c - A_d = 5,4552 \text{ m}^2$
Active Area $A_a = A_c - 2A_d = 4,7113 \text{ m}^2$
Hole Area $A_h = 0,12 * A_a = 0,5654 \text{ m}^2$

Untuk downcomer area = 12 % column area, maka rasio antara weir length dengan diameter kolom menjadi 0,77 (Coulson and Richardson, 1983 : 464)
Weir height umumnya berkisar antara 40 - 90 mm, dan direkomendasikan 40 - 50 mm untuk operasi umum. Untuk operasi vakum direkomendasikan 6 - 12 mm untuk mengurangi pressure drop.
Ukuran diameter hole bervariasi antara 2,5 - 12 mm ; ukuran yang paling umum adalah 5 mm.

(Coulson and Richardson, 1983 : 463 - 465)

MECHANICAL DESIGN REAKTOR

Dari perhitungan reaktor dengan program excel metode Runge-Kutta didapat :

- konversi reaksi yang diinginkan sebesar = 40%
- tinggi katalis = 4.6 m
- suhu gas keluar = 759.25430 K
- suhu pemanas keluar = 920.8170 K
- tekanan keluar shell = 0,9269 atm

▪ Menentukan Jumlah Baffle

Jenis : segmental baffle

Jumlah baffle = $L/B-1$

Dimana : N = jumlah baffle

L = panjang tube

B = jarak baffle

Dari perhitungan diperoleh :

L = 4,6 m

B = 0,4328 m

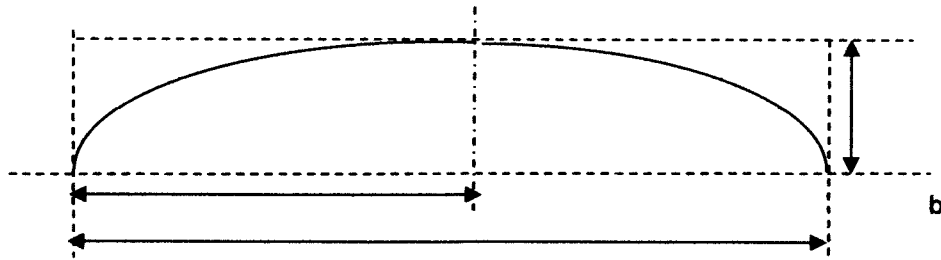
N = 9,627 \approx 10 buah.

Spesifikasi Reaktor

1. Menentukan Tinggi Head Reaktor

Dipilih bentuk head torispherical

Untuk tekanan umum antara 15-200 psia.



2. Menghitung Tinggi reaktor

- Tinggi tumpukan katalis = 4.6 m
- Tinggi katalis support bawah = 0,25 m

Dengan variasi

- 8 cm layer $\frac{3}{8}$ in ceramic ball
- 9 cm layer $\frac{1}{2}$ in ceramic ball
- 8 cm layer 1 in ceramic ball
- tinggi katalis support atas = 0.25 m
dengan:
 - 15 cm layer 1 in ceramic ball
 - 10 cm layer $\frac{1}{2}$ in ceramic ball
 tinggi katalis support untuk variasi bola minimum adalah 0.15 m.
- tinggi ruang kosong diambil 0.8 m

(The Hague,1970)

Bola-bola inert diletakkan diatas dan dibawah tumpukan katalisator. Bola inert berfungsi untuk membantu distribusi aliran fluida dan mencegah kontaminasi dari bahan yang tidak diinginkan.

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total Reaktor} &= \text{tinggi bed} + \text{tinggi katalis support} + \\ &\quad \text{tinggi 2 head} + \text{tinggi ruang kosong.} \\ &= 5,2922 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Menghitung Tebal Dinding Reaktor

Kondisi Operasi :

Tekanan masuk reaktor = 1 atm

Suhu masuk reaktor = 450 °C

P design = 1.2 x P operasi

$$= 1.2 \text{ atm} = 17.64 \text{ psia.}$$

untuk mencari tebal dinding reaktor dipakai persamaan :

$$t \cdot \text{min} = \frac{P \cdot r_i}{f_{\text{Allowable}} \cdot E - 0.6 \cdot P} + C$$

$$= 0.375 \text{ in} = 3/8 \text{ in.}$$

4. Menghitung Volume Reaktor

❖ Volume Head,

$$V = 0,000049 \times \text{IDs}^2 \quad (\text{Brownell, p.88})$$

Dimana : V = volume torispherical dished head, ft³.

IDs = diameter dalam shell, in.

$$\text{IDs} = 68,1658 \text{ in} = 1,7314 \text{ m}$$

$$L = 4,6 \text{ m}$$

$$\text{Sehingga } V_h = 0,000254 \text{ m}^3.$$

❖ Volume Shell,

$$V = (\pi/4) \times \text{IDs}^2 \times L$$

Dimana : V = volume shell

IDs = diameter dalam shell

L = tinggi katalis = tinggi shell

$$\text{Sehingga } V_s = 10,82498 \text{ m}^3.$$

❖ **Volume Total Reaktor**

$$V_t = 2(V_{\text{head}}) + V_{\text{shell}}$$

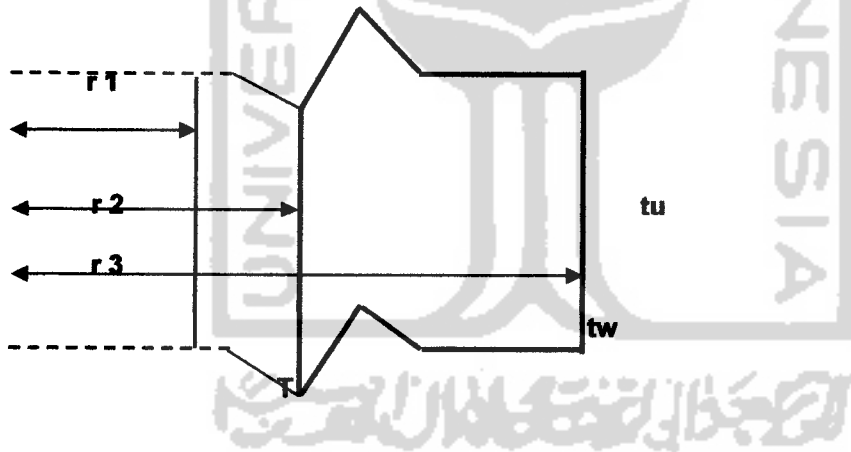
$$V_t = 10,82498 \text{ m}^3.$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Reaktor yang digunakan} &= 120\% \times V_t \\ &= 12,99059 \text{ m}^3. \end{aligned}$$

➤ **MENENTUKAN TEBAL ISOLASI**

Meski dengan adanya panas hilang kelingkungan akan mengurangi beban pendinginan, akan tetapi karena suhu reaktor cukup tinggi maka demi keamanan dinding reaktor perlu diisolasi.

Asumsi : Suhu permukaan dinding sama dengan suhu di dalam reaktor.



Keterangan :

r1 = jari-jari dlm reaktor

r2 = jari-jari luar eaktor

r3 = jari-jari luar isolasi

T = temperatur dinding sebelah dalam

tw = temperatur luar permukaan isolasi

tu = temperatur udara, diambil tu = 32 °C

Asumsi :

1. perpindahan panas yang terjadi adalah perpindahan panas konduksi antara dinding sel dan bahan isolasi.
2. suhu udara = 40 C
3. temperatur shell adalah temperatur tertinggi shell
4. perpindahan panas radiasi dari dinding reaktor ke udara dihitung.

Bahan dinding (Steel), $k_{12} = 20.5 \text{ Btu/hr ft F}$ (pada T 450 C) (kern,p 799)

Bahan isolasi (asbestos), $k_{23} = 0.1371 \text{ Btu/hr ft F}$

Koefisien Konveksi udara

$h_u = 6.75 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F}$ (pada T= 40 C)

▪ **Menghitung Panas yang Hilang Bila Tidak Ada isolasi**

$$q_{\text{loss}} = \frac{2\pi L(T_1 - T_2)}{\ln \frac{R_2}{R_1} + \frac{1}{\frac{k_{12}}{hu.R_2}}}$$

(Agra, p.49)

$$= 226657,2277 \text{ Btu/jam.}$$

Panas yang hilang = 5% x q_{loss}

$$= 11332,86138 \text{ Btu/jam.}$$

$q_{\text{isolasi}} = q_{\text{loss}} - \text{panas yang hilang}$

$$= 215324,3663 \text{ Btu/jam.}$$

Tebal isolasi = $R_3 - R_2$

$$= 5.3018 \text{ cm}$$

➤ **PERHITUNGAN DIAMETER PIPA OPTIMUM**

Untuk aliran turbulen dan $Di > 1 \text{ in}$, pada steel pipa digunakan persamaan

$$D_{\text{opt}} = 2.2 \cdot w_m^{0.45} \cdot \rho^{-0.32} \quad (\text{Peter max, 1991})$$

Dimana : $W_m = \text{aliran massa (lb/jam)}$

ρ = density (lb/ft³)

▪ **Menghitung Diameter saluran gas masuk dan keluar**

1. Menentukan Doptimum saluran masuk reaktor.

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 2.2 \cdot w_m^{0.45} \cdot \rho^{-0.32} \\ &= 31,6010 \text{ in.} = 80,2666 \text{ cm.} \end{aligned}$$

2. Menentukan Doptimum saluran keluar reaktor

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 2.2 \cdot w_m^{0.45} \cdot \rho^{-0.32} \\ &= 36,1481 \text{ in} = 91,8162 \text{ cm.} \end{aligned}$$

3. Menentukan Doptimum pemanas masuk dan keluar

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 2.2 \cdot w_m^{0.45} \cdot \rho^{-0.32} \\ &= 4,4590 \text{ in} = 11,3259 \text{ cm.} \end{aligned}$$

SPEKIFIKASI REAKTOR :

NPS 1,25 in. Sch 40

- tinggi katalis : 4,6 m
- diameter dalam pipa : 0,035052 m
- diameter luar pipa : 0,042164 m
- diameter rata-rata pipa : 0,030012 m
- jumlah pipa : 970 buah
- triangular pitch : 0,052705 m
- clearance : 0,010541 m
- jarak baffle : 0,432853 m
- jumlah baffle : 10 buah
- diameter dalam shell : 1,73141 m
- diameter katalis : 0,00416 m

Diperoleh : **Enriching Section**

l_w / D_c = 0,7700

Weir Length

l_w = 0,77D_c = 0,7760 m

(Coulson and Richardson Fig 11.31)

Dipilih :

Weir Height
Hole Diameter
Plate Thickness

l_w = 50,0000 mm
d_h = 2,5000 mm
t_p = 3,0000 mm

Diperoleh :

Stripping Section

Weir Length

l_w / D_c = 0,7700

l_w = 0,77D_c = 2,1638 m

(Coulson and Richardson Fig 11.31)

Dipilih :

Weir Height
Hole Diameter
Plate Thickness

l_w = 50,0000 mm
d_h = 2,5000 mm
t_p = 3,0000 mm

Check Weeping

Enriching Section

Max. Liquid Rate =
Turn Down Ratio =
Min. Liquid Rate =

1,8157 kg/sekon
85,0000 %
1,4526 kg/sekon

$$\max \text{ how} = 750 \left[\frac{L_w}{\rho_L \cdot l_w} \right]^{2/3}$$

Max. how =
Min. how =

$$\min \text{ how} = 750 \left[\frac{L_w}{\rho_L \cdot l_w} \right]^{2/3}$$

15,3367 mm
13,2167 mm

at minimum rate

hw + how = 65,3367 mm
K₂ = 30,5000

(Fig. 11.30, Coulson and Richardson)

$$U_h \min = \frac{[K_2 - 0.90 \cdot (25.4 - d_h)]}{(\rho \cdot v)^{0.5}}$$

Diperoleh : u_h (min) = 5,8462 m/sekon
 (Coulson and Richardson 11.84)
 u_h (min), actual = 9,2405 m/sekon

tidak terjadi Weeping

stripping Section

Max. Liquid Rate = 11,6554 kg/sekon
 Turn Down Ratio = 85,0000 %
 Min. Liquid Rate = 9,3244 kg/sekon

Max. how = 27,3218 mm
 Min. how = 23,5452 mm

at minimum rate

hw + how = 77,3218 mm
 K2 = 30,7000
 (Fig. 11.30, Coulson and Richardson)

Diperoleh :

u_h (min) = 5,6008 m/sekon
 (Coulson and Richardson 11.84)
 u_h (min), actual = 5,6903 m/sekon
 tidak terjadi Weeping

Plate Pressure Drop
 Coulson & Richardson p 468 pers 11.88

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

U_h = kecepatan melalui hole, m/s

C_o = koef discharge sieve plate

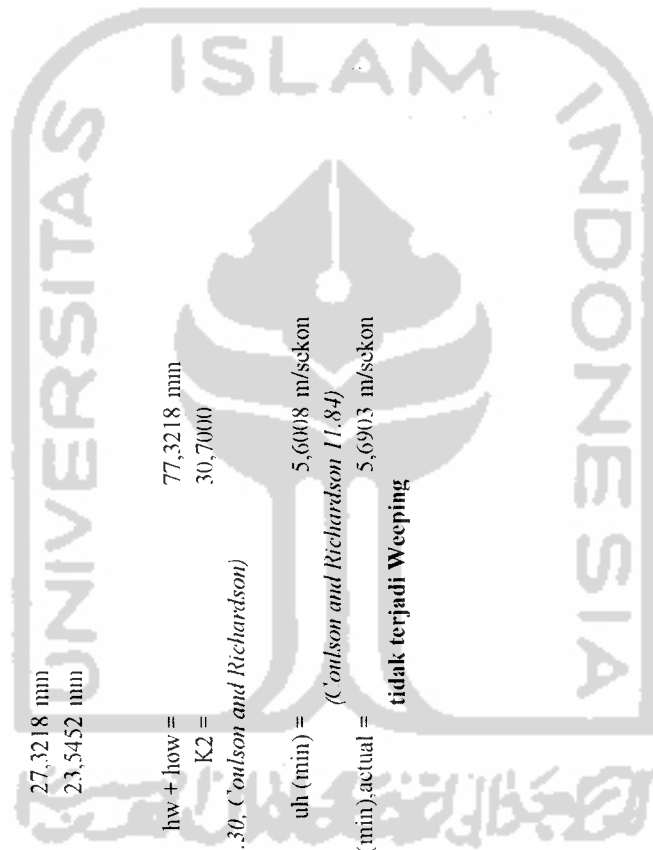
C_o mrpk fungsi tebal plate, d hole dan perbandingan area hole dan active area (Coulson p468)

Enriching Section Max. Vapor Velocity melalui Hole

u_h (max) = 11,55057857 m/sekon

Plate Thickness/hole diameter

= 1,2
 Ah / Ap = 0,12
 Co = 0,91



Dry Plate Drop hd = 169,0023202 mm cairan
 Residual Head hr = 15,62233164 mm cairan
 Total Pressure Drop ht = 215,1247 mm cairan

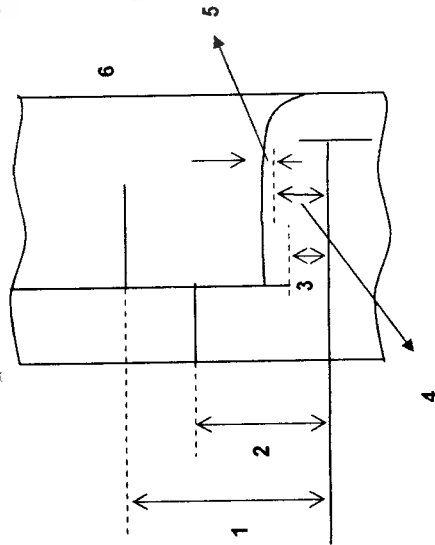
Stripping Section Max. Vapor Velocity melalui Hole
 uh (max) = 7,11289832 m/skon

Plate Thickness/hole diameter

$$\text{Residu Head (hr)} = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} \cdot \frac{A_h}{A_p} \cdot Co = 16,13514506 \text{ mm cairan}$$

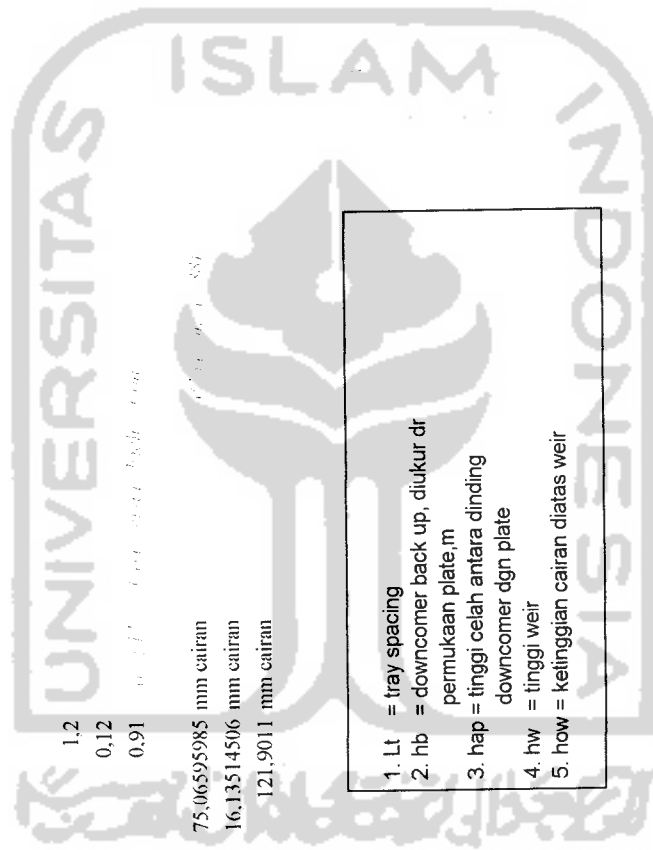
Dry Plate Drop hd = 75,06595985 mm cairan
 Residual Head hr = 16,13514506 mm cairan
 Total Pressure Drop ht = 121,9011 mm cairan

Down comer design



Downcomer Liquid Back-Up
Enriching Section

h_w-hap = 10 mm
 hap = 40,0000 mm



Area Under Apron

Aap = 0.310410955 m²
Am = 0.095680525 m²

Downcomer Pressure Loss

$$hdc = 166 \cdot \left[\frac{Lwd}{\rho_L \cdot Am} \right]^2$$

Back Up in Downc

hdc = 0.093373451 mm
hb = (hw+how) + ht + hdc
hb = 270,5547 mm
hb = 0.270554682 m

This spacing is equal to the distance between the plates.

Stripping Section

hw-hap = 10 mm
hap = 40 mm
Aap = 0.865523302 m²
Am = 0.095680525 m²

Downcomer Pressure Loss

hdc = 4,104345399 mm
hb = (hw+how) + ht + hdc
hb = 203,3272762 mm
hb = 0.203327276 m

This spacing is equal to the distance between the plates.

Check Residence Time

$$tr = \frac{Ad \cdot hdc \cdot \rho_L}{Lwd}$$

Enriching Section Residence Time

tr = 3.937003025 sekon

Stripping Section Residence Time

tr = 15,54893836 sekon

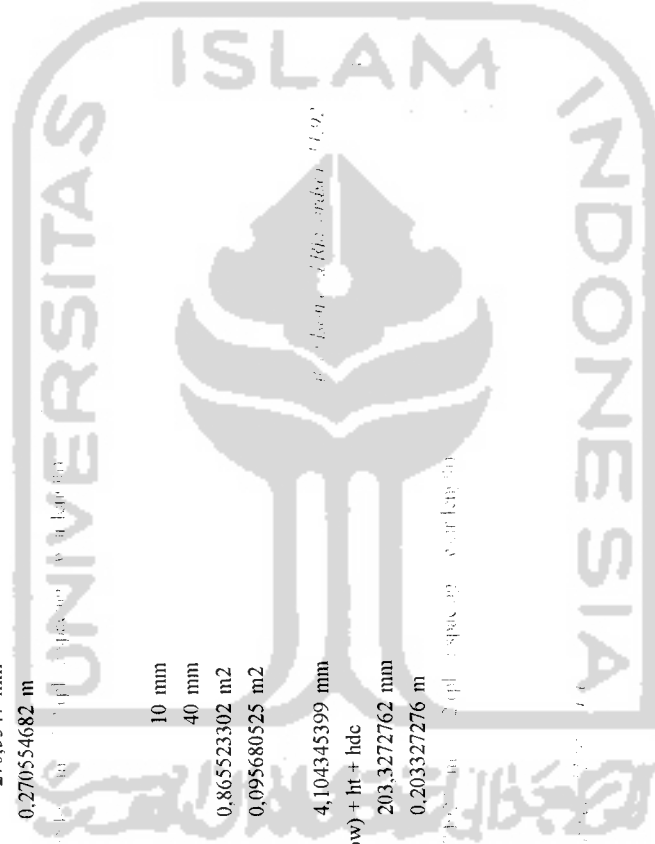
Check Flooding dan Entrainment

Enriching Section

Actual Percentage Flooding for Design Area

plate spacing (lt) = 0,5 m
Weir length (hw) = 50 mm

plate spacing (lt) = 0,5 m
Weir length (hw) = 50 mm



percentage flooding = $Uv/uf * 100\%$

$uv = Qv/An$
 $uv = 1,126644669$ m/s
 percentage flooding = 75 %
 $FLV = 0,050137455$
 $\psi = 0,05 < 0,1$

Stripping Section

Actual Percentage Flooding for Design Area

$uv = 0,693792863$ m/s
 = 75 %
 $FLV = 0,348319534$
 $\psi = 0,008 < 0,1$

Tray Lay Out

Enriching Section Menggunakan Cartridge-type Construction.

50 mm Unperforated Strip Round Plate Edge :

Wide Calming Zone
 Perforated area

$hw / Dc = 0,7700$
 $\theta c = 100$ derajat

angle subtended at plate edge by unperforated strip

mean length, unperforated edge strip
 area of unperforated edge strip
 area of calming zone

= 80 derajat
 = 0,378145678 m
 = 0,018907284 m²
 = 0,067602739 m²

Total Area for Perforations

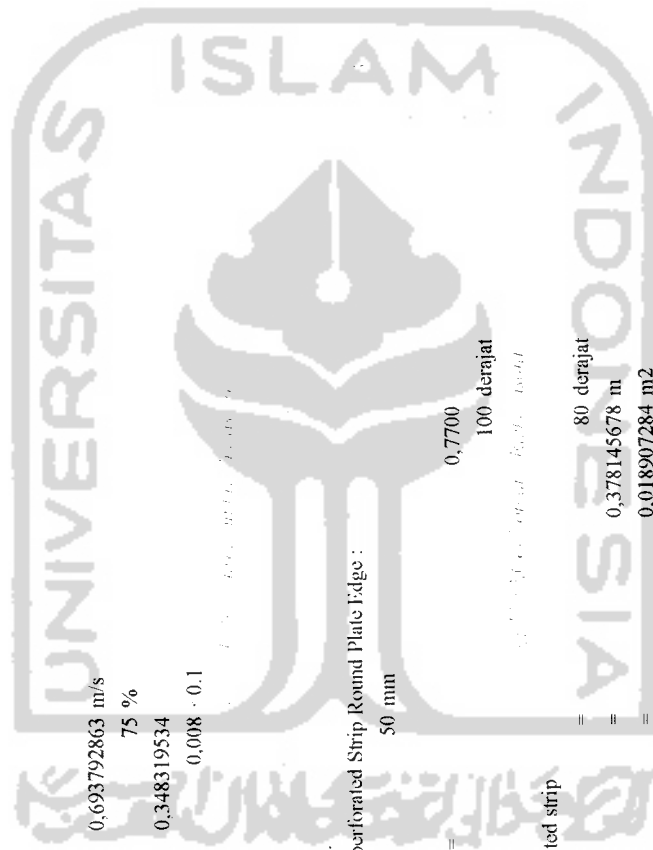
$Ap = 0,5195$ m²
 $Ah / Ap = 0,1405673$
 $dh/lp = 2,8$

Area of 1 hole

= 4,90625E-06 m²

Jumlah Hole

= 14821,33994 hole



Stripping Section Menggunakan Cartridge-type Construction.

50 mm Unperforated Strip Round Plate Edge :

Wide Calming Zone
Perforated area

$$lw / Dc = \frac{0,77}{100 \text{ derajat}}$$

angle subtended at plate edge by unperforated strip = 80 derajat

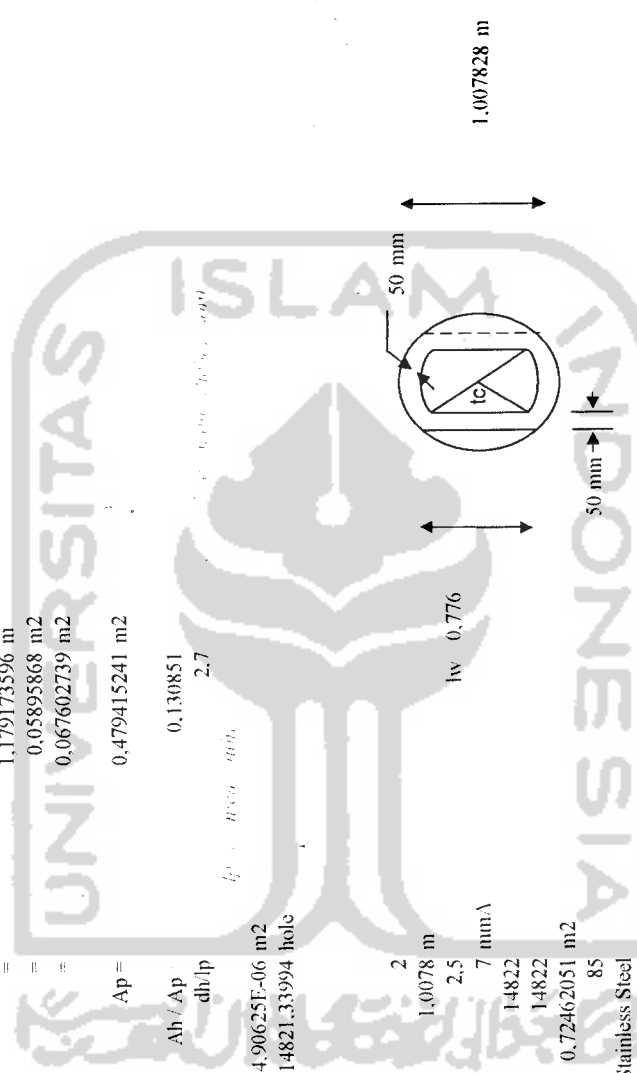
mean length, unperforated edge strip = 1,179173596 m
 mean length, unperforated edge strip = 0,05895868 m²
 area of unperforated edge strip = 0,067602739 m²
 area of calming zone = 0,479415241 m²
 Total Area for Perforations = 0,130851

Area of 1 hole
Jumlah Hole

= 4,90625F-06 m²
 = 14821,33994 hole

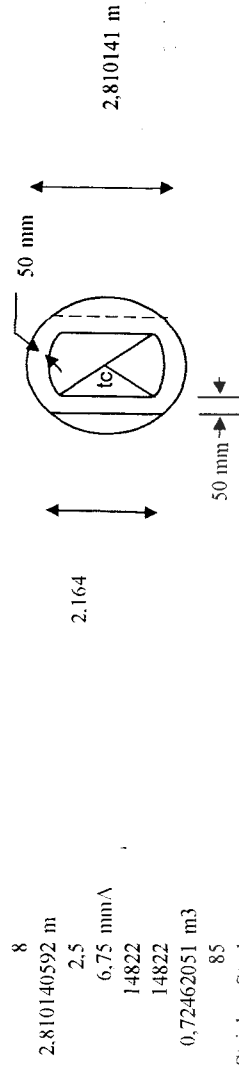
**Plate Specification
Enriching Section**

Plate no. 2
 Plate ID 1,0078 m
 Hole Size 2,5
 Hole Pitch 7 mm/λ
 Total no. hole 14822
 Active Hole 14822
 Blanking Area 0,72462051 m²
 Turn Down 85
 Plate Material Stainless Steel
 Downcomer Material Stainless Steel
 Plate Spacing 0,5 m
 Plate Thickness 3 mm
 Plate Pressure Drop 215,1246519 mm cairan

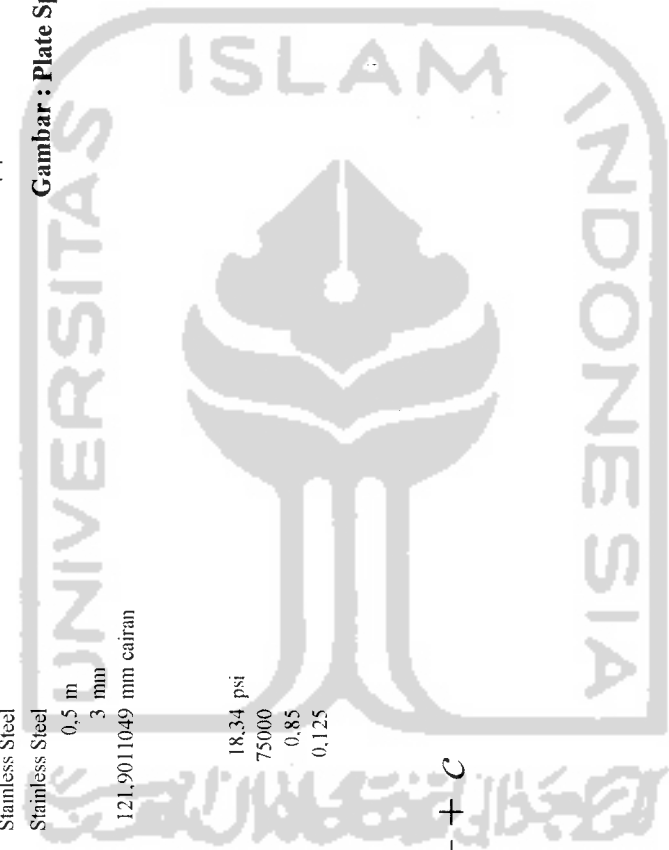


Gambar : Plate Specification Enriching

Stripping Section



Gambar : Plate Specification Stripping



Stainless Steel
 Stainless Steel
 0,5 m
 3 mm
 121,9011049 mm cairan

2. MENGHITUNG TEBAL SHELL

Digunakan bahan Stainless Steel SA 240 grade C

- Tekanan design (P) : 18,34 psi
- Allowable stress : 75000
- Effisiensi sambungan : 0,85
- Faktor korosi : 0,125

Tebal Shell

$$t_{shell} = \frac{p \times r_i}{s \times e - 0.6 \times p} + c$$

Enriching Section

- jari-jari tangki = 19,83914017 in
- tebal shell = 0,130708434 in
- jari-jari tangki = 55,31775806 in
- tebal shell = 0,140916907 in

Dibagi dengan efisiensi sambungan

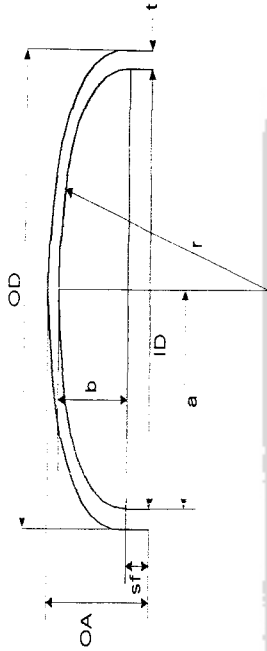
3. MENGHITUNG TEBAL HEAD

Bentuk head : Elliptikal dished head
 Digunakan bahan Stainless Steel SA 240 grade C

- Tekanan design (P) : 18,34 psi
- Allowable stress : 75000
- Effisiensi sambungan : 0,85
- Faktor korosi : 0,125

Tebal Head

$$t_{head} = \frac{p \times d}{2 \times s \times e - 0.2p} + c$$



Enriching Section

diameter tangki =
tebal Head =

39,67825892 in
0,130707609 in

Stripping Section

jari-jari tangki =
tebal Head =

110,6354564 in
0,140914609 in

ditanya diambil tebal pipa = 4,45 mm (0,175 in) dan s/r = 0,0001

4. MENGHITUNG UKURAN PIPA

Diameter optimum pipa berdasarkan pers. 15 peters, hal 525

untuk tanki tangki pers. 15 peters

dengan menggunakan persamaan peter M.S. 1983 p 525

$$Di = 3,9 \cdot (Qf^{0.45}) \cdot (\rho^{0.13})$$

Pipa : uap air

Qf (kecepatan volumetris uap)

pf (densitas uap)

Di (diameter optimum pipa)

diambil pipa standar

0,790518326 m³/s

2,8618 kg/m³

13,94494437 in

27,9168939 ft/s

0,178496892 lb/ft³

Pipa : tanky air

Qf (kecepatan volumetris cair)

pf (densitas cair)

Di (diameter optimum pipa)

diambil pipa standar

untuk fluid buayah

Qf (kecepatan volumetris cair)

pf (densitas cair)

Di (diameter optimum pipa)

diambil pipa standar

0,000690109 m³/s

971,4367523 kg/m³

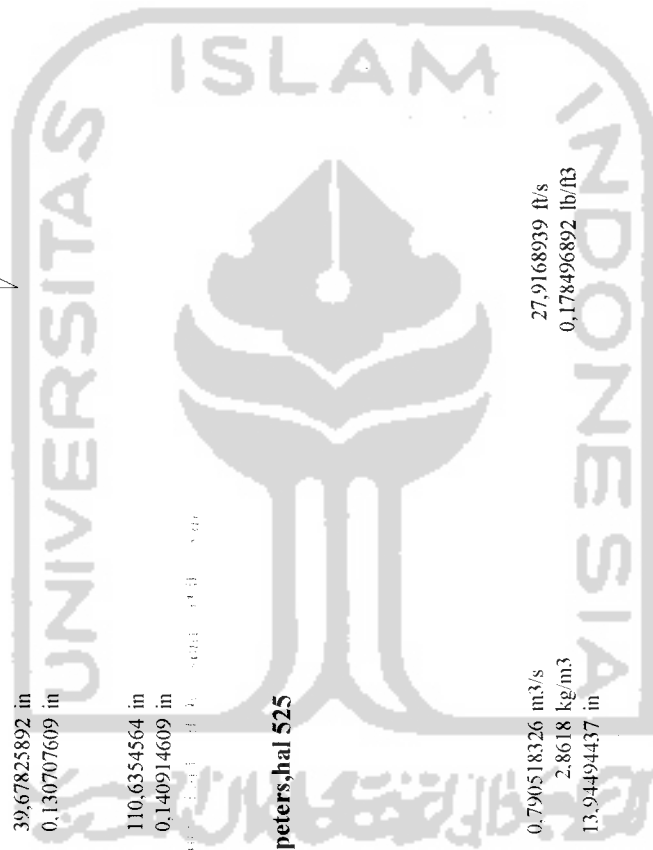
1,249884187 in

0,024370963 ft/s

60,5903587 lb/ft³

133,6575226 ft/s

48,31991172 lb/ft³



Pipa 1.5dides bawah

Qf (kecepatan volumetris uap)

pf (densitas uap)

Di (diameter optimum pipa)

diambil pipa standar

3.7847592 m³/s

3.2455 kg/m³

28.67982637 in

133.6575226 ft/s

0.20242693 lb/ft³

SEKSI ENRICHING

Kesetimbangan fase cair-uap dapat dideteksi dengan persamaan Antoine modifikasi :

Komponen	A	B	C
C6H6	6.9057	1211.0330	220.7900
C6H5CH3	6.9546	1344.8000	219.4800
C6H5C2H5	6.9572	1424.2550	213.2100
C6H5CH2CH2	7.0091	1462.2660	215.1100

Dimana :

A, B, C : Bilangan Antoine

T : Suhu (C)

P : Tekanan Uap murni (mmHg)

$$\text{Log} P = A - \frac{B}{T + C}$$

R =

5.1861

Lo = D * R =

79.4531 kmol/jam

V1 = (R -

94.7735 kmol/jam

Lo/V1 =

0.8383

Stage 1

dicoba T =

92,9328

P =

1,0000

365.9328 K

760,0000 mmhg

asumsi : $\Delta P = 0.01/14.7$

$\Delta P =$

6,8027E-04

Atm

Komponen	y1 = xd = x0	P1 (Antoin eq)	k1 = P1/P	x1 = y1/k1
C6H6 (Lk)	0.7164	1110.1775	1.4608	0.4904
C6H5CH3	0.2705	446.6993	0.5878	0.4603
C6H5C2H5 (Hk)	0.0131	201.7729	0.2655	0.0492
C6H5CH2CH2	0.0000	182.8318	0.2406	0.0000
Total	1.0000			0.9999

kesimpulan perhitungan stage diatas

$$L_0 + V_2 = L_1 + v_1$$

$$L_0 \cdot X_0 + V_2 \cdot Y_2 = L_1 \cdot X_1 + V_1 \cdot Y_1$$

(i)

(ii)

dari perhitungan (i) dan (ii) diperoleh persamaan

$$Y_2 = (L_0/V_1) \cdot (X_1 - X_0) + Y_1$$

$$L_0/V_1 =$$

0,8383

Komponen	x0	x1	y2 = [(L ₀ /V ₁) * (x1-x ₀)] + y1
C6H6 (Lk)	0,7164	0,4904	0,5270
C6H5CH3	0,2705	0,4603	0,4296
C6H5C2H5 (Hk)	0,0131	0,0492	0,0433
C6H5CHCH2	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0000	0,9999	0,9999

9,9723

0,0741

Ratio BZ/EB =

Ratio umpan BZ/EB =

untuk perhitungan stage berikutnya sama dengan cara stage 1 dengan mentrial suhu hingga X = 1 atau Y = 1

Stage 2

$$T = 100,4151728$$

$$P = 1,0007$$

$$373,4151728 \text{ K}$$

$$760,5170068 \text{ mmhg}$$

Komponen	y2	P2 (Antoin eq)	k2 = P2/P	x2 = y2/k2
C6H6 (Lk)	0,5270	1365,7505	1,7958	0,2934
C6H5CH3	0,4296	563,3300	0,7407	0,5800
C6H5C2H5 (Hk)	0,0433	260,5704	0,3426	0,1265
C6H5CHCH2	0,0000	236,9694	0,3116	0,0000
Total	0,9999			0,9999

$$Y_3 = (L/V) \cdot (X_2 - X_1) + Y_2$$

$$L/V =$$

0,8383

Komponen	x1	x2	y3 = [(L ₀ /V ₁) * (x2-x1)] + y2
C6H6 (Lk)	0,4904	0,2934	0,3618
C6H5CH3	0,4603	0,5800	0,5300
C6H5C2H5 (Hk)	0,0492	0,1265	0,1082
C6H5CHCH2	0,0000	0,0000	0,0000
Total	0,9999	0,9999	0,9999

Ratio BZ/EB =

2,3198

Ratio umpan BZ/EB =

0,0741

Stage 3

dicoba T = 107,4501 380,4501 K
 P = 1,0014 761,0340 mmHg

Komponen	y3	P3 (Antoin eq)	k3 = P3/P	x3 = y3/k3
C6H6 (Lk)	0,3618	1645,0401	2,1616	0,1674
C6H5CH3	0,5300	693,7803	0,9116	0,5813
C6H5C2H5 (Hk)	0,1082	327,7591	0,4307	0,2511
C6H5CHCH2	0,0000	299,0653	0,3930	0,0000
Total	0,9999			0,9999

$$Y4 = (L/V) * (X3 \cdot X2) + Y3$$

$$L/V = 0,8383$$

Komponen	x2	x3	y4 = [(L _o /V1) * (x3 · x2)] + y3
C6H6 (Lk)	0,2934	0,1674	0,2561
C6H5CH3	0,5800	0,5813	0,5311
C6H5C2H5 (Hk)	0,1265	0,2511	0,2126
C6H5CHCH2	0,0000	0,0000	0,0000
Total	0,9999	0,9999	0,9999

$$\text{Ratio BZ/EB} = 0,6665$$

$$\text{Ratio umpan BZ/EB} = 0,0741$$

Stage 4

dicoba T = 113,5518 386,5518 K
 P = 1,0020 761,5510 mmHg

Komponen	y4	P4 (Antoin eq)	k4 = P4/P	x4 = y4/k4
C6H6 (Lk)	0,2561	1920,9222	2,5224	0,1015
C6H5CH3	0,5311	825,2539	1,0836	0,4901
C6H5C2H5 (Hk)	0,2126	396,7304	0,5210	0,4082
C6H5CHCH2	0,0000	363,0190	0,4767	0,0000
Total	0,9999			0,9998

$$Y5 = (L/V) * (X4 \cdot X3) + Y4$$

$$L/V = 0,8383$$

Komponen	x3	x4	y5 = [(L _o /V1) * (x4 · x3)] + y4
C6H6 (Lk)	0,1674	0,1015	0,2009
C6H5CH3	0,5813	0,4901	0,4546
C6H5C2H5 (Hk)	0,2511	0,4082	0,3443
C6H5CHCH2	0,0000	0,0000	0,0000
Total	0,9999	0,9998	0,9999

$$\text{Ratio BZ/EB} = 0,2488$$

$$\text{Ratio umpan BZ/EB} = 0,0741$$

Stage 5

dicoba T = 118,7295 391,7295 K
 P = 1,0027 762,0680 mmhg

Komponen	y5	P5 (Antoin eq)	k5= P5/P	x5 = y5/k5
C6H6 (Lk)	0,2009	2181,4624	2,8626	0,0702
C6H5CH3	0,4546	951,4955	1,2486	0,3641
C6H5C2H5 (Hk)	0,3443	463,9636	0,6088	0,5655
C6H5CHCH2	0,0000	425,5335	0,5584	0,0000
Total	0,9999			0,9998

$Y6 = (L/V) * (X5-X4)+Y5$

L/V = 0,8383

Komponen	x4	x5	y6 = [(L0/V1)*(x5-x4)]+ y5
C6H6 (Lk)	0,1015	0,0702	0,1747
C6H5CH3	0,4901	0,3641	0,3490
C6H5C2H5 (Hk)	0,4082	0,5655	0,4762
C6H5CHCH2	0,0000	0,0000	0,0000
Total	0,9998	0,9998	0,9999

0,1241

0,0741

Ratio BZ/EB =

Ratio umpan BZ/EB =

Stage 6

dicoba T = 122,8299 395,8299 K
 P = 1,0034 762,5850 mmhg

Komponen	y6	P6 (Antoin eq)	k6= P6/P	x6 = y6/k6
C6H6 (Lk)	0,1747	2406,0872	3,1552	0,0554
C6H5CH3	0,3490	1061,7847	1,3923	0,2506
C6H5C2H5 (Hk)	0,4762	523,4070	0,6864	0,6939
C6H5CHCH2	0,0000	480,9282	0,6307	0,0000
Total	0,9999			0,9999

$Y7 = (L/V) * (X6-X5)+Y6$

L/V = 0,8383

Komponen	x5	x6	y7 = [(L0/V1)*(x6-x5)]+ y6
C6H6 (Lk)	0,0702	0,0554	0,1622
C6H5CH3	0,3641	0,2506	0,2539
C6H5C2H5 (Hk)	0,5655	0,6939	0,5838
C6H5CHCH2	0,0000	0,0000	0,0000

Ratio BZ/EB =

0,0798

Ratio umpan BZ/EB =

0,0741

Stage 7

dicoba T = 125,7402 398,7402 K
 P = 1,0041 763,1020 mmhg

Komponen	y7	P7(Antoin eq)	k7= P7/P	x7 = y7/k7
C6H6 (Lk)	0,1622	2575,7840	3,3754	0,0481
C6H5CH3	0,2539	1145,9214	1,5017	0,1691
C6H5C2H5 (Hk)	0,5838	569,1543	0,7458	0,7827
C6H5CHCH2	0,0000	523,6303	0,6862	0,0000
Total	0,9999			0,9999

$$Y8 = (L/V) * (X7-X6)+Y7$$

$$L/V = 0,8383$$

Komponen	x6	x7	y8 = [(L ₀ /V1)*(x7-x6)]+ y7
C6H6 (Lk)	0,0554	0,0481	0,1561
C6H5CH3	0,2506	0,1691	0,1855
C6H5C2H5 (Hk)	0,6939	0,7827	0,6583
C6H5CHCH2	0,0000	0,0000	0,0000
Total	0,9999		0,9999

0,0614

0,0741

Ratio BZ/EB =

Ratio umpan BZ/EB =

Stage 8

dicoba T = 127,6034 400,6034 K
 P = 1,0048 763,6190 mmhg

Komponen	y8	P8(Antoin eq)	k8= P8/P	x8 = y8/k8
C6H6 (Lk)	0,1561	2689,0575	3,5215	0,0443
C6H5CH3	0,1855	1202,4511	1,5747	0,1178
C6H5C2H5 (Hk)	0,6583	600,0713	0,7858	0,8377
C6H5CHCH2	0,0000	552,5216	0,7236	0,0000
Total	0,9999			0,9998

$$Y9 = (L/V) * (X8-X7)+Y8$$

$$L/V = 0,8383$$

Komponen	x7	x8	y9 = [(L ₀ /V1)*(x8-x7)]+ y8
C6H6 (Lk)	0,0481	0,0443	0,1530
C6H5CH3	0,1691	0,1178	0,1425
C6H5C2H5 (Hk)	0,7827	0,8377	0,7044
C6H5CHCH2	0,0000	0,0000	0,0000
Total	0,9999		0,9999

0,0529

0,0741

Ratio BZ/EB =

Ratio umpan BZ/EB =

Stage9

dicoba T = 128.7125 401.7125 K
 P = 1.0054 764.1361 mmhg

Komponen	y9	P9(Antoin eq)	k9= P9/P	x9 = y9/k9
C6H6 (Lk)	0.1530	2758,2328	3,6096	0,0424
C6H5CH3	0,1425	1237,1124	1,6190	0,0880
C6H5C2H5 (Hk)	0,7044	619,0965	0,8102	0,8695
C6H5CHCH2	0,0000	570,3125	0,7463	0,0000
Total	0,9999			0,9998

$$Y10 = (L/V) * (X9-X8)+Y9$$

$$L/V =$$

0,8383

Komponen	x8	x9	y10 = [(L0/V1)*(x9-x8)]+ y9
C6H6 (Lk)	0,0443	0,0424	0,1513
C6H5CH3	0,1178	0,0880	0,1175
C6H5C2H5 (Hk)	0,8377	0,8695	0,7310
C6H5CHCH2	0,0000	0,0000	0,0000
Total	0,9998		0,9999

$$\text{Ratio BZ/EB} =$$

0,0487

$$\text{Ratio umpan BZ/EB} =$$

0,0741

Stage10

dicoba T = 128,4600 401,4600 K
 P = 1,0061 764,6531 mmhg

Komponen	y10	P10(Antoin eq)	k10= P10/P	x10 = y10/k10
C6H6 (Lk)	0,1513	2742,3653	3,5864	0,0422
C6H5CH3	0,1175	1229,1526	1,6075	0,0731
C6H5C2H5 (Hk)	0,7310	614,7230	0,8039	0,9093
C6H5CHCH2	0,0000	566,2219	0,7405	0,0000
Total	0,9999			1,0246

$$Y11 = (L/V) * (X10-X9)+Y10$$

$$L/V =$$

0,8383

Komponen	x9	x10	y11 = [(L0/V1)*(x10-x9)]+ y10
C6H6 (Lk)	0,0424	0,0422	0,1512
C6H5CH3	0,0880	0,0731	0,1050
C6H5C2H5 (Hk)	0,8695	0,9093	0,7644
C6H5CHCH2	0,0000	0,0000	0,0000
Total	0,9998		1,0206

$$\text{Ratio BZ/EB} =$$

0,0464

$$\text{Ratio umpan BZ/EB} =$$

0,0741

perhitungan stage enriching atau rectifying dihentikan apabila sudah memenuhi syarat yaitu :

1. (XLk) distilat < (Xl.k) feed
2. (XHk) distilat > (XHk) feed

plate to plate calculation dari bottom modak menara distilasi

SEKSI STRIPPING (plate dihitung dari bawah)

reboiler

Seksi Stripping

$L' = L_o + F$; maks

$L' =$

$V' = V_o =$

$V' / L' =$

$B =$

$B/L' =$

$q =$

dicoba

$T = 137,0785$

$P = 1,0400$

410,0785 K

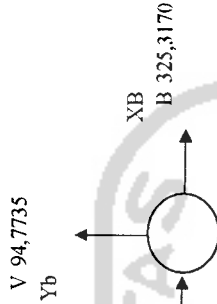
790,4000 mmhg

material balance

$XB1 * L' = (YB * V') + (XB * B)$

$XB1 = (V' / L' * YB) + (B / L' * XB)$

$XB1 = (0,1848 * YB) + (0,8152 * XB)$, ingat $XB1 = 1$ jika $XB1$ tidak sama dengan 1 maka trial suhu kembali hingga memenuhi syarat



asumsi : $AP = 0,01/14,7$

$AP = 6,8027E-04$ Atm

komponen	XB	PI	KI = PI/P	YB	$I = (V/L)Yb + (B/L)Xb$
C6H6 (Lk)	0,0118	3323,7910	4,2052	0,0498	0,0204
C6H5CH3	0,0050	1524,1559	1,9283	0,0095	0,0060
C6H5C2H5 (Hk)	0,6143	778,4703	0,9849	0,6050	0,6122
C6H5CHCH2	0,3689	719,6796	0,9105	0,3359	0,3615
Total	1,0000			1,0002	1,0001

Stage 1, dari base 1

dicoba $T = 134,5663$

$P = 1,0393$

407,5663 K

761,0393 mmhg

Komponen	XB1	PI	KI = PI/P	YB1
C6H6 (Lk)	0,0204	3145,6467	4,1334	0,0843
C6H5CH3	0,0060	1433,0681	1,8630	0,0113
C6H5C2H5 (Hk)	0,6122	727,5633	0,9560	0,5853
C6H5CHCH2	0,3615	671,9078	0,8829	0,3192
Total	1,0001			1,0000

Ratio BZ/EB = 0,0193

Ratio umpan BZ/EB = 0,0741

komponen	XB	YB	XB1	YB1	= (V/L)*(Yb1-Yb)+Xb1
C6H6 (Lk)	0.0118	0.0498	0.0204	0.0843	0.0282
C6H5CH3	0.0050	0.0095	0.0060	0.0113	0.0064
C6H5C2H5 (HK)	0.6143	0.6050	0.6122	0.5853	0.6077
C6H5CHCH2	0.3689	0.3359	0.3615	0.3192	0.3577
Total	1.0000	1.0002	1.0001	1.0000	1.0000

Ratio BZ/EB = 0,0333

Ratio umpan BZ/EB = 0,0741

Stage 2

dicoba T = 134,9982697 407,9982697 K
 P = 1,0386 789,3659864 mmhg

komponen	XB2	PI	KI = PI/P	YB2	= (V/L)*(Yb2-Yb1)+Xb2
C6H6 (Lk)	0.0282	3175,7588	4,0232	0.1134	0.0347
C6H5CH3	0.0064	1448,4232	1,8349	0.0117	0.0065
C6H5C2H5 (HK)	0.6077	736,1243	0,9326	0.5667	0.6036
C6H5CHCH2	0.3577	679,9377	0,8614	0.3081	0.3552
Total	1.0000		1.0000	0.9999	1.0000

Ratio BZ/EB = 0,0464

Ratio umpan BZ/EB = 0,0741

Stage3

dicoba T = 134,205762 407,205762 K
 P = 1,0380 788,8489796 mmhg

komponen	XB3	PI	KI = PI/P	YB3	= (V/L)*(Yb3-Yb2)+Xb3
C6H6 (Lk)	0.0347	3120,6762	3,9560	0.1374	0.0402
C6H5CH3	0.0065	1420,3480	1,8005	0.0117	0.0065
C6H5C2H5 (HK)	0.6036	720,4779	0,9133	0.5512	0.6001
C6H5CHCH2	0.3552	665,2632	0,8433	0.2996	0.3533
Total	1.0000		1.0000	0.9999	1.0000

Ratio BZ/EB = 0,0576

Ratio umpan BZ/EB = 0,0741

Stage4

dicoba T = 133,558411 406,558411 K
 P = 1,0373 788,3319728 mmhg

komponen	XB4	PI	KI = P/P	YB4
C6H6 (Lk)	0,0402	3076,2137	3,9022	0,1567
C6H5CH3	0,0065	1397,7283	1,7730	0,0115
C6H5C2H5 (Hk)	0,6001	707,8929	0,8980	0,5388
C6H5CHCH2	0,3533	653,4637	0,8289	0,2928
Total	1,0000			0,9999

komponen	XB3	YB3	XB4	YB4	= (V/L)*(Yb4-Yb3)+Xb4
C6H6 (Lk)	0,0347	0,1374	0,0402	0,1567	0,0445
C6H5CH3	0,0065	0,0117	0,0065	0,0115	0,0064
C6H5C2H5 (Hk)	0,6036	0,5512	0,6001	0,5388	0,5973
C6H5CHCH2	0,3552	0,2996	0,3533	0,2928	0,3518
Total	1,0000	0,9999	1,0000	0,9999	1,0000

Ratio BZ/EB = 0,0669

Ratio umpan BZ/EB = 0,0741

Stage5

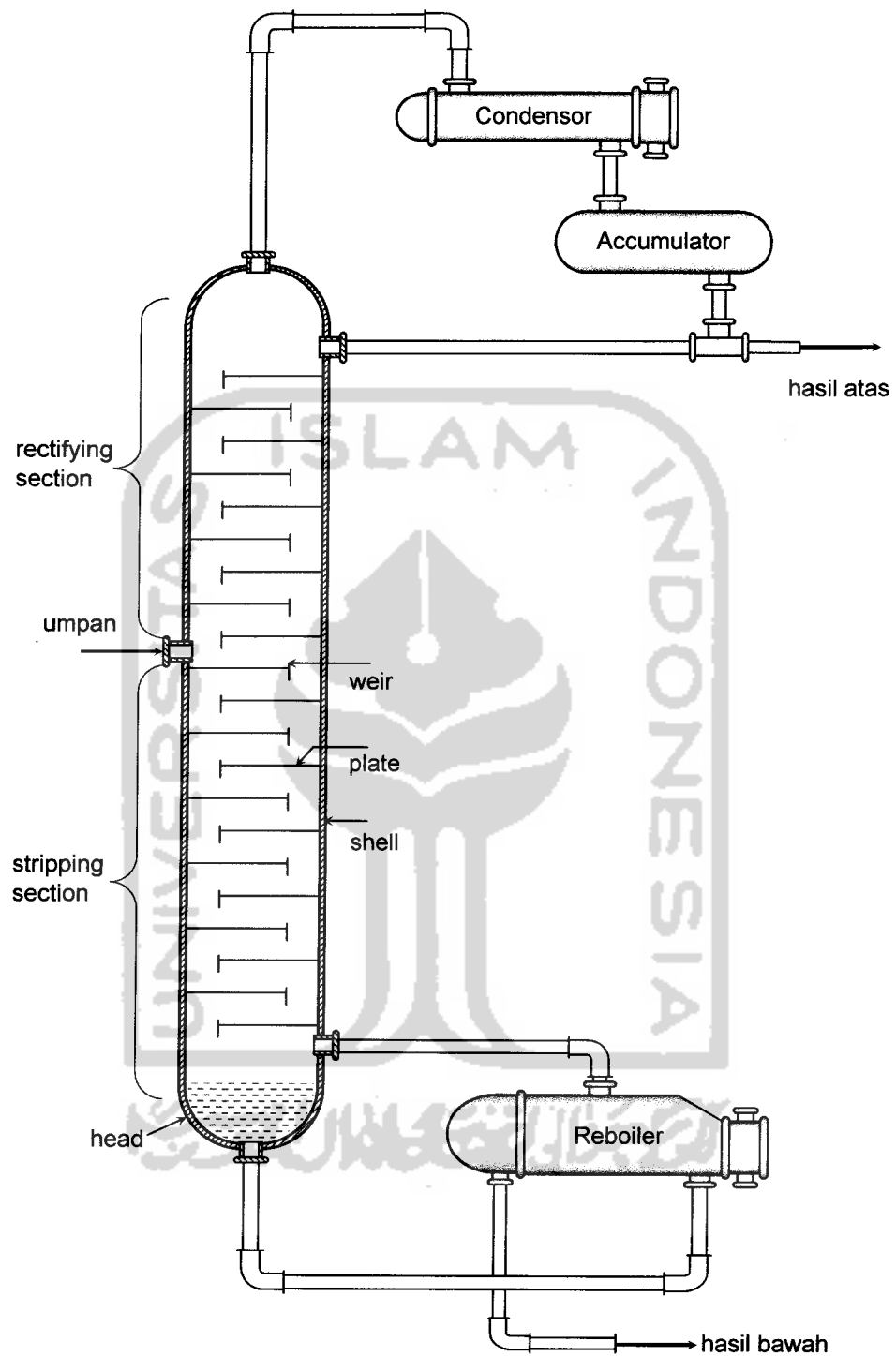
dicoba T = 133,0412777 406,0412777 K
 P = 1,0366 787,814966 mmhg

komponen	XB5	PI	KI = P/P	YB5
C6H6 (Lk)	0,0445	3041,0359	3,8601	0,1719
C6H5CH3	0,0064	1379,8593	1,7515	0,0112
C6H5C2H5 (Hk)	0,5973	697,9645	0,8859	0,5291
C6H5CHCH2	0,3518	644,1574	0,8177	0,2876
Total	1,0000			0,9999

komponen	XB4	YB4	XB5	YB5	= (V/L)*(Yb5-Yb4)+Xb5
C6H6 (Lk)	0,0402	0,1567	0,0445	0,1719	0,0479
C6H5CH3	0,0065	0,0115	0,0064	0,0112	0,0064
C6H5C2H5 (Hk)	0,6001	0,5388	0,5973	0,5291	0,5951
C6H5CHCH2	0,3533	0,2928	0,3518	0,2876	0,3506
Total	1,0000	0,9999	1,0000	0,9999	1,0000

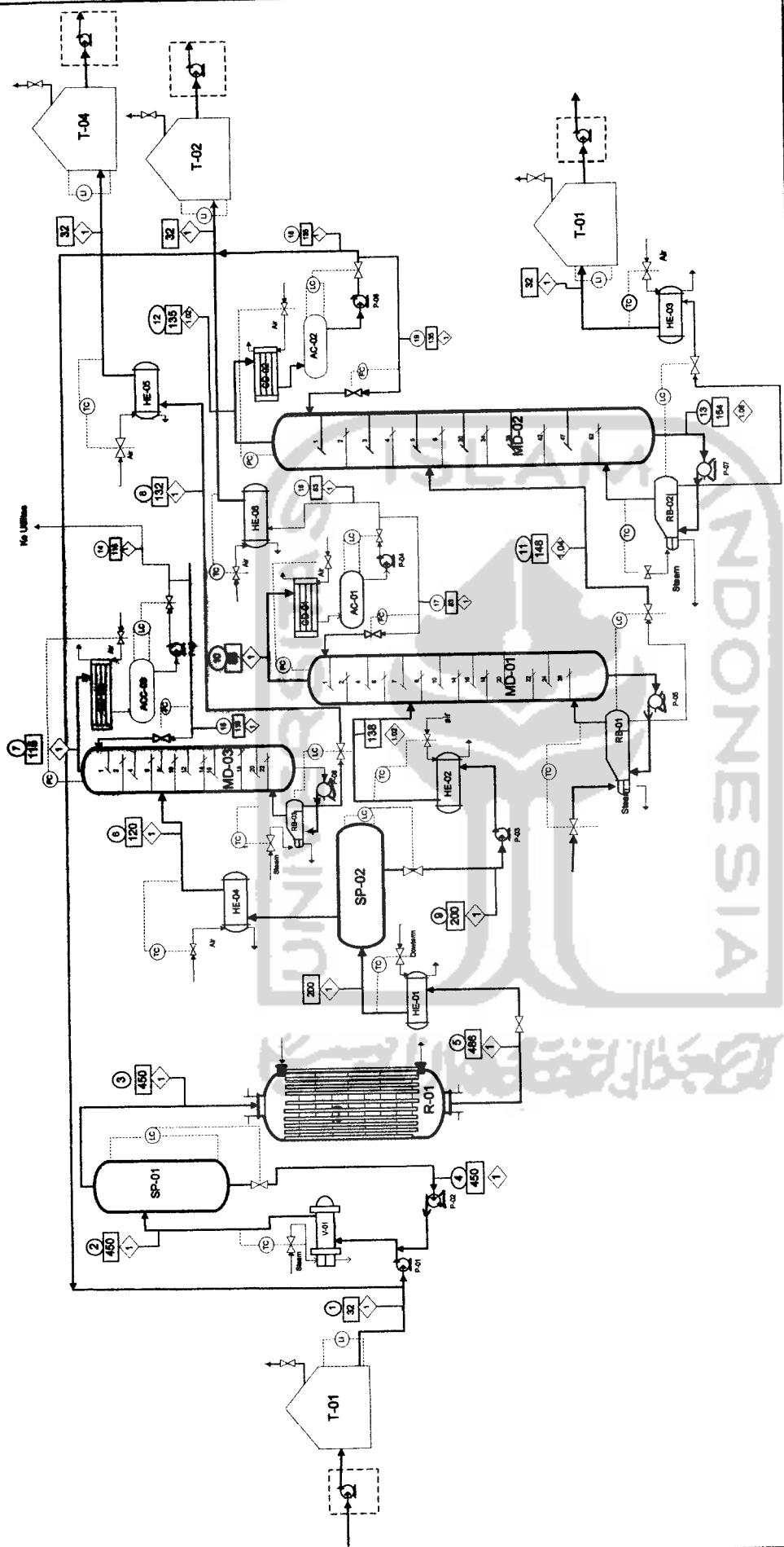
Ratio BZ/EB = 0,0745

Ratio umpan BZ/EB = 0,0741



MENARA DISTILASI

KAPASITAS 800.000 TON/TAHUN



Komponen	area 1	area 2	area 3	area 4	area 5	area 6	area 7	area 8	area 9	area 10	area 11	area 12	area 13	area 14	area 15	area 16	area 17	area 18	area 19	
H ₂																				
CH ₄																				
C ₂ H ₆																				
C ₃ H ₈	272.5382	541.7428	451.4824	90.2905	127.4978	116.989	1.2548	114.7444	1187.888	887.3003	300.8887	286.2048	31.4851			840.1621	17.1482	267.7443	15.4803	
C ₄ H ₁₀	268.9105	325.0458	270.8714	54.1743	831.1302	0.8874			830.2028	381.8664	148.4033	87.0353	91.389			343.7088	38.1836	54.7838	2.2815	
C ₅ H ₁₂	21385.0887	42473.2200	33384.35	7078.87	21238.8073	0.8127			21238.8048	21.2587	21214.4888	31210.1313	4.3279			20.1739	1.0818	20785.8287	454.3208	
C ₆ H ₁₄									12488.882		12488.882		12488.882							
C ₇ H ₁₆									38118.8748		38118.8748		38118.8748							
Total	21805.6572	43540.0888	38118.8748	7223.3348		683.6372	583.1803	127.7807	38453.8374	1380.4035	34182.8338	21888.3712	12826.2628	480.8288	72.2441	1204.0418	88.3815	21086.4288	438.8444	