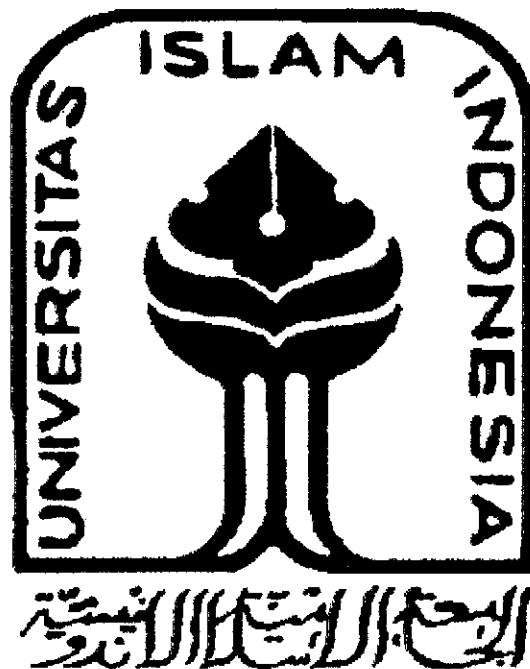


**PRA RANCANGAN PABRIK
TERSIER BUTHYL ALKOHOL DARI ISOBUTHYLENA
DENGAN KAPASITAS 60.000 TON / TAHUN**

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



oleh :

Nama : Arfian Dewantoro
No.Mahasiswa : 05 521 022

Nama : Agus Muslim
No Mahasiswa : 05 521 033

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2009**

**LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL
TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK**

Saya yang bertanda tangan di bawah ini,

Nama : Arfian Dewantoro Nama : Agus Muslim
No. Mahasiswa : 05 521 022 No. Mahasiswa : 05 521 033

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

Demikianlah pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Yogyakarta, September 2009



Arfian Dewantoro



Agus Muslim

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRA RANCANGAN PABRIK TERSIER BUTHYL ALKOHOL
DARI ISOBUTHYLENA
DENGAN KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Oleh :

Arfian Dewantoro

05 521 022

Agus Muslim

05 521 033

Telah Dipertahankan di Depan Tim Penguji Sebagai Salah Satu Syarat Untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, Oktober 2009

Tim Penguji

DR. IR. Farham HM. Saleh., MSIE

Ketua

Diana, ST., M.Sc.

Anggota I

Ariany Zulkania, ST., M.Eng

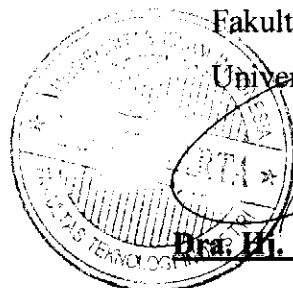
Anggota II

Mengetahui,

Ketua Jurusan Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia



Dra. Hj. Kamariah Anwar., MS

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING
PRA RANCANGAN PABRIK TERSIER BUTHYL ALKOHOL
DARI ISOBUTHYLENA
DENGAN KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia

Oleh :

Arfian Dewantoro

05 521 022

Agus Muslim

05 521 033

Laporan tugas akhir ini telah diperiksa dan disetujui

Yogyakarta, 8 September 2009

Menyetujui,

Dosen Pembimbing Tugas Akhir



DR. IR. Farham HM. Saleh, MSIE

KATA PENGANTAR

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

Assalamualaikum Wr., Wb.

Puji syukur kami panjatkan kepada Allah SWT, atas limpahan rahmat-Nya sehingga kami diberikan kesempatan dan kelancaran sehingga tugas akhir ini dapat terselesaikan dengan baik. Tak lupa shalawat serta salam kami sampaikan kepada Nabi Muhammad SAW beserta para sahabat dan keluarganya.

Penyusunan tugas akhir yang berjudul **“Pra Rancangan Pabrik Tersier Buthyl Alkohol Dari Isobuthylena Dengan Kapasitas 60.000 Ton/Tahun”**, ini disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah didapat di bangku kuliah, dan sebagai satu syarat untuk memperoleh Gelar Sarjana di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Atas terselesainya laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini tidak terlepas dari bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu dalam kesempatan ini kami mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak Fathul Wahid, ST., M.Sc., selaku Dekan FTI.
2. Ibu Dra. Kamariah Anwar, MS., selaku ketua jurusan Teknik Kimia.
3. Bapak DR. IR. Farham HM. Saleh, MSIE selaku dosen pembimbing yang penuh kesabaran dan kebijaksanaan dalam membimbing hingga kami dapat menyelesaikan tugas akhir ini.

4. Seluruh civitas akademika di lingkungan jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
5. Semua pihak yang telah membantu penulis hingga terselesaikannya laporan ini.

Kami menyadari sepenuhnya bahwa penyusunan laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini masih banyak kekurangan dan kelemahan serta jauh dari kesempurnaan. Untuk itu, kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan demi kesempurnaan laporan ini.

Besar harapan kami semoga laporan Tugas Akhir Pra Rancangan Pabrik ini dapat bermanfaat bagi pembaca dan bagi yang memerlukannya.

Wassalamualaikum Wr. Wb.

Yogyakarta, 8 September 2009

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
الجامعة الإسلامية
بندونج

Penyusun

DAFTAR ISI

Halaman Judul	i
Lembar Pengesahan	ii
Motto dan Persembahan	iii
Kata Pengantar	iv
Daftar Isi	vi
Daftar Tabel	xi
Daftar Gambar	xiv
Abstraksi	xv
BAB I PENDAHULUAN	
1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik	1
1.2. Tinjauan Pustaka	3
BAB II PERANCANGAN PRODUK	
2.1. Spesifikasi Bahan	9
2.1.1. Spesifikasi Produk	9
2.1.2. Spesifikasi Bahan Baku	10
2.1.3. Spesifikasi Bahan Pembantu	12
2.2. Pengendalian Kualitas	12

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1. Tinjauan Proses Secara Umum	17
3.2. Spesifikasi Alat Proses	20
1. Tangki Penyimpanan IsoButhylene (T-01)	20
2. Tangki Penyimpanan TBA Produk Utama (T-02).....	21
3. Tangki Penyimpanan TBA Konsentrasi Rendah (T-03)..	21
4. Tangki Penyimpanan IsoButana (T-04).....	22
5. Condensor 03 (CD-03).....	22
6. Condensor 04 (CO-04).....	23
7. Condensor 01 (CD-01).....	24
8. Condensor 02 (CD-02).....	25
9. Reaktor 01 (R-01).....	26
10. Separator 01 (SP-01).....	26
11. Separator 02 (SP-02).....	27
12. Menara Destilasi 01 (MD-01).....	27
13. Cooler 01 (CO-01).....	29
14. Cooler 02 (CO-02).....	29
15. Heat Exchanger 01 (HE-01).....	30
16. Heat Exchanger 02 (HE-02).....	31
17. Heat Exchanger 03 (HE-03).....	32
18. Heat Exchanger 04 (HE-04).....	32
19. Accumulator 01 (ACC-01).....	33
20. Reboiler 01 (RB-01).....	34

21. Pompa 01 (PU-01).....	35
22. Pompa 02 (PU-02).....	35
23. Pompa 03 (PU-03).....	36
24. Pompa 04 (PU-04).....	36
25. Pompa 05 (PU-05).....	36
26. Pompa 06 (PU-06).....	37
27. Pompa 07(PU-07).....	37
28. Pompa 08 (PU-08).....	38
3.3. Perancangan Produksi	38
3.3.1. Kapasitas Perancangan.....	38
3.3.2. Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses.....	39
3.3.3. Neraca Massa.....	41
3.3.4. Neraca Panas.....	44

BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1. Lokasi Unit.....	48
4.1.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Unit.....	48
4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Unit.....	50
4.2. Tata Letak Pabrik	51
4.3. Tata Letak Alat Proses	56
4.4. Spesifikasi Alat Utilitas.....	61
4.5. Struktur Organisasi.....	75
4.6. Pelayanan Teknik (Utilitas).....	76

4.6.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	76
4.6.2. Unit Pembangkit Steam.....	83
4.6.3. Unit Pembangkit Listrik	83
4.6.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar.....	87
4.7. Laboratorium.....	88
4.7.1. Kegunaan Laboratorium.....	88
4.7.2. Program Kerja Laboratorium	89
4.7.3. Alat-Alat Utama Laboratorium	91
4.8. Kesehatan Dan Keselamatan Kerja.....	92
4.9. Organisasi Perusahaan	94
4.9.1. Bentuk Perusahaan	94
4.9.2. Struktur Organisasi Perusahaan	95
4.9.3. Tugas Dan Wewenang	97
4.9.4. Sistem Kepegawaian Dan Sistem Gaji.....	109
4.9.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan	110
4.9.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan Dan Gaji ..	111
4.9.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan	115
4.9.8. Manajemen Produksi.....	116
4.10. Analisa Ekonomi.....	119
4.10.1. Penaksiran Harga Peralatan	120
4.10.2. Dasar Perhitungan.....	123
4.10.3. Perhitungan Biaya	123
4.10.4. Analisa Kelayakan	124

4.10.5. Hasil Perhitungan..... 126

BAB V KESIMPULAN

5.1. KESIMPULAN..... 133

DAFTAR PUSTAKA..... 134

LAMPIRAN

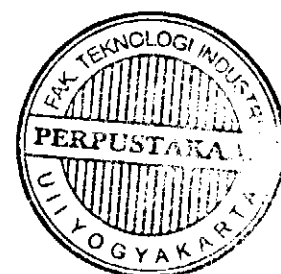


DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Data import TBA.....	2
Tabel 1.2. Tata nama butil alkohol.....	4
Tabel 1.3. Proses-Proses Pembuatan TBA.....	7
Tabel 3.1. Neraca Massa Total.....	41
Tabel 3.2. Neraca Massa di Reaktor 01 (R-01).....	41
Tabel 3.3. Neraca Massa di Condensor 03 (CD-03).....	41
Tabel 3.4. Neraca Massa di Separator 01 (SP-01).....	42
Tabel 3.5. Neraca Massa di Separator 02 (SP-02).....	42
Tabel 3.6. Neraca Massa di Condensor 04 (CD-04).....	42
Tabel 3.7. Neraca Massa di Condensor 01 (CD-01).....	42
Tabel 3.8. Neraca Massa di Condensor 02 (CD-02).....	43
Tabel 3.9. Neraca Massa di Menara Destilasi 01 (MD-01).....	43
Tabel 3.10. Neraca Massa di Accumulator 01 (ACC-01).....	43
Tabel 3.11. Neraca Massa di Reboiler 01 (RB-01).....	43
Tabel 3.12. Neraca Massa di Cooler 01 (CL-01).....	44
Tabel 3.13. Neraca Massa di Cooler 02 (CL-02).....	44
Tabel 3.14. Neraca Panas Total.....	44
Tabel 3.15. Neraca Panas Reaktor 01.....	45
Tabel 3.16. Neraca Panas Condensor 03.....	45
Tabel 3.17. Neraca Panas Condensor 04.....	45
Tabel 3.18. Neraca Panas Cooler 01.....	45

Tabel 3.19. Neraca Panas Cooler 02	45
Tabel 3.20. Neraca Panas Condensor 01	46
Tabel 3.21. Neraca Panas Menara Destilasi 01	46
Tabel 3.22. Neraca Panas Condensor 02.....	46
Tabel 3.23. Neraca Panas Heat Exchanger 01.....	46
Tabel 3.24. Neraca Panas Heat Exchanger 02.....	46
Tabel 3.25. Neraca Panas Heat Exchanger 03.....	46
Tabel 3.25. Neraca Panas Heat Exchanger 04.....	47
Tabel 4.1. Perincian Luas Tanah Bangunan Unit.....	54
Tabel 4.2. Kebutuhan Air Pendingin.....	82
Tabel 4.3. Kebutuhan Amoniak	82
Tabel 4.4. Kebutuhan Steam	83
Tabel 4.5. Kebutuhan Listrik alat proses.....	84
Tabel 4.6. Kebutuhan Listrik alat utilitas.....	85
Tabel 4.7. kebutuhan Listrik untuk sanitasi	86
Tabel 4.8. Penggolongan Jabatan	111
Tabel 4.9. Jumlah Karyawan Pada Masing-Masing Bagian	112
Tabel 4.10. Gaji Pegawai	114
Tabel 4.11. Index Harga Alat Pada berbagai tahun.....	121
Tabel 4.12. Fixed Capital Investment	126
Tabel 4.13. Working Capital	127

Tabel 4.14. Manufacturing Cost.....	127
Tabel 4.15. Indirect Manufacturing Cost.....	128
Tabel 4.16. Fixed Manufacturing Cost.....	128
Tabel 4.17. General Expense.....	129



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Grafik Import TBA.....	3
Gambar 2.1. Diagram Alir Kualitatif.....	15
Gambar 2.2. Diagram Alir Kuantitatif.....	16
Gambar 4.1. Tata Letak Pabrik TBA.....	55
Gambar 4.2. Lay Out Peralatan Proses.....	60
Gambar 4.3. Diagram Alir Utilitas.....	93
Gambar 4.4. Grafik Index Harga Alat.....	122
Gambar 4.5. Grafik BEP Dan SDP.....	132



ABSTRACT

Preliminary design of TBA with capacity 60.000 ton/year is plant to be built in Cilacap, Central Java in the area of land 3 ha. This chemical plant will be operated for 330 dah/year or 24 hours a day with 200 employees.

Raw material neededs is isobuthylene 99.952.147,84 kg/year, the production process will be operated at temperature 70⁰C, at pressure about of 11 atm using Fixed Bed Multitube Reactor with yield 70 %. The utility consist of 169.234 kg/hour of cooling water; 2.408,3333 kg/hour of housing water; 1.467,3635 kg/hour of steam; 19,8045 lt/hour of Industrial Diesel Oil (IDO) while the power of electricity of about 270 Kwh provided by PLN. This chemical plant also use generator set as reserve.

Economic analysis shows thats this chemical plant need to be covered by fixed capital of about US\$ 11.172.937,93; working capital of about US\$ 16.631.640,16. The profit before tax is US\$ 7.754.499.32 while the profit after tax is 4.652.699.59 Percentage of return on investment (ROI) before tax is 69,40% while after tax is 41,64%. Pay out time (POT) before tax is 1,25 years while after tax is 1,93 years. The value of break even point (BEP) is 41,08% and shut down point (SDP) is 27,84% with Discounted Cash Flow Rate (DCFR) is 25,22%. Based on the economic analysis, it is concluded that plant design of TBA with capacity 60.000 ton/years visible to be built.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik

Sektor industri mempunyai peranan penting dalam pembangunan di Indonesia. Peranan penting industri yaitu menghasilkan produk untuk memenuhi kebutuhan dalam maupun luar negeri dimana tercipta peluang kerja bagi masyarakat. Pendirian pabrik harus memenuhi standar lingkungan yang diikuti perencanaan dan pelaksanaan yang matang sehingga pabrik tersebut dapat berdiri.

Permintaan pasar akan produk Tertiary Butyl Alcohol (TBA) dalam negeri cukup tinggi, namun sampai saat ini di Indonesia belum ada perusahaan atau pabrik yang menghasilkan TBA, untuk memenuhi kebutuhan TBA dalam negeri harus mengimport dari negara lain dengan harga yang tinggi karena ditambah bea import barang. Berpedoman pada Kepres No. 22 tahun 1986, serta mengingat kegunaannya cukup banyak di Indonesia, maka pabrik TBA sangat berpotensi untuk didirikan di Indonesia.

Sebagai bahan kimia TBA cukup luas penggunaannya, tidak saja penting sebagai bahan baku antara, tetapi juga sebagai solven, bahan pembuat karet (TBA rubber), campuran bahan bakar (aditif) sebagai penaik bilangan oktan, bahan pembuat resin dan anti knocking sebagai pengganti TEL (Tetra Etiled) karena TEL pada umumnya mengakibatkan timbal.

Tertiary Buthyl Alkohol (TBA) termasuk salah satu bahan kimia yang masih di import hingga saat ini, Indonesia mengimport kebutuhan TBA dari Jepang, Korea Selatan, Thailand, Amerika Serikat, Belanda, dan Italia (Biro Pusat Statistik, 2001).

Ketergantungan TBA dari negara lain tidak menjamin kebutuhan dalam negeri dapat terpenuhi dengan lancar, sehingga akan mengganggu operasi pabrik yang menggunakan bahan tersebut. Untuk mengatasi hal ini dan demi mendukung kelancaran proses produksi bagi industri-industri yang menggunakan TBA sebagai bahan baku maupun bahan penunjang, maka diperlukan untuk mendirikan pabrik Tertiary Buthyl Alkohol (TBA) di Indonesia.

- Statistik kebutuhan pokok

Berdasarkan data buku statistik tentang perdagangan luar negeri Indonesia yang diterbitkan oleh Biro Pusat Statistik Jakarta, Jumlah import TBA sejak tahun 2000 dapat dilihat dari tabel berikut ini :

Tabel 1.1 Data import TBA

TAHUN	JUMLAH (Ton / Tahun)
2001	17.482,5
2002	19.815,5
2003	29.124,1
2004	37.502,8
2005	43.173,3

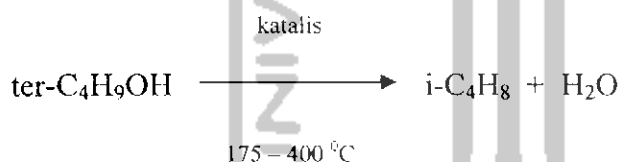
Sumber : Biro Pusat Statistik

Tabel 1.2 Tata nama butil alkohol

Rumus bangun	Nama trivial	Nama IUPAC
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH}$	Normal butil alkohol	1-butanol
$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}(\text{OH})\text{CH}_3$	Sekunder butil alkohol	2-butanol
$(\text{CH}_3)_2\text{CHCH}_2\text{OH}$	Iso butil alkohol	2-metil-1-propanol
$(\text{CH}_3)_3\text{COH}$	Tersier butil alkohol	2-metil-2-propanol

Sumber : Perry's Chemical Engineering Handbook

Sifat-sifat fisis dari butil alkohol utamanya dipengaruhi dari gugus fungsional hidroksil (-OH). dengan sendirinya senyawa ini cukup penting pada proses reaksi dehidrasi, dehidrogenasi, oksidasi dan esterifikasi. Pada suhu antara 175 – 400 °C. alkohol akan mengalami dehidrasi sebagai berikut :



Pada proses dehidrogenasi terutama sekunder butil alkohol (SBA) menggunakan katalisator kuningan - zinc okside pada suhu 400 – 500 °C akan menghasilkan Metil Etil Ketone (MEK) yang banyak digunakan dalam industri. Untuk proses oksidasi TBA dalam larutan hidrogen peroksida menggunakan katalisator asam silicotungstic akan menghasilkan tersier butil peroksida. (Othmer,D.F.,1981,vol.3,p.823)

Produksi tersier butil alkohol

1. Hidrasi isobutilena dalam asam sulfat (proses Shell)

Hidrasi langsung isobutilena menggunakan larutan asam sulfat 82 % berat pada fase uap-cair melewati reaktor fixed bed berkatalis pada suhu antara 10 – 15 °C merupakan proses esterifikasi fase cair. Isobutil sulfat yang terbentuk kemudian di hidrolisis menghasilkan tersier butil alkohol.

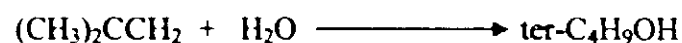
Proses ini dapat cukup menguntungkan karena mengurangi efek korosi dan dapat menekan biaya energi untuk pemekatan kembali larutan asam sulfat. Katalisator yang digunakan adalah tungsten oxide yang disangga dengan phosphoric acid atau cation exchange resin. Proses ini telah dilakukan pada Deutsche Texaco AG dalam memproduksi tersier butil alkohol menggunakan cation exchange resin.

(Othmer,D.F.,1981,vol.3 ; Mc.Ketta, J.J.,1993,p.823)

2. Hidrasi isobutilena menggunakan selective cation exchange resin (MTBE route)

Dalam produksi metil tersier butil eter (MTBE) menggunakan isobutilena dan metanol menggunakan katalisator cation exchange resin (polystyrena sulfonic acid, dowex-50) reaksi bersifat selektif. Katalisator hanya mampu mengkatalisis isobutilena. Adanya air yang ikut bersama metanol akan terjadi reaksi samping terbentuknya tersier butil alkohol.

dowex-50



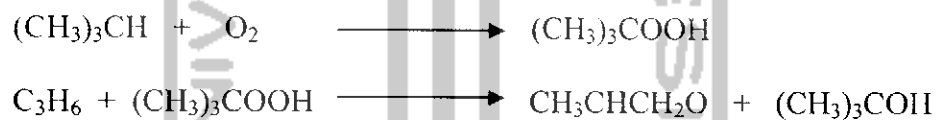
50 – 90 °C

Reaksi antara air dengan isobutilena berlangsung lebih cepat dibanding dengan methanol. Sifat polaritas gugus -OH pada H₂O jauh lebih polar dibanding dengan -OH pada metanol. Sehingga H₂O akan lebih reaktif dibandingkan dengan methanol. Produksi tersier butil alkohol dengan proses ini mengikuti route produksi MTBE baik dalam fase gas maupun fase cair.

(Othmer,D.F.,1981,vol.3 ; Mc.Ketta, J.J.,1993,p.354)

3. Oxirane proses

Pada oxirane proses tersier butil alkohol merupakan hasil reaksi samping dalam memproduksi propylene okside. Sebagai bahan dasar digunakan isobutane dan propylene yang dioksidasi pada fase cair pada suhu 100 – 120 °C dengan katalisator sodium silicomolybdate.



Pada proses ini overall yield dari tersier butil alkohol yang diperoleh kira-kira 80-85 % terhadap isobutan.

(Othmer,D.F.,1981,vol.3 ; Mc.Ketta, J.J.,1993,p.388)

Pemilihan proses

Pemilihan route proses produksi tersier butil alkohol mengacu pada ketersediaan bahan baku, segi teknik dan segi ekonomi yang menguntungkan.

Untuk bahan baku isobutilena dan isobutane dapat ditabelkan di bawah.

Tabel 1.3 Proses-Proses Pembuatan TBA

Kriteria	Shell proses (hidrasi H ₂ SO ₄)	MTBE route	Oxirane
Bahan baku	Isobutilena Asam sulfat H ₂ O	Isobutilena H ₂ O	Isobutane Propylene Udara
Alat utama	1 Reaktor packed bcd 1 Reaktor hidrolisis 1 Evaporator 3 Menara distilasi	1 Reaktor fixed bed 1 Menara distilasi 2 Drum separator	1 Reaktor oksidasi 1 Reaktor Epoxidasi 1 Drum separator 2 Menara distilasi
Produk	n-butyl alkohol sec-butyl alkohol iso-butyl alkohol ter-butyl alkohol	ter-butyl alkohol n-butane (sisa fraksi C ₄)	Propylene okside Ter-butyl alkohol
Kondisi operasi	10 – 15 °C	50 – 95 °C	100 – 120 °C

Berdasar route produksi tersier butil alkohol (TBA) di atas, dipilih MTBE route karena lebih sederhana dan lebih menguntungkan.

Kegunaan Tersier Butil alkohol

Sebagai salah satu bahan kimia dari golongan alkohol, TBA banyak digunakan dalam dunia industri antara lain :

- Sebagai bahan baku pembuatan tersier butil chloride
- Sebagai bahan baku pembuatan tersier butil phenol dimana bahan ini digunakan untuk membuat phenolic resin
- Sebagai bahan dasar dalam pembuatan parfume sintetis
- Sebagai bahan antiknocking yang bebas polusi pada bahan bakar bermotor
- Sebagai solven

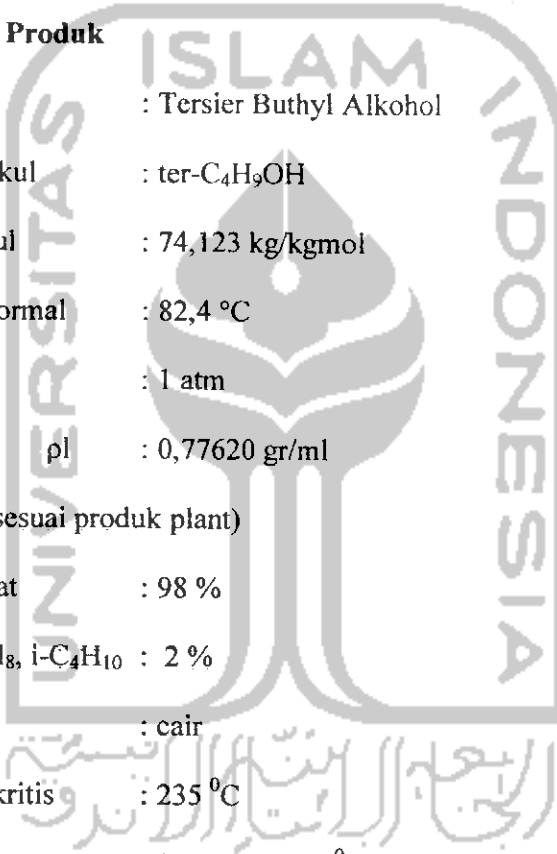


BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Bahan

2.1.1. Spesifikasi Produk



1. Hasil utama	: Tersier Buthyl Alkohol
Rumus molekul	: ter-C ₄ H ₉ OH
Berat molekul	: 74,123 kg/kgmol
Titik didih normal	: 82,4 °C
Tekanan	: 1 atm
Densitas ρ _l	: 0,77620 gr/ml
Komposisi (sesuai produk plant)	
TBA ,berat	: 98 %
H ₂ O, i-C ₄ H ₈ , i-C ₄ H ₁₀	: 2 %
Kondisi	: cair
Temperatur kritis	: 235 °C
Viscositas	: 0,03316 P (30 °C)
Panas pembentukan	: 629,3 kg-cal/mol
Panas penguapan	: 127,97 g-cal/g
Kapasitas panas	: 0,726 (27 ⁰ C) g-cal/g °C

2. Hasil samping : Isobutana

Sisa fraksi C₄ yang tidak ikut bereaksi.

Rumus molekul : i-C₄H₁₀

Berat molekul : 58,124 kg/kgmol

Titik didih : -11,9 °C

Densitas ρ_l : 588 g/ml

2.1.2 Spesifikasi Bahan Baku

1. Bahan baku : Isobuthylena

Rumus molekul : i-C₄H₈

Berat molekul : 56,108 kg/kgmol

Titik didih normal : -6,9 °C

Titik didih campuran normal : -9,2 °C

Tekanan normal : 760 mmHg

Komposisi

i-C₄H₁₀ = 49 % berat

i-C₄H₈ = 51 % berat

Kondisi : cair

Densitas campuran : 0,5879 gr/ml

Temperatur kritis campuran : 144,73⁰C

Tekanan kritis campuran : 29982 mmHg

Panas pembentukan : 603,36 kkal/mol

Panas penguapan : 87,7 kal/gmol

Kapasitas panas : 0,38126 kkal/kgmol °C

2. Bahan Baku	: Air
Rumus molekul	: H ₂ O
Berat molekul	: 18,015 kg/kgmol
Titik didih	: 100 °C
Kondisi	: cair
Warna	: jernih bening
Densitas	: 1,00 gr/ml
Temperatur kritis	: 374 ⁰ C
Viscositas	: 0,6 cp
Panas pembentukan	: -68,3174 kkal/gmol
Panas penguapan	: 0,717 kal/gmol
Energi Gibbs	: -54,64 kkal/gmol
Kapasitas panas	: 18 kkal/kgmol °C

Sifat-sifat fisis komponen keseluruhan di dapat dari Coulson, J.M., and Richardson 1983, appendix D

2.1.3 Spesifikasi Bahan Pembantu

1. Bahan pembantu

Jenis	: Katalis Dowex-50 (Sulfonated styrene-diVinylbenzene copolymer)
Bentuk	: silinder
Ukuran	: 0.6 mm x 0.7 mm
Bulk density, ρ_B	: 1.18 gr/cm ³
Void space	: 0.4

2.2 Pengendalian Kualitas

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 standar dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai dengan jadwal, untuk itu perlu dilaksanakan pengendalian produksi sebagai berikut :

1. Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku tidak baik, kerusakan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor atau analisa pada bagian Laboratorium pemeriksaan.

2. Pengendalian Kuantitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku dan perbaikan alat terlalu lama.

Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali dengan keadaan yang ada.

3. Pengendalian Waktu

Untuk mencapai kualitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

4. Pengendalian Bahan Proses

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

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

1. Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi dua kemungkinan, yaitu :

- Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun maksimal
- Kemampuan pasar lebih kecil dari kemampuan pabrik

Ada tiga alternatif yang dapat diambil :

- Rencana produksi sesuai kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai dengan kemampuan pasar, dengan mempertimbangkan untung dan rugi.

- Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
- Mencari daerah pemasaran yang lain dan menggunakan fasilitas-fasilitas pemasaran yang mudah diakses seperti menggunakan e-bussines.

2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

- Material (bahan baku)

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

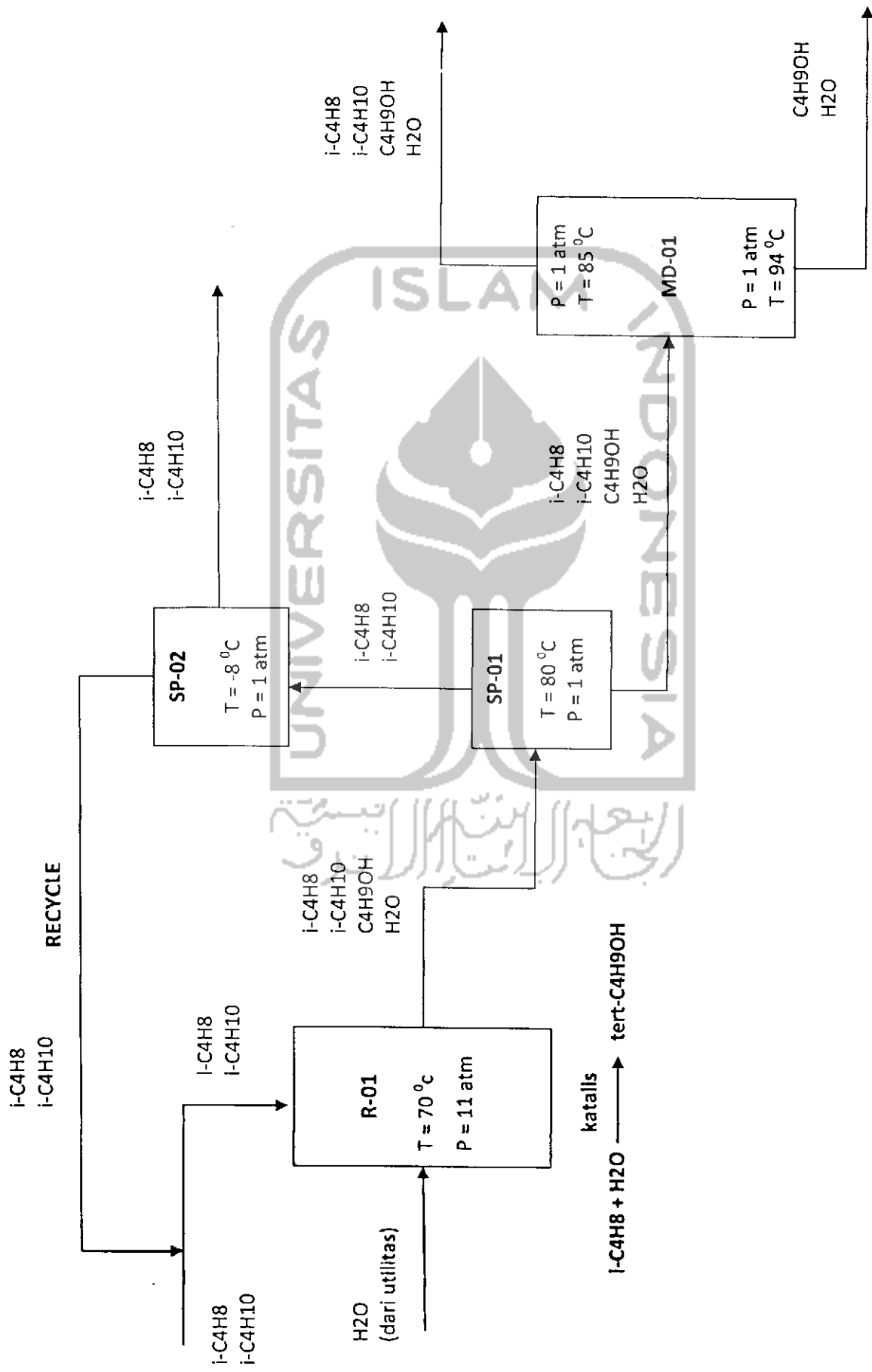
- Manusia (tenaga kerja)

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

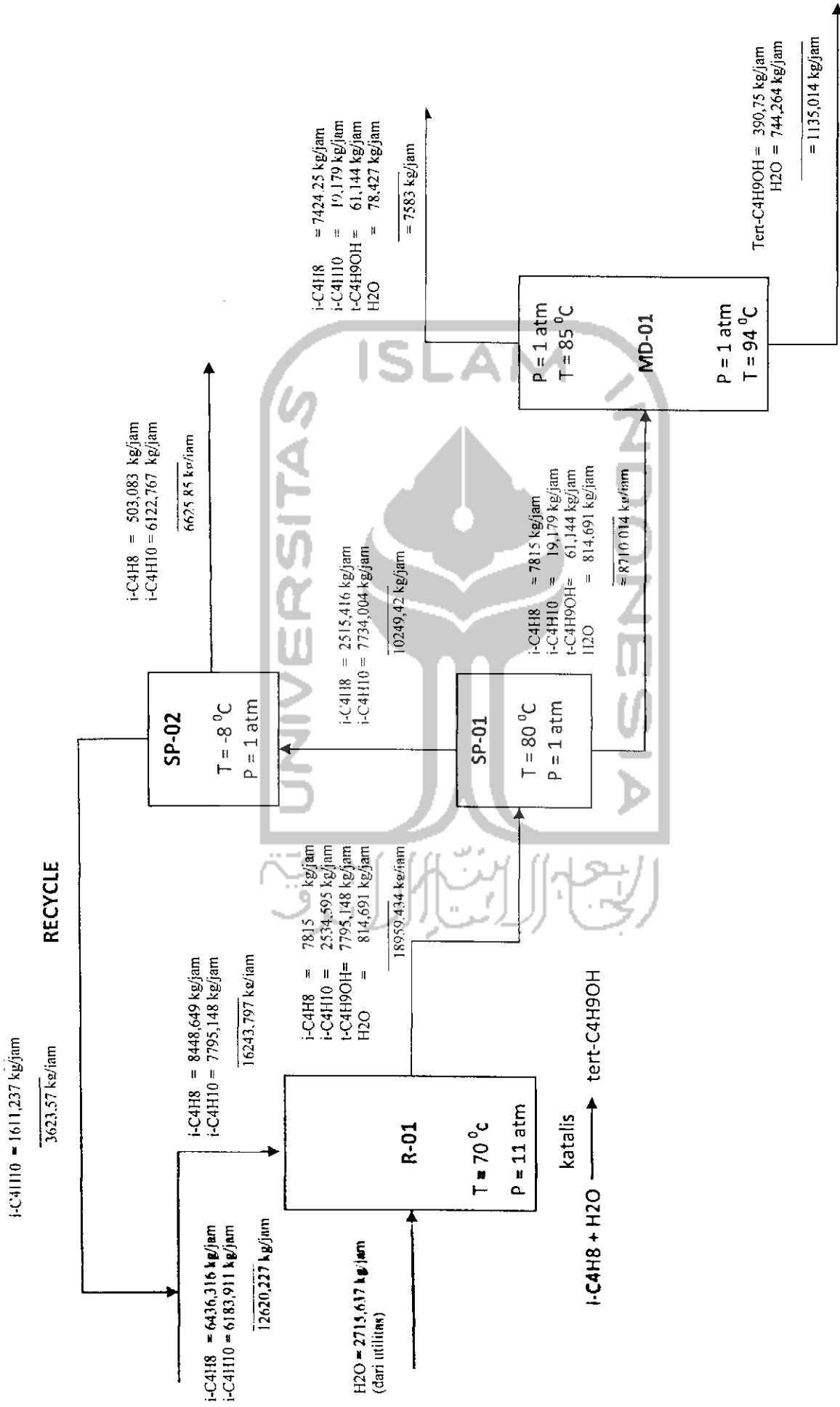
- Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keadaan dan kemampuan mesin. Jam efektif mesin adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu.





Gambar 2.1 Diagram Alir Kualitatif



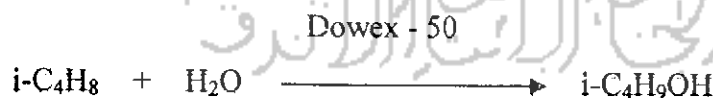
Gambar 2.2 Diagram Alir Kuantitatif

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Tinjauan Proses Secara Umum

Bahan baku isobuthylena cair ($i\text{-C}_4\text{H}_8$) dari tangki penyimpanan bahan baku pada suhu 30°C tekanan 6 atm diumpankan dengan menggunakan pompa-01 menuju ke head exchanger-01 yang kemudian menuju ke dalam reaktor fixed bed multitube-01 pada suhu 70°C tekanan 11 atm untuk direaksikan dan air dari utilitas diumpankan dengan menggunakan pompa-08 menuju ke head exchanger-02 yang kemudian menuju ke dalam reaktor fixed bed multitube-01 pada suhu 70°C tekanan 11 atm untuk direaksikan secara bersamaan. Di dalam reaktor terjadi reaksi antara isobuthylena ($i\text{-C}_4\text{H}_8$) dengan air menjadi Tersier Butil Alkohol / TBA ($i\text{-C}_4\text{H}_9\text{OH}$) dengan menggunakan bantuan katalisator. Pada proses ini katalis yang digunakan adalah Dowex – 50. Di dalam reaktor terjadi reaksi sebagai berikut :



Reaksi antara isobuthylena ($i\text{-C}_4\text{H}_8$) dengan air menjadi TBA ($i\text{-C}_4\text{H}_8\text{OH}$) berlangsung pada range suhu 70°C sampai 110°C tekanan 11 atm dan konversi 70% (www.googlepatent.com). Pada suhu yang lebih tinggi katalisator Dowex-50 akan mengalami kerusakan gugus fungsional sehingga tidak mampu mengkatalisi reaksi yang bersifat eksotermis yaitu reaksi tersebut dapat melepaskan sejumlah panas pada saat berlangsungnya suatu reaksi, sehingga akan memerlukan

pendingin yang cukup banyak agar reaksi terjadi sesuai dengan kondisi yang diinginkan. Konversi isobuthylena ($i\text{-C}_4\text{H}_8$) yang dicapai sampai 80% untuk double stage reaktor dan 70% untuk single stage reaktor (www.googlepatent.com).

Hasil reaksi yang keluar reaktor berupa isobutilen ($i\text{-C}_4\text{H}_8$), isobutana ($i\text{-C}_4\text{H}_{10}$), air (H_2O), dan TBA ($\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$) pada suhu 90°C tekanan 10.7 atm, karena tekanan keluar reaktor masih tinggi, maka digunakan expansion valve-01 untuk menurunkan tekanan dari tekanan 11 atm menjadi 1 atm yang nantinya akan digunakan di dalam separator-01. cairan hasil keluar dari expansion valve-01 dengan suhu 90°C tekanan 1 atm kemudian diembunkan di dalam condensor-03 sehingga suhunya menjadi 80°C dan tekanan 1 atm.

Campuran hasil pendinginan yang keluar dari condensor-03 kemudian dipompakan oleh pompa-02 dengan suhu 80°C dan tekanan 1 atm. Campuran uap dan cairan dipisahkan dengan menggunakan separator-01. Cairan yang diperoleh kemudian menjadi umpan menara destilasi-01 sedangkan gas yang terbuang dari separator-01 berupa isobutilena ($i\text{-C}_4\text{H}_8$) dan isobutana ($i\text{-C}_4\text{H}_{10}$) dengan suhu 80°C tekanan 1 atm kemudian diembunkan oleh condenser-04 sehingga suhunya menjadi -8°C tekanan 1 atm. Hasil pengembunan berupa campuran antara cairan isobutilena ($i\text{-C}_4\text{H}_8$) dan uap isobutana ($i\text{-C}_4\text{H}_{10}$) menuju ke separator-02 dan hasil bawah dari separator-02 dengan suhu -8°C dan tekanan 1 atm akan dinaikan tekanannya oleh pompa-03 dengan suhu -8°C dan tekanan 6 atm kemudian akan dipanaskan di dalam heat exchanger-03 untuk diubah suhunya dari -8°C tekanan 6 atm menjadi 30°C tekanan 6 atm, yang kemudian sebagai arus recycle menuju

tangki penyimpanan bahan baku (T-01). Hasil uap dari hasil pendinginan dari separator-02 akan didinginkan kembali di dalam kondensor-02 pada suhu -8°C dan tekanan 1 atm menjadi suhu -13°C dan tekanan 1 atm agar uap campuran tersebut menjadi cairan dan hasil pendinginan dari condensor-02 akan dinaikan tekanannya oleh pompa-05 menjadi 6 atm kemudian dinaikan suhunya dengan menggunakan heat exchanger-04 menjadi 30°C kemudian dialirkan menuju tangki penyimpanan produk (T-04) yang kemudian akan dijual dengan harga murah. Sedangkan hasil bawah dari separator-01 yang berupa cairan itu selanjutnya akan menjadi umpan menara destilasi-01 untuk dipisahkan.

Di dalam menara destilasi-01 cairan TBA ($\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$), isobuthilena ($i\text{-C}_4\text{H}_8$), isobutana ($i\text{-C}_4\text{H}_{10}$) dan air (H_2O) akan terpisah, yang berupa uap akan naik ke bagian atas menara destilasi dan akan diembunkan di dalam kondensor-01 sehingga keluar kondensor-01 menuju ke accumulator-01 untuk ditampung terlebih dahulu dan menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran TBA ($\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$), isobutilena ($i\text{-C}_4\text{H}_8$), isobutana ($i\text{-C}_4\text{H}_{10}$) dan air (H_2O) yang didominasi oleh TBA (produk utama) dengan kemurnian TBA 98% dan pada suhu 30°C tekanan 1 atm. Hasil dari accumulator-01 sebagian dialirkan dengan pompa-06 dan sebagian cairan hasil pengembunan akan menuju kembali menara destilasi-01. Arus keluaran dari accumulator-01 dipompakan dengan pompa-06 dan suhunya didinginkan dengan menggunakan cooler-01 dari suhu 85°C menjadi 30°C kemudian dialirkan menuju tangki penyimpanan produk (T-02) akhir dengan suhu 30°C dan tekanan 1 atm untuk selanjutnya akan dijual, sedangkan hasil bawah dari menara destilasi-01 yang berupa campuran TBA ($\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$) dan air (H_2O)

yang didominasi oleh air (H_2O) dialirkan melewati reboiler-01 yang sebagian uapnya akan dikembalikan ke menara destilasi-01 dan yang sebagian lagi dialirkan dengan menggunakan pompa-07 kemudian didinginkan dengan cooler-02 dari suhu $94\text{ }^{\circ}\text{C}$ menjadi $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ kemudian disimpan di dalam tangki penyimpanan produk (T-03) dengan suhu $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ tekanan 1 atm yang akan dijual dengan harga murah.

3.2 Spesifikasi Alat Proses

1. Tangki Penyimpanan IsoButylene (T-01)

Suhu penyimpanan	= $30\text{ }^{\circ}\text{C}$
Tekanan	= 6 atm
Fase	= cair
Volume tangki	= $120046,6193\text{ ft}^3$
Diameter tangki	= 46,1024 ft
Tinggi tangki	= 61,4699 ft
Tebal shell	= $3/16 - 3/8\text{ inch}$
Tebal head	= $3/16\text{ inch}$
Bahan	= <i>Carbon Steel SA-250</i>
Jumlah tangki	= 4 Buah

2. Tangki Penyimpanan TBA produk utama (T-02)

Suhu penyimpanan	= 30 °C
Tekanan	= 6 atm
Fase	= cair
Volume tangki	= 78969,6728 ft ³
Diameter tangki	= 39,8389 ft
Tinggi tangki	= 53,1185 ft
Tebal shell	= 4/16 – 7/16 inch
Tebal <i>head</i>	= 4/16 inch
Bahan	= <i>Carbon Steel SA-250</i>
Banyaknya tangki	= 2 Buah

3. Tangki Penyimpanan TBA konsentrasi Rendah (T-03)

Suhu penyimpanan	= 30 °C
Tekanan	= 1 atm
Fase	= cair
Volume tangki	= 19471,8297 ft ³
Diameter tangki	= 24,3064 ft
Tinggi tangki	= 16,2043 ft
Tebal shell	= 3/16 – 4/16 inch
Tebal <i>head</i>	= 4/16 inch
Bahan	= <i>Carbon Steel SA-250</i>
Banyaknya tangki	= 1 Buah

4. Tangki Penyimpanan IsoButana (T-04)

Suhu penyimpanan	= 30 °C
Tekanan	= 1 atm
Fase	= cair
Volume tangki	= 180575,4226 ft ³
Diamater tangki	= 51,0667 ft
Tinggi tangki	= 34,0445 ft
Tebal shell	= 3/16 – 5/16 inch
Tebal <i>head</i>	= 5/16 inch
Bahan	= Carbon Steel SA-250
Banyaknya tangki	= 2 Buah

5. Condensor – 03 (CD-03)

Tipe : *shell and tube Heat Exchanger*

Fungsi : Mengembunkan produk yang keluar dari reaktor dari suhu 90°C menjadi 80 °C, dengan menggunakan pendingin air yang masuk dari suhu 30 °C dan keluar pada suhu 50 °C.

Luas Transfer Panas (A) = 209,7364 ft²

Kecepatan umpan masuk = 18959,434 Kg/jam

Kecepatan Air = 4372,28 Kg/jam

Jumlah Harpin = 1

Tube		Shell
781,2	h outside	200
Uc		179.8
UD		112.7
Rd hitung		0.0024
Rd minimum		0.0021
1,984	ΔP Hitung	1,256
10	ΔP Maksimum	2

Jumlah = 1 buah

Bahan = *Stainless Steel*

6. Condensor – 04 (CD-04)

Tipe : *Double pipe Heat Exchanger*

Fungsi : Mengembunkan bahan yang keluar dari separator 01 (hasil atas) dari suhu 80 °C menjadi -8 °C, dengan menggunakan pendingin amoniak yang masuk dari suhu -5 °C dan keluar pada suhu 35 °C.

Luas Transfer Panas (A) = 15,2339 ft²

Kecepatan umpan masuk = 10249,4200 Kg/jam

Kecepatan Amoniak = 9845,8049 Kg/jam

Jumlah Harpin = 1

PIPA	ANULUS
OD = 3,5 in	OD = 6,625 in
ID = 3,068 in	ID = 6,065 in
Sch.No = 40	Sch.No = 40

Jumlah = 1 buah

Bahan = *Stainless Steel*

7. Condensor-01 (CD-01)

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Fungsi : Mengembunkan bahan yang keluar dari menara destilasi (hasil atas) dari suhu 85 °C fase uap jenuh menjadi suhu 85 °C fase cair jenuh dengan menggunakan pendingin air yang masuk dari suhu 30 °C dan keluar pada suhu 50 °C.

Luas Transfer Panas (A) = 251,77 ft²

Kecepatan umpan masuk = 17.043,75 Kg/jam

Kecepatan Air = 45.286,356 kg/j

Tube		Shell
781,2	h outside	200
Uc	179.8	
UD	112.7	
Rd hitung	0.0033	
Rd minimum	0.0030	
2,182	ΔP Hitung	1,428
10	ΔP Maksimum	2

Jumlah = 1 buah
 Bahan = *Stainless Steel*

8. Condensor-02 (CD-02)

Tipe : *Double pipe Heat Exchanger*

Fungsi : Mengembunkan bahan yang keluar dari separator-02 (hasil atas) dari suhu $-8\text{ }^{\circ}\text{C}$ menjadi $-13\text{ }^{\circ}\text{C}$, dengan menggunakan pendingin amoniak yang masuk dari suhu $-15\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan keluar pada suhu $10\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Luas Transfer Panas (A) = $5,0899\text{ ft}^2$

Kecepatan umpan masuk = $6625,85\text{ Kg/jam}$

Kecepatan Amoniak = $13675,5835\text{ Kg/jam}$

Jumlah Harpin = 1

PIPA	ANULUS
OD = 3,5 in	OD = 6,625 in
ID = 3,068 in	ID = 6,065 in
Sch.No = 40	Sch.No = 40

Jumlah = 1 buah

Bahan = *Stainless Steel*

9. Reaktor – 01 (R-01)

Fungsi : Mereaksikan isobutilene menjadi tersier butil alkohol dengan katalis Dowex-50

Jenis : Multitube Reaktor

Kondisi : Suhu = $T = 70\text{ }^{\circ}\text{C}$
Tekanan = $P = 11\text{ atm}$

Jumlah : 1 buah

Konstruksi bahan : Carbon Steel SA 250

Tebal Reaktor : 0,0079 m

Tinggi Reaktor : 4,6995 m

Diameter Reaktor : 1,35 m

Pressure drop : 10,7891

10. Separator – 01 (SP-01)

Fungsi : Memisahkan produk reaktor antara fase uap dan fase cair

Bentuk : Vertikal

Volume Separator : 0,8654 m³

Diameter Separator : 2,5 ft = 0,762 m

Panjang Separator : 10 ft = 3,048m

Tebal Shell : 0,1468 in = 0,0373 m

Tebal Head : 0,1468 in = 0,0373 m

Kondisi Operasi : $P = 1 \text{ atm}$
 $T = 80^\circ\text{C}$
 Bahan : Carbon Steel SA 250

11. Separator – 02 (SP-02)

Fungsi : Memisahkan produk hasil atas separator-01 antara fase uap dan fase cair
 Bentuk : Vertikal
 Volume Separator : $0,6127 \text{ m}^3$
 Diameter Separator : $2,5 \text{ ft} = 0,762 \text{ m}$
 Panjang Separator : $6,2291 \text{ ft} = 1,898 \text{ m}$
 Tebal Shell : $0,1468 \text{ in} = 0,0373 \text{ m}$
 Tebal Head : $0,1468 \text{ in} = 0,0373 \text{ m}$
 Kondisi Operasi : $P = 1 \text{ atm}$
 $T = 80^\circ\text{C}$
 Bahan : Carbon Steel SA 250

12. Menara Destilasi – 01 (MD-01)

Fungsi : memisahkan TBA dari air
 Type : Sieve plate distillation tower
 Umpan

- Tekanan : $1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$
- Suhu : $79,8448^\circ\text{C} = 352,9948 \text{ K}$

Hasil Atas

- Tekanan : 1,1 atm = 836 mmHg
- Suhu : 85,0111 °C = 358,1611 K

Hasil Bawah

- Tekanan : 1 atm = 760 mmHg
- Suhu : 96,3658 °C = 369,5185 K

Jumlah Plate

- Jumlah plate seksi rectifying (N) : 8 plate
- Jumlah plate seksi stripping (M) : 11 plate

Dimensi Menara

Diameter Menara : 1 m

Tebal Menara

- Tebal Shell : 4/16 in
- Tebal head : 4/16 in

Perancangan Plate

- Panjang weir : 0,76 m
- Tinggi weir : 50 mm
- Diameter lubang : 5 mm
- Jumlah lubang : 9709
- Tebal plate : 5 mm
- Tinggi menara total : 8,9551 m

13. Cooler – 01 (CO-01)

Tipe : *Double pipe Heat Exchanger*

Fungsi : Mendinginkan bahan yang keluar dari accumulator 01 dari suhu 85 °C menjadi 30 °C, dengan menggunakan pendingin air yang masuk dari suhu 30 °C dan keluar pada suhu 60 °C.

Luas Transfer Panas (A) = 7,4328 ft²

Kecepatan umpan masuk = 7575 Kg/jam

Kecepatan air = 6790,2174 Kg/jam

Jumlah Harpin = 1

PIPA	ANULUS
OD = 3,5 in	OD = 6,625 in
ID = 3,068 in	ID = 6,065 in
Sch.No = 40	Sch.No = 40

Jumlah = 1 buah

Bahan = *Stainless Steel*

14. Cooler – 02 (CO-02)

Tipe : *Double pipe Heat Exchanger*

Fungsi : Mendinginkan bahan yang keluar dari Reboiler 01 dari suhu 94 °C menjadi 30 °C, dengan menggunakan pendingin air yang masuk dari suhu 30 °C dan keluar pada suhu 60 °C

Luas Transfer Panas (A) = 15,2339 ft²

Kecepatan umpan masuk = 1135,014 Kg/jam

Kecepatan air = 2759,2094 Kg/jam

Jumlah Harpin = 1

PIPA	ANULUS
OD = 2,38 in	OD = 4,5 in
ID = 2,067 in	ID = 4,026 in
Sch.No = 40	Sch.No = 40

Jumlah = 1 buah

Bahan = *Stainless Steel*

15. Heat Exchanger (HE-01)

Tipe : *Double pipe Heat Exchanger*

Fungsi : Memanaskan bahan baku yang keluar dari tangki penyimpanan bahan baku (T-01) fase cair dari suhu 30°C menjadi 70 °C, dengan menggunakan steam yang masuk dari suhu 30 °C dan keluar pada suhu 65 °C.

Luas Transfer Panas (A) = 14,1443 ft²

Kecepatan umpan masuk = 12620,227 Kg/jam

Kecepatan Steam = 122,6755 Kg/jam

Jumlah Harpin = 1

PIPA	ANULUS
OD = 3,5 in	OD = 4,5 in
ID = 3,068 in	ID = 4,026 in
Sch.No = 40	Sch.No = 40

Jumlah = 1 buah

Bahan = *Stainless Steel*

16. Heat Exchanger (HE-02)

Tipe : *Double pipe Heat Exchanger*

Fungsi : Memanaskan air dari utilitas dari suhu 30 °C menjadi 90 °C, dengan menggunakan steam yang masuk dari suhu 30 °C dan keluar pada suhu 50 °C.

Luas Transfer Panas (A) = 3,5241 ft²

Kecepatan umpan masuk = 2715,637 Kg/jam

Kecepatan Steam = 69,4729 Kg/jam

Jumlah Harpin = 1

PIPA	ANULUS
OD = 1,32 in	OD = 2,38 in
ID = 1,049 in	ID = 2,067 in
Sch.No = 40	Sch.No = 40

Jumlah = 1 buah

Bahan = *Stainless Steel*

17. Heat Exchanger (HE-03)

Tipe : *Double pipe Heat Exchanger*

Fungsi : Memanaskan bahan yang di recycle dari suhu $-2\text{ }^{\circ}\text{C}$ menjadi $30\text{ }^{\circ}\text{C}$, dengan menggunakan water yang masuk dari suhu $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan keluar pada suhu $50\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Luas Transfer Panas (A) = $4,6735\text{ ft}^2$

Kecepatan umpan masuk = $3623,57\text{ Kg/jam}$

Kecepatan Steam = $80,5527\text{ Kg/jam}$

Jumlah Harpin = 1

PIPA	ANULUS
OD = 1,32 in	OD = 2,38 in
ID = 1,049 in	ID = 2,067 in
Sch.No = 40	Sch.No = 40

Jumlah = 1 buah

Bahan = *Stainless Steel*

18. Heat Exchanger (HE-04)

Tipe : *Double pipe Heat Exchanger*

Fungsi : Memanaskan bahan keluar dari P-05 suhu $-13\text{ }^{\circ}\text{C}$ menjadi $30\text{ }^{\circ}\text{C}$, dengan menggunakan air yang masuk dari suhu $30\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan keluar pada suhu $50\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Luas Transfer Panas (Λ) = 7,2963 ft²

Kecepatan umpan masuk = 6625,85 Kg/jam

Kecepatan Steam = 105,5497 Kg/jam

Jumlah Harpin = 1

PIPA	ANULUS
OD = 1,90 in	OD = 2,88 in
ID = 1,610 in	ID = 2,469 in
Sch.No = 40	Sch.No = 40

Jumlah = 1 buah

Bahan = *Stainless Steel*

19. Accumulator 01 (ACC-01)

Fungsi : Sebagai penampung arus keluaran kondensor -01 pada menara destilasi-01 (MD-01) untuk menjaga kontinuitas dan kestabilan aliran Lo dan D.

Kode : ACC-01

Tipe : Horizontal cylindrical vessel

Kondisi : T = 85,2483 °C

P = 1 atm

Bahan : Carbon Steel SA-250

Waktu tinggal : 300 detik

Jumlah : 1 Buah

Volume : 0.6953 m³

Dimensi tangki : D = 0,6604 m
 Tinggi : 2,6416 m
 Tebal shell : 0,1875 in = 0,00476 m

20. Reboiler 01 (RB-01)

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah MD-01
 Kode : RB-01
 Tipe : Kettel Reboiler
 Bahan : Carbon Steel SA 250
 Spesifikasi tube

- OD : 0,75 in = 0,01905 m
- ID tube : 0,62 in = 0,015748 m
- BWG : 16
- Susunan : Triangular, 15/16 in
- Jumlah tube : 97 tube
- Passes : 2
- Flow Area : 0,302 in² = 0,0002 m²
- Panjang Tube : 16 ft = 0,4064 m
- Surface per lin ft : 0,1963 ft² = 0,0182 m²
- Pressure Drop : digunakan reboiler tipe kettel reboiler, dari Kern
 P.475 Pressure Drop di dalam Shell diabaikan

Spesifikasi Shell

- IDs : 12 in = 0,3048 m
- Passes : 1

21. Pompa 01 (PU-01)

Jenis	: Pompa Centrifugal Multistage
NPS	: 4 in, Sch No : 40,
Diameter dalam (ID)	: 4,026 in = 0,335 ft
Diameter luar (OD)	: 4,5 in = 0,375 ft
Luas penampang (a_1)	: 12,7 in ² = 0,0883 ft ²
Motor standar	: 2,65 HP
Jumlah pompa	: 1 Buah

22. Pompa 02 (PU-02)

Jenis	: Pompa Centrifugal
NPS	: 6 in, Sch No : 40,
Diameter dalam (ID)	: 6,065 in = 0,5054 ft
Diameter luar (OD)	: 6,625 in = 0,5521 ft
Luas penampang (a_1)	: 28,9 in ² = 0,2007 ft ²
Motor standar	: 12,3 HP
Jumlah Pompa	: 1 Buah

23. Pompa 03 (PU-03)

Jenis	: Pompa Centrifugal
NPS	: 2 in, Sch No : 40,
Diameter dalam (ID)	: 2,067 in = 0,1722 ft
Diameter luar (OD)	: 2,38 in = 0,1983 ft
Luas penampang (a _t)	: 3,35 in ² = 0,0232 ft ²
Motor standar	: 3,89 HP
Jumlah pompa	: 1 Buah

24. Pompa 04 (PU-04)

Jenis	: Pompa Centrifugal
NPS	: 4 in, Sch No : 40,
Diameter dalam (ID)	: 4,026 in = 0,3355 ft
Diameter luar (OD)	: 4,5 in = 0,375 ft
Luas penampang (a _t)	: 12,7 in ² = 0,08819 ft ²
Motor standar	: 2,06 HP
Jumlah pompa	: 1 buah

25. Pompa 05 (PU-05)

Jenis	: Pompa Centrifugal
NPS	: 2 in, Sch No : 40,
Diameter dalam (ID)	: 2,067 in = 0,1722 ft
Diameter luar (OD)	: 2,38 in = 0,1983

Luas penampang (a_i)	: $3,35 \text{ in}^2 = 0,0232 \text{ ft}^2$
Motor standar	: 4,7 HP
Jumlah pompa	: 1 Buah

26. Pompa 06 (PU-06)

Jenis	: Pompa Centrifugal
NPS	: 1 in, Sch No : 40,
Diameter dalam (ID)	: $1,049 \text{ in} = 0,072 \text{ ft}$
Diameter luar (OD)	: $1,32 \text{ in} = 0,11 \text{ ft}$
Luas penampang (a_i)	: $0,864 \text{ in}^2 = 0,006 \text{ ft}^2$
Motor standar	: 3,4 HP
Jumlah pompa	: 1 Buah

27. Pompa 07 (PU-07)

Jenis	: Pompa Centrifugal
NPS	: 4 in, Sch No : 40,
Diameter dalam (ID)	: $4,026 \text{ in} = 0,3355 \text{ ft}$
Diameter luar (OD)	: $4,5 \text{ in} = 0,375 \text{ ft}$
Luas penampang (a_i)	: $12,7 \text{ in}^2 = 0,08819 \text{ ft}^2$
Motor standar	: 1,46 HP
Jumlah pompa	: 1 buah

28. Pompa 08 (PU-08)

Jenis	: Pompa Centrifugal Multistage
NPS	: 2 in, Sch No : 40,
Diameter dalam (ID)	: 4,026 in = 0,3355 ft
Diameter luar (OD)	: 4,5 in = 0,375 ft
Luas penampang (a_1)	: $12,7 \text{ in}^2 = 0,08819 \text{ ft}^2$
Motor standar	: 2 HP
Jumlah pompa	: 1 Buah

3.3. Perancangan Produksi

3.3.1. Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan TBA di Indonesia tersedianya bahan baku serta ketentuan kapasitas minimal. Kebutuhan TBA dari tahun ke tahun mengalami peningkatan hal ini menunjukkan pesatnya perkembangan industri kimia di Indonesia. Diperkirakan kebutuhan TBA akan terus meningkat di tahun-tahun mendatang, sejalan dengan berkembangnya industri-industri yang menggunakan TBA sebagai bahan baku. Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 60.000 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 TBA di Indonesia dari tahun ke tahun cenderung meningkat. Diperkirakan kebutuhan TBA pada tahun 2014 sebesar 76.507,1 ton/tahun.

2. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku isobutilene yang digunakan dalam pembuatan TBA dapat diperoleh di PT Pertamina (Persero) Indonesia.

3.3.2 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 dua kemungkinan, yaitu :

- Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan dengan 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

3.3.3 Neraca Massa

Tabel 3.1 Neraca Massa Total

komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
i-C ₄ H ₈	6.436,316	522,262
i-C ₄ H ₁₀	6.183,911	6.183,911
Tert-C ₄ H ₉ OH		7.815
H ₂ O	2.715,637	814,691
Total	15.335,864	15.335,864

3.3.3.1. Neraca Massa Tiap Alat

Basis 1 jam

Tabel 3.2 Neraca Massa di Reaktor 01 (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Recycle CO-02	tangki	
i-C ₄ H ₈	2.012,333	6.436,316	2.534,595
i-C ₄ H ₁₀	1.611,237	6.183,911	7.795,148
Tert-C ₄ H ₉ OH			7.815
H ₂ O		2.715,637	814,691
Total		18.959,434	18.959,434

Tabel 3.3 Neraca Massa di Condenser 03 (CD-03)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
i-C ₄ H ₈	2.534,595	2.534,595
i-C ₄ H ₁₀	7.795,148	7.795,148
Tert-C ₄ H ₉ OH	7.815	7.815
H ₂ O	814,691	814,691
Total	18.959,434	18.959,434

Tabel 3.4 Neraca Massa di Separator 01 (SP-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		atas	bawah
i-C ₄ H ₈	2.534,595	2.515,416	19,179
i-C ₄ H ₁₀	7.795,148	7.734,004	61,144
Tert-C ₄ H ₉ OH	7.815		7.815
H ₂ O	814,691		814,691
Total	18.959,434	18.959,434	

Tabel 3.5 Neraca Massa di Separator 02 (SP-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		atas	bawah
i-C ₄ H ₈	2.515,416	503,083	2012,333
i-C ₄ H ₁₀	7.734,104	6.122,767	1611,237
Total	10.249,42	10.249,42	

Tabel 3.6 Neraca Massa di Condenser 04 (CD-04)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		recycle	bawah
i-C ₄ H ₈	2.515,416	2.012,333	503,083
i-C ₄ H ₁₀	7.734,004	1.611,237	6.122,767
Total	10.249,42	10.249,42	

Tabel 3.7 Neraca Massa di Condensor 01 (CD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
i-C ₄ H ₈	43,149	43,149
i-C ₄ H ₁₀	137,574	137,574
Tert-C ₄ H ₉ OH	16.704,56	16.704,56
H ₂ O	158,467	158,467
Total	17.043,75	17.043,75

Tabel 3.8 Neraca Massa di Condensor 02 (CD-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
i-C ₄ H ₈	503,083	503,083
i-C ₄ H ₁₀	6.122,767	6.122,767
Total	6.625,85	6.625,85

Tabel 3.9 Neraca Massa di Menara Destilasi 01 (MD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
		Hasil atas	Hasil bawah
i-C ₄ H ₈	19,179	7.424,25	
i-C ₄ H ₁₀	61,144	19,179	
Tert-C ₄ H ₉ OH	7.815	61,144	390,75
H ₂ O	814,691	70,427	744,264
Total	8.710,014	8.710,014	

Tabel 3.10 Neraca Massa di Accumulator 01 (ACC-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
i-C ₄ H ₈	43,149	43,149
i-C ₄ H ₁₀	137,574	137,574
Tert-C ₄ H ₉ OH	16.704,56	16.704,56
H ₂ O	158,467	158,467
Total	17.043,75	17.043,75

Tabel 3.11 Neraca Massa di Reboiler 01 (RB-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
Tert-C ₄ H ₉ OH	390,75	390,75
H ₂ O	744,264	744,264
Total	1135,014	1135,014

Tabel 3.12 Neraca Massa di Cooler 01 (CL-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
i-C ₄ H ₈	19,179	19,179
i-C ₄ H ₁₀	61,144	61,144
Tert-C ₄ H ₉ OH	7424,25	7424,25
H ₂ O	70,427	70,427
Total	7575	7575

Tabel 3.13 Neraca Massa di Cooler 02 (CL-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
Tert-C ₄ H ₉ OH	390,75	390,75
H ₂ O	744,264	744,264
Total	1135,014	1135,014

3.3.4 Neraca Panas

Tabel 3.14 Neraca Panas Total

No	Nama alat	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
1	Reaktor 01	1.622.439,0417	1.622.439,0417
2	Condenser 03	491.807,2872	491.807,2872
3	Condenser 04	237.940,2853	237.940,2853
4	Condensor 01	116.902,5219	116.902,5219
5	Menara Destilasi 01	626.300,7833	626.300,7833
6	Condensor 02	84.962,1190	84.962,1190
7	Heat Exchanger 01	498.231,3620	498.231,3620
8	Heat Exchanger 02	491.975,6674	491.975,6674
9	Heat Exchanger 03	246.566,7138	246.566,7138
10	Heat Exchanger 04	124.740,3788	124.740,3788
11	Cooler 01	241.459,8718	241.459,8718
12	Cooler 02	187.063,0914	187.063,0914
Total		4.970.389,123	4.970.389,123

3.3.4.2 Neraca Panas Masing-Masing Alat

Tabel 3.15 Neraca Panas Reaktor 01

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Qin	980.477,0417	-
Qout	-	874.525,8755
Qpemanas	641.962,2447	-
Qreaksi	-	747.913,4109
Total	1.622.439,0417	1.622.439,0417

Tabel 3.16 Neraca Panas Condenser 03

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Umpan	491.807,2872	407.438,2367
Pendingin	-	84.369,0505
Total	491.807,2872	491.807,2872

Tabel 3.17 Neraca Panas Condenser 04

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Umpan	237.940,2853	152.281,7826
Pendingin	-	85.658,5027
Total	237.940,2853	237.940,2853

Tabel 3.18 Neraca Panas Cooler 01

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Umpan	241.459,8718	198.986,3267
Pendingin	-	42.473,5451
Total	241.459,8718	241.459,8718

Tabel 3.19 Neraca Panas Cooler 02

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Umpan	187.063,0914	148.976,5648
Pendingin	-	38.086,5266
Total	187.063,0914	187.063,0914

Tabel 3.20 Neraca Panas Condensor 01

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Umpan	116.902,5219	98.168,5936
Pendingin	-	18.733,9283
Total	116.902,5219	116.902,5219

Tabel 3.21 Neraca Panas Menara Destilasi 01

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Umpan MD 01	68.268,1386	-
Distilat MD 01	-	66.146,3696
Bottom MD 01	-	3.556,7556
Beban panas CD 02	-	556.597,6581
Beban panas RB 01	558.032,6447	-
Total	626.300,7833	626.300,7833

Tabel 3.22 Neraca Panas Condensor 02

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Umpan	84.962,1190	75.184,5738
Pendingin	-	9.777,5452
Total	84.962,1190	84.962,1190

Tabel 3.23 Neraca Panas Heat Exchanger 01

Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Umpan	498.231,3620	413.896,5781
Pendingin	-	84.334,7839
Total	498.231,3620	498.231,3620

Tabel 3.24 Neraca Panas Heat Exchanger 02

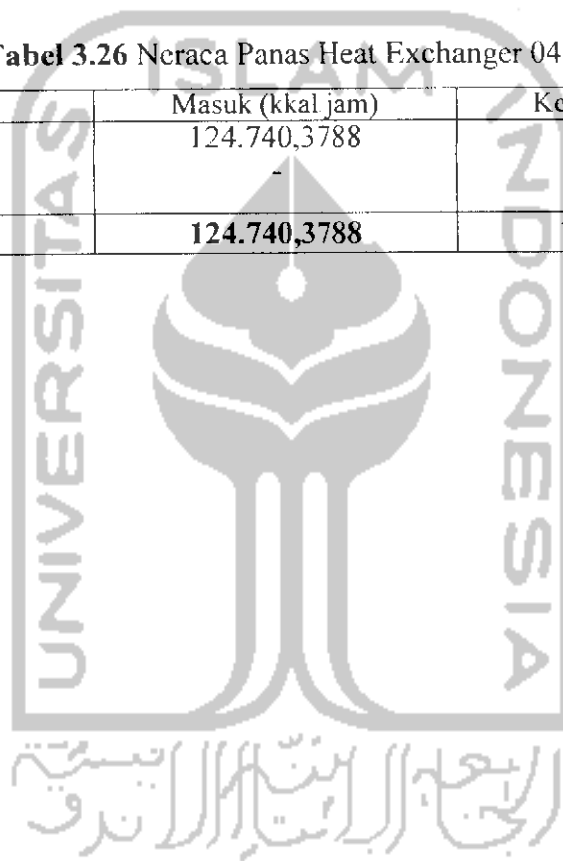
Komponen	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Umpan	491.975,6674	406.317,1647
Pendingin	-	85.658,5027
Total	491.975,6674	491.975,6674

Tabel 3.25 Neraca Panas Heat Exchanger 03

Komponen	Masuk (kkal jam)	Keluar (kkal/jam)
Umpan Pendingin	246.566,7138	162.645,0783 83.921,6355
Total	246.566,7138	246.566,7138

Tabel 3.26 Neraca Panas Heat Exchanger 04

Komponen	Masuk (kkal jam)	Keluar (kkal/jam)
Umpan Pendingin	124.740,3788	79.250,4114 45.489,9674
Total	124.740,3788	124.740,3788



BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Unit

Pemilihan lokasi merupakan hal yang penting dalam perancangan suatu pabrik, karena berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Pabrik Tersier Buthil Alkohol (TBA) dengan kapasitas 60.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di Cilacap, Jawa Tengah yang merupakan daerah kawasan industri.

Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik ini adalah :

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Unit

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 :

a. **Ketersediaan Lahan**

Di daerah Cilacap telah disediakan kawasan yang diperuntukkan bagi industri yaitu di daerah Kawasan Industri Cilacap.

b. **Ketersediaan bahan baku**

Bahan baku Rafinat dibeli dari PT. Pertamina Cilacap, sehingga kebutuhan bahan baku mudah terpenuhi.

c. Penyediaan bahan bakar dan energi.

Daerah Cilacap, Jawa Tengah merupakan kawasan industri sehingga penyediaan bahan bakar untuk generator dapat dengan mudah terpenuhi, sedangkan listrik untuk keperluan proses dan perkantoran disediakan dari PLN setempat.

d. Sarana Transportasi

Telah tersedia jalan raya dan pelabuhan kapal yang memadai sehingga pengiriman barang keluar maupun ke dalam pabrik tidak mengalami kesulitan.

e. Tersedianya Tenaga Kerja

Untuk tenaga kerja berkualitas dan berpotensi dipenuhi dari alumni Universitas seluruh Indonesia, sedangkan untuk tenaga operator ke bawah dapat dipenuhi dari daerah sekitar.

f. Iklim.

Keadaan iklim dan cuaca di daerah Cilacap, Jawa Tengah umumnya baik, tidak terjadi gempa, dan angin topan.

g. Penyediaan utilitas

Daerah Cilacap, Jawa Tengah dilalui oleh sungai Donan yang dapat dimanfaatkan untuk keperluan penyediaan utilitas terutama air.

h. Pemasaran Produk

Pemasaran produk TBA ini adalah kepada unit Pertamina, yaitu sebagai bahan baku untuk menaikkan nilai oktan pada bensin.

i. Pembuangan Limbah

Limbah yang sudah diolah berada di bawah ambang batas yang telah ditentukan, sehingga dapat langsung dibuang ke sungai.

4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Unit

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. Area perluasan pabrik

Pemilihan lokasi pabrik berada di kawasan pengembangan produksi Cilacap yaitu Kawasan Industri Cilacap, 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

Lay Out (tata letak) pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat karyawan bekerja, tempat peralatan dan tempat menyimpan bahan. *Lay out* pabrik yang tepat sangat penting untuk mendapatkan efisiensi, keselamatan dan kelancaran para pekerja serta keselamatan dan kelancaran proses.

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam tata letak ruang pabrik adalah :

- a. Perluasan pabrik dan kemungkinan penambahan bangunan di masa mendatang. Perluasan pabrik harus sudah masuk dalam perhitungan awal sebelum masalah kebutuhan tempat menjadi problem besar di kemudian hari. Sejumlah areal khusus harus disiapkan untuk dipakai sebagai perluasan pabrik bila dimungkinkan pabrik menambah peralatan untuk menambah kapasitas atau menambah peralatan guna mengolah bahan baku sendiri.

b. Harga tanah merupakan faktor yang membatasi kemampuan penyediaan awal. Bila harga tanah tinggi, maka diperlukan efisiensi yang tinggi terhadap pemakaian ruangan. Pemakaian tempat harus disesuaikan dengan areal yang tersedia. Bila perlu ruangan harus dibuat bertingkat, sehingga dapat menghemat tempat.

c. Faktor keamanan.

Faktor yang paling penting adalah faktor keamanan. Meskipun telah dilengkapi dengan alat-alat pengaman, seperti hydrant, reservoir air yang mencukupi, penahan ledakan dan juga asuransi pabrik, faktor-faktor pencegah harus tetap disediakan misalnya tangki bahan baku, produk dan bahan bakar harus ditempatkan di areal khusus dengan jarak antar ruang yang cukup untuk tempat-tempat yang rawan akan bahaya ledakan dan kebakaran.

d. Instalasi dan Utilitas

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

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

1. 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.

2. Daerah proses

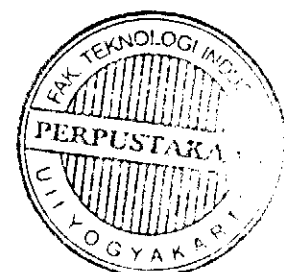
Daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan tempat proses berlangsung.

3. Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi.

4. Daerah utilitas.

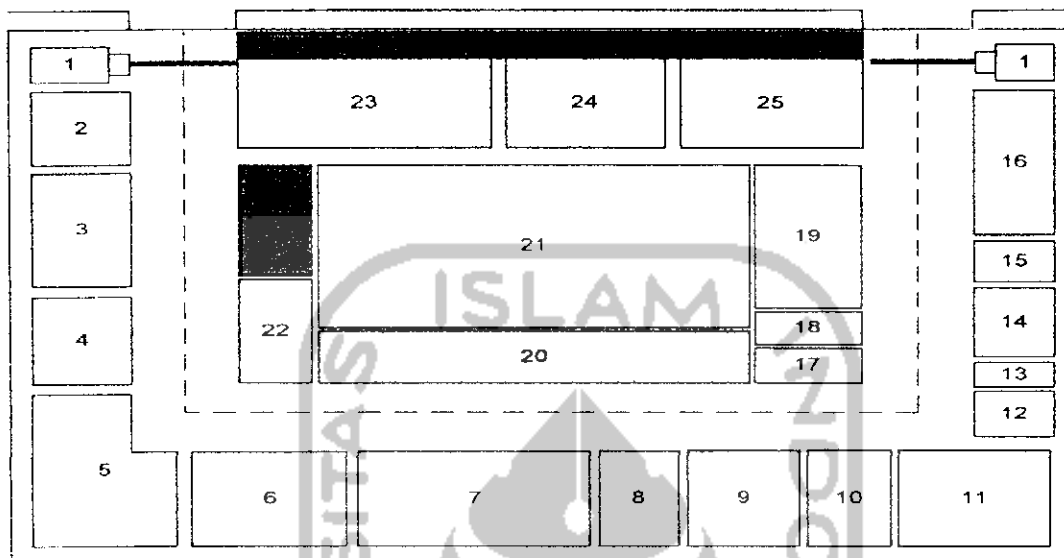
e. Fasilitas Jalan

Jalan raya untuk pengangkutan bahan baku, produk dan bahan-bahan lainnya sangat diperlukan. Penempatan jalan tidak boleh mengganggu proses atau kelancaran dari tempat yang dilalui.



Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah Bangunan Unit

No	Jenis Bangunan	Luas (M ²)
1	Ruang kontrol	200
2	Laboratorium	200
3	Bengkel	400
4	Gudang Alat	150
5	Gudang Bahan Kimia	100
6	Tempat Parkir	800
7	Pos Penjagaan	50
8	Koperasi Karyawan dan Kantin	200
9	Kantor Induk Organisasi	150
10	Kantor Bagian Produksi	300
11	Poliklinik	120
12	Kantor KKKLL	300
13	Masjid	150
14	Gedung Pertemuan	200
15	Area Pembangkit Listrik	100
16	Perpustakaan	80
17	Daerah Proses Pabrik	13.000
18	Utilitas	2.300
19	Lahan Perluasan	5.000
20	Mess	2.500
21	Jalan dan Taman	3.700
	Total	30.000



Skala 1 : 10.000

Gambar 4.1 Tata letak pabrik TBA

Keterangan :

- | | |
|-----------------------------|-----------------------------|
| 1. Pos Keamanan | 16. Parkir Truk |
| 2. Area listrik | 17. Ruang Kontrol |
| 3. Kantor Pemadam Kebakaran | 18. Laboratorium |
| 4. Kantor KKKLL | 19. Tangki Bahan Baku |
| 5. Bengkel | 20. Daerah Perluasan |
| 6. Gudang Alat | 21. Daerah Proses |
| 7. Utilitas | 22. Gudang Bahan Kimia |
| 8. Ruang Kontrol Utilitas | 23. Tangki Produk |
| 9. Poliklinik | 24. Kantor Produksi |
| 10. Masjid | 25. Kantor Induk Organisasi |
| 11. Mess | ----- Jalan Pabrik |
| 12. Kantin dan Koperasi | Jalan Raya |
| 13. Perpustakaan | |
| 14. Gedung Pertemuan | |
| 15. Parkir Tamu | |

4.3. Tata Letak Alat Proses

Dalam perancangan tata letak pabrik 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 di sekitar 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. Di samping 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 produksi 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 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 alat 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 :

- Umur alat

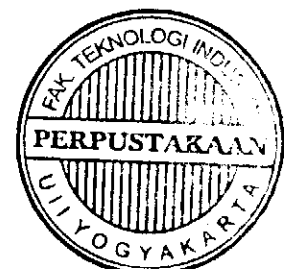
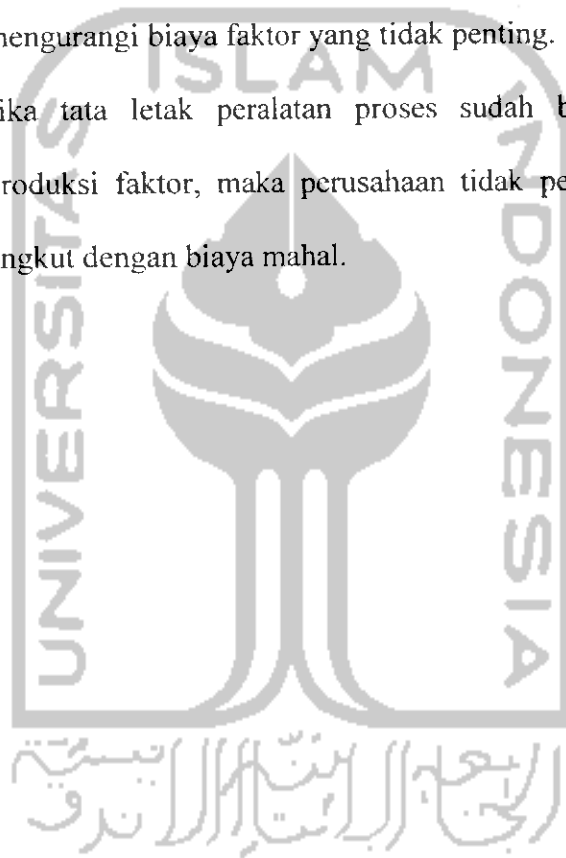
Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

- Bahan baku

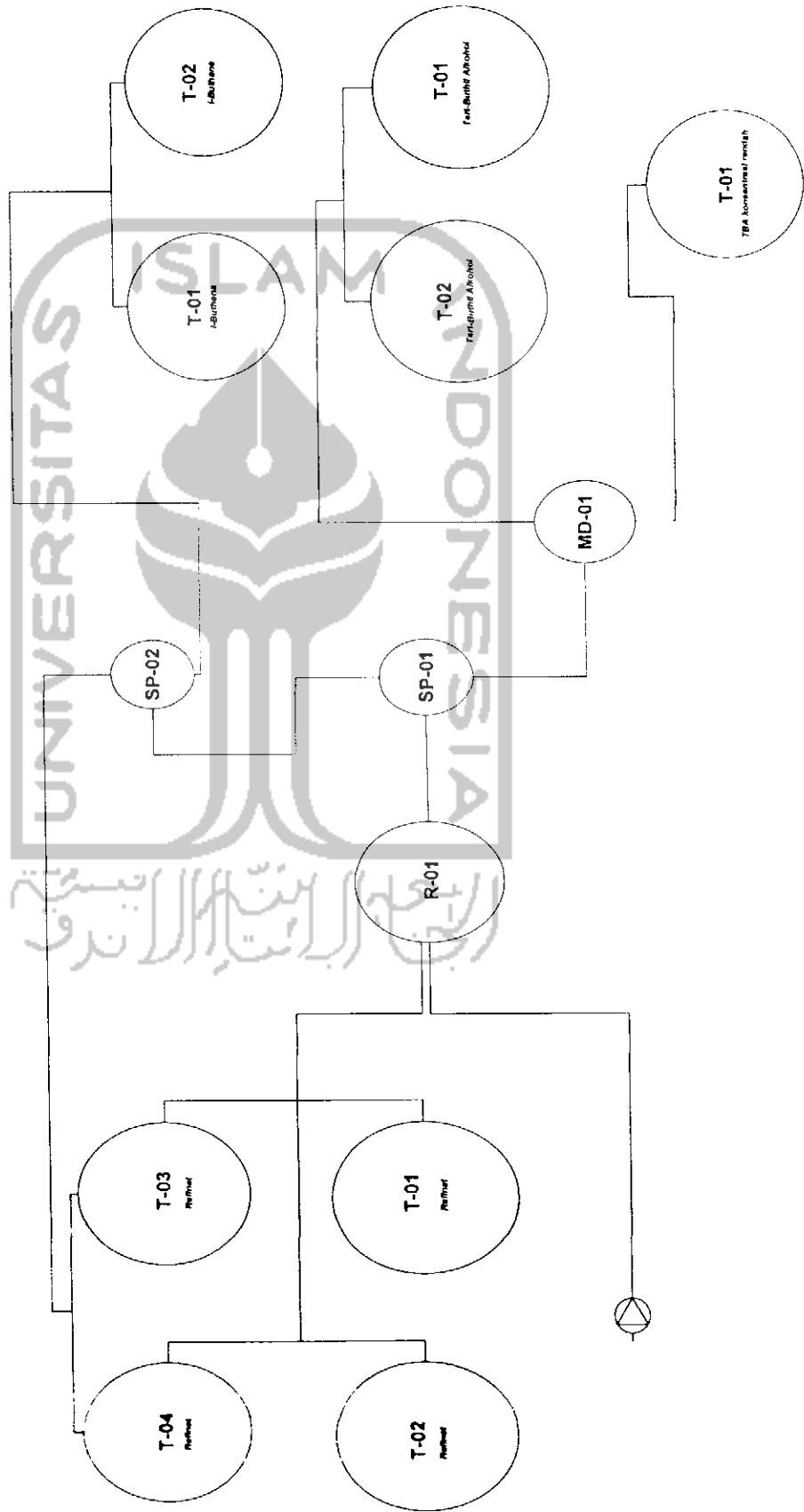
Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

Tata letak alat proses 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 faktor yang tidak penting.
- d. Jika tata letak peralatan proses sudah benar dan proses produksi faktor, maka perusahaan tidak perlu memakai alat angkut dengan biaya mahal.



TATA LETAK ALAT



Skala 1 : 1000

Gambar 4.2 Lay Out Peralatan Proses

4.4. Spesifikasi Alat Utilitas

1. Bak Pengendapan Awal

Tugas : Mengendapkan kotoran kasar dalam air. Pengendapan terjadi karena gravitasi dengan waktu tinggal 4 jam.

Kapasitas : 59,1999 m³

Dimensi : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Panjang = 6,2822 m ; Lebar = 3,1411 m ; Tinggi = 3,0000 m

Harga : Rp 41.375.000

2. Bak Penampung Air Bersih

Tugas : Menampung air bersih berasal dari saringan pasir (SPU-01) dengan waktu tinggal 12 jam.

Kapasitas : 177,5998 m³

Dimensi : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang

Panjang = 10,8812 m ; Lebar = 5,4406 m ; Tinggi = 3 m

Harga : Rp 82.790.000

3. Clarifier (CU-01)

Tugas : Mengendapkan gumpalan-gumpalan kotoran dari bak penggumpal secara sedimentasi.

Jenis : Circular Clarifiers

Kapasitas : 98,6665 m³

Waktu tinggal : 8 jam

Luas Tampang : 282.9880 m²
 Diameter : 5,9951 m
 Tinggi Clarifiers : 2,9975 m
 Harga : US\$ 29.297,43

4. Sand Filter (TU-04)

Tugas : Menyaring sisa-sisa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran berukuran kecil yang tidak dapat mengendap dalam Clarificer.

Jenis : 2 buah kolom dengan saringan pasir

Tinggi Bed : 4,5834 m

Waktu tinggal : 45 Menit

Jumlah Bed : 8 buah

Harga : US\$ 2.419,57

5. Kation Exchanger

Tugas : Menurunkan kesadahan air umpan utilitas.

Jenis : Down flow kation exchanger

Kapasitas : 39,2583 gpm

Resin : Natural greensand Zeolit

Dimensi : A = 0,8715 m² ; D = 3,1626 m

Harga : US\$ 1.109,47

6. Anion Exchanger

Tugas	: Menghilangkan anion dari air keluaran kation exchanger.
Jenis	: Down flow Anion Exchanger
Kapasitas	: 39,2583 gpm
Resin	: Weakly Basic Anion Exchanger
Dimensi	: A = 13.0861 ft ² ; D = 4.0829 m
Harga	: US\$ 1.109.47

7. Cooling Tower (CTU)

Tugas	: Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan, untuk di sirkulasi (didinginkan) kembali.
Jenis	: Deck Tower
Kapasitas	: 39,2537 gpm
Dimensi	: D = 3,6525 m ; H = 8 m
Power Motor	: 5 Hp
Harga	: Rp 116.188.000

8. Deaerator (DAU)

Tugas	: Menghilangkan kandungan gas dalam air terutama O ₂ , CO ₂ , NH ₃ , H ₂ S supaya tidak terjadi korosi.
Jenis	: Silinder tegak yang berisi packing
Kapasitas	: 756,7174 ft ³

Dimensi : A = 1.2175 m² ; D = 1,2454 m ; H Packing = 17,6004 m

Harga : US\$ 38.846,34

9. Tangki Flokulator (TFU-01)

Tugas : Melarutkan dan membuat campuran yang akan diumpankan ke dalam clarifier (CL-01).

Jenis : tangki silinder

Kapasitas : 3,6203 m³

Dimensi : D = 1.3211 m ; H = 6423 m

Harga : US\$ 4.894,23

10. Tangki Tawas (TU-01)

Tugas : Menyiapkan dan menyimpan larutan alum 5 % untuk 1 minggu operasi.

Jenis : tangki silinder

Kapasitas : 1,49 m³

Dimensi : D = 0,98 m ; L = 1,97 m

Harga : US\$ 13.989,88

11. Tangki Larutan Soda Abu (TU-02)

Tugas : Menyiapkan dan menyimpan larutan soda abu 5 % untuk 1 minggu operasi.

Jenis : tangki silinder

Kapasitas : 1,49 m³
 Dimensi : D = 0.98 m ; L = 1.97 m
 Harga : US\$ 20.052,16

12. Tangki Air Rumah Tangga dan Kantor (TU-03)

Tugas : Menampung air kebutuhan rumah tangga dan kantor dari bak penampung air bersih (BU-02) dengan waktu tinggal 24 jam.

Jenis : Bak silinder yang diperkuat beton bertulang

Kapasitas : 65,9880 m³

Dimensi : D = 4.3806 m ; H = 4,3806 m

Harga : Rp 6780000

13. Tangki Kaporit (TU-04)

Tugas : Menyiapkan dan menyimpan larutan kaporit 5% untuk persediaan 1 minggu.

Jenis : tangki silinder

Kapasitas : 0,4520 m³

Dimensi : D = 0,54 m ; H = 1,07

Harga : US\$ 148.176.29

14. Tangki Larutan H₂SO₄ (TU-05)

Tugas : Menyiapkan dan menyimpan larutan H₂SO₄ untuk regenerasi ion exchanger.

Jenis : tangki silinder

Kapasitas : 0.0225 m³

Dimensi : D = 0,24 m ; H = 0,49 m

Harga : US\$ 12.979,76

15. Tangki Larutan NaOH (TU-06)

Tugas : Menyiapkan dan menyimpan larutan NaOH untuk regenerasi ion exchanger.

Jenis : tangki silinder

Kapasitas : 0,17 m³

Dimensi : D = 0,48 m ; H = 0,96 m

Harga : US\$ 11.797,76

16. Tangki Kondensat (TU-07)

Tugas : Menampung air yang di recycle pada proses pemanasan dan air dari daerator.

Jenis : tangki silinder vertikal

Kapasitas : 11,2627 m³

Dimensi : D = 2,4299 m ; H = 2,4299 m

Harga : US\$ 9.792,92

17. Bak Air Pendingin (TU-08)

Tugas	: Menampung sementara air pendingin sebelum digunakan di pabrik
Jenis	: bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselin
Kapasitas	: 50,9370 m ³ /jam
Dimensi	: T = 1,7911 m ; L = 4,1645 m ; P = 4,1645 m
Harga	: US\$ 153.852

18. Boiler (BO-01)

Tugas	: Membuat steam jenuh pada tekanan 18 atm
Jenis	: fire tube reboiler
Kondisi Operasi	<ul style="list-style-type: none"> • Tekanan : 1 atm • Suhu air umpan boiler : 90^oC • Suhu Steam Jenuh : 208^oC
Kebutuhan Bahan Bakar	: 4574.4767 kg/jam
Luas Perpindahan Panas	: 773 m ²
Spesifikasi Tube	<ul style="list-style-type: none"> • OD : 2 in • ID : 1,834 in • BWG : 16

- L : 20 ft
 - Jumlah : 38.592 buah
- Harga : US\$ 443.326,80

19. Generator (TU-07)

- Tugas : Membangkitkan Listrik untuk keperluan Proses, Utilitas, dan umum apabila listrik dari PLN mengalami pemadaman.
- Jenis : Generator Diesel
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 300 Kw
- Kebutuhan Bahan Bakar : solar
- Harga : Rp 200.000.000

20. Pompa 1 (PU-01)

- Fungsi : Mengalirkan air dari sungai menuju Bak Pengendap Awal (BU-01).
- Jenis : Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)
- Jumlah : 1 buah
- Kapasitas : 54,2972 gpm
- Head : 1,3610 m
- Tenaga Pompa : 0,1226 HP

Power Motor : 1 Hp
 Harga : US\$ 550

21. Pompa 2 (PU-02)

Fungsi : Mengalirkan air dari Bak Penampung Awal (BU-01) menuju tangki Flokulator (TF-01).

Jenis : Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 54,2972 gpm

Head : 1,0902 m

Tenaga Pompa : 0,0982 Hp

Power Motor : 1 Hp

Harga : US\$ 550

22. Pompa 3 (PU-03)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki Flokulator (TF-01) menuju clarifier (CL-01).

Jenis : Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 54,2972 gpm

Head : 10,1124 m

Tenaga Pompa : 0,9112 Hp

Power Motor : 2 Hp

Harga : US\$ 700

23. Pompa 4 (PU-04)

Fungsi : Mengalirkan air dari clarifier (CL-01) menuju sand filter.

Jenis : Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 54,2972 gpm

Head : 10,0486 m

Tenaga Pompa : 0,9055 Hp

Power Motor : 2 Hp

Harga : US\$ 700

24. Pompa 5 (PU-05)

Fungsi : Mengalirkan air dari sand filter menuju bak penampungan air bersih.

Jenis : Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 39,2537 gpm

Head : 14,1286 m

Tenaga Pompa : 0,8507 Hp

Power Motor : 2 Hp

Harga : US\$ 700

25. Pompa 6 (PU-06)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampungan air bersih menuju tangki klorinasi dan kation exchanger.

Jenis : Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)

Jumlah : 1 buah

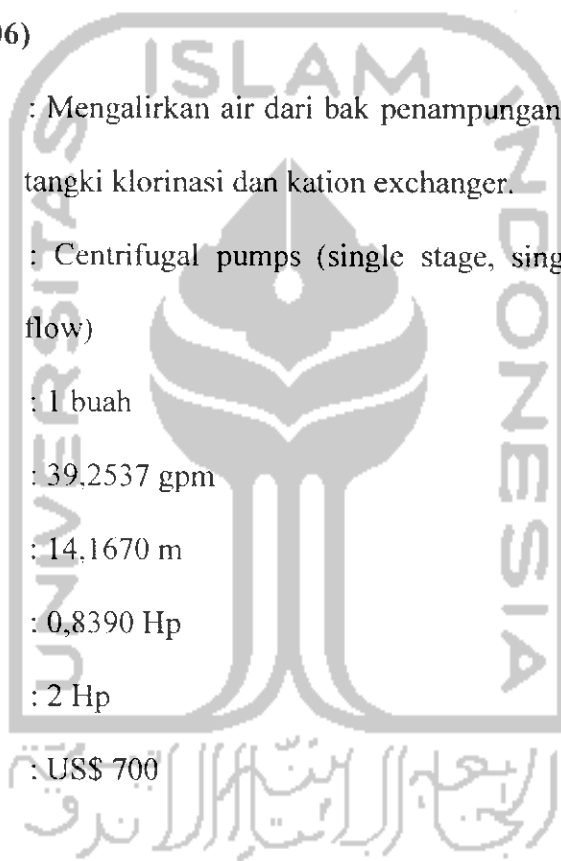
Kapasitas : 39,2537 gpm

Head : 14,1670 m

Tenaga Pompa : 0,8390 Hp

Power Motor : 2 Hp

Harga : US\$ 700



26. Pompa 7 (PU-07)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki klorinasi menuju bak sanitasi.

Jenis : Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 39,2544 gpm

Head : 5,4576 m

Tenaga Pompa : 0,8888 Hp
 Power Motor : 2 Hp
 Harga : US\$ 700

27. Pompa 8 (PU-08)

Fungsi : Mengalirkan air dari kation excchanger (KE-01) menuju anion exchanger (AE-01).

Jenis : Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 39,2537 gpm

Head : 5,5401 m

Tenaga Pompa : 0,9022 Hp

Power Motor : 2 Hp

Harga : US\$ 700

28. Pompa 9 (PU-09)

Fungsi : Mengalirkan air dari anion exchanger (AE-01) menuju tangki kondensat.

Jenis : Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 39,2537 gpm

Head : 5,1494 m
 Tenaga Pompa : 0,8386 Hp
 Power Motor : 2 Hp
 Harga : US\$ 700

29. Pompa 10 (PU-10)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki kondensat menuju deacerator.
 Jenis : Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)
 Jumlah : 1 buah
 Kapasitas : 39,2537 gpm
 Head : 5,1494 m
 Tenaga Pompa : 0,8792 Hp
 Power Motor : 2 Hp
 Harga : US\$ 700

30. Pompa 11 (PU-11)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki deacerator menuju boiler.
 Jenis : Centrifugal pumps (single stage, single suction, mixed flow)
 Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 39,2537 gpm

Head : 5,1494 m

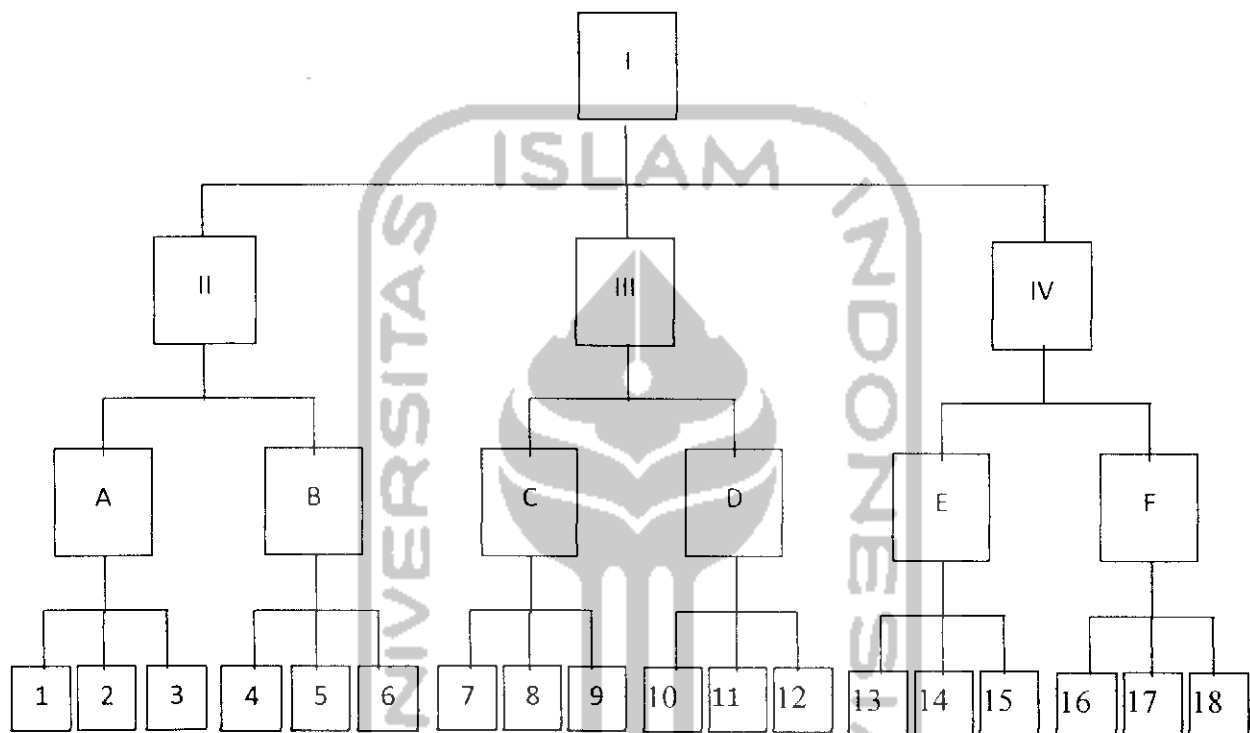
Tenaga Pompa : 0,9216 Hp

Power Motor : 2 Hp

Harga : US\$ 700



4.5. Struktur Organisasi



- | | |
|--|--|
| I. Direktur Utama | 6. Seksi Instrumentasi dan Listrik |
| II. Direktur Produksi | 7. Seksi Pemadam Kebakaran |
| III. Direktur Umum | 8. Seksi Kesehatan |
| IV. Direktur Administrasi dan Keuangan | 9. Seksi Keselamatan Kerja |
| A. Kepala Bidang Produksi | 10. Seksi Logistik |
| B. Kepala Bidang Teknik | 11. Seksi Pengamanan (Security) |
| C. Kepala Bidang Pencegahan Kegagalan | 12. Seksi Transportasi dan Rumah Tangga |
| D. Kepala Bidang Urusan Dalam | 13. Seksi Pembukuan dan Keuangan |
| E. Kepala Bidang Keuangan | 14. Seksi Pemasaran |
| F. Kepala Bidang Administrasi | 15. Seksi Pembelian |
| 1. Seksi Proses | 16. Seksi Tata Usaha dan Kesekretariatan |
| 2. Seksi Utilitas | 17. Seksi Humas |
| 3. Seksi Laboratorium dan Riset | 18. Seksi Personalia dan Kepegawaian |
| 4. Seksi Bengkel dan Perawatan | |
| 5. Seksi Shift dan Koordinasi | |

4.6. Pelayanan Teknik (Utilitas)

Salah satu faktor yang menunjang kelancaran suatu proses produksi di dalam pabrik adalah penyediaan utilitas, karena utilitas sangat mempunyai arti penting dalam menunjang operasi pabrik. 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

4.6.1. 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 TBA ini, untuk mencukupi kebutuhan air diperoleh dari sungai donan yang terletak tidak jauh dari pabrik. Air yang dibutuhkan digunakan untuk keperluan proses yaitu, untuk membuat steam dan sebagai air pendingin serta untuk air minum.

1. Air Pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor berikut :

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
 - b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
 - c. Dapat menyerap jumlah panas yang sangat tinggi persatuan volume.
 - d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
 - e. Tidak terdekomposisi.
- ## 2. Sebagai pemadam kebakaran dan alat pemadam lain.

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

1. Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang 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 :
 - Suhu : di bawah suhu udara
 - Warna : jernih
 - Rasa : tidak berasa
 - Bau : tidak berbau

b. Syarat kimia, meliputi :

- Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- Tidak mengandung bakteri.

2. Air Minum

Unit penyediaan dan pengolahan air meliputi :

1. Clarifier

Kebutuhan air di dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan air tersebut meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan desinfektan maupun dengan penggunaan ion exchanger.

Mula-mula raw water diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu :

- $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, yang berfungsi sebagai flokulan.
- Na_2CO_3 yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukan kedalam clarifier untuk mengendapkan pengotor dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$, koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur PH. Air baku ini dimasukan melalui bagian tengah clarifier dan diaduk dengan agitator.

Air bersih keluar dari pinggir clarifier secara overflow, sedangkan sludge (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai turbiditi sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar clarifier turbiditinya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

2. Penyaringan

Air dari clarifier dimasukkan kedalam sand filter untuk menahan atau menyaring partikel-partikel solid yang lolos atau terbawa bersama air dari clarifier. Air keluar dari sand filter dengan turbiditi kira-kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (filter water reservoir).

Air bersih ini kemudian di distribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. Sand filter akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara back washing.

3. Demineralisasi

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 di bawah 0,3 ohm dan kandungan silika lebih kecil dari 0,02 ppm.

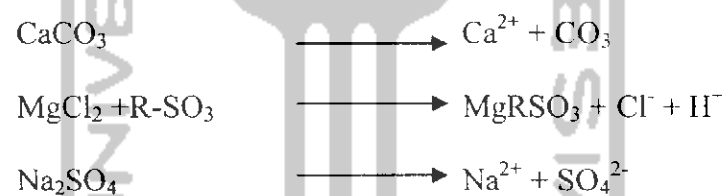
Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut :

a. Kation exchanger

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

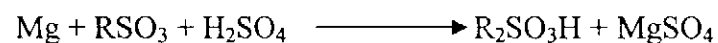
Sehingga air yang keluar dari kation tower adalah air yang mengandung anion dan ion H^+ .

Reaksi



Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu di regenerasikan kembali dengan asam sulfat.

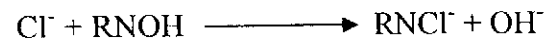
Reaksi



b. Anion Exchanger

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basah, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

Reaksi :



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

Reaksi



c. Deaerasi

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami Demineralisasi (polish water) dipompakan ke dalam deaerator dan diinjeksikan hidrasin (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (Scale) pada tube boiler.

Reaksi



Ke dalam deaerator juga dimasukkan low steam kondensat yang berfungsi sebagai media pemanas.

Air yang keluar dari deaerator ini dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler (boiler feed water).

4. Pendinginan dan menara pendingin

Air yang telah digunakan pada cooler dan alat proses yang menggunakan pendingin, temperaturnya akan naik akibat perpindahan panas. Oleh karena itu, untuk digunakan kembali perlu didinginkan pada cooling tower. Air yang didinginkan pada cooling tower adalah air yang telah menjalankan tugasnya pada unit-unit pendingin di pabrik.

- **Kebutuhan air pendingin**

Tabel 4.2 Kebutuhan Air Pendingin

No	Nama Alat	Kode	Jumlah Kebutuhan	
			(lb/jam)	(kg/jam)
1	Cooler 01	CO-01	14.969,8668	6.790,2174
2	Cooler 02	CO-02	6.083,0154	2.759,2094
3	Condensor 01	CD-01	37.575,0368	17.043,75
4	Condensor 03	CD-03	9.639,2274	4.372,28
5	Reaktor	R-01	5.738,1917	2.602,8000
Jumlah			74.005,3381	33.568,2568

- **Kebutuhan Amoniak**

Tabel 4.3 Kebutuhan Amoniak

No	Nama Alat	Kode	Jumlah Kebutuhan	
			(lb/jam)	(kg/jam)
1	Condensor 02	CD-02	30.149,5007	13.675,5835
2	Condensor 04	CD-04	21.706,2842	9.845,8049
Jumlah			51.855,7849	23.521,3884

4.6.2. Unit Pembangkit Steam

Unit ini bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam pada proses produksi, yaitu dengan menyediakan ketel uap (boiler) dengan spesifikasi :

Kapasitas : 33487,155 kg/jam

Tekanan : 14,7 psia

Jenis : *Fire Tube Boiler*

Jumlah : 1 Buah

Ketel uap jenis Fire Tube Boiler dengan bahan bakar fuel oil dilengkapi dengan drum separator.

- **Kebutuhan Steam**

Tabel 4.4 Kebutuhan Steam

No	Nama Alat	Kode	Jumlah Kebutuhan	
			(lb/jam)	(kg/jam)
1	Heat exchanger 01	HE-01	270,4531	122,6755
2	Heat exchanger 02	HE-02	153,1615	69,4729
3	Heat exchanger 03	HE-03	177,5883	80,5527
4	Heat exchanger 04	HE-04	232,6972	105,5497
5	Reboiler 01	RB-01	2.401,0825	1.089,1127
Jumlah			3.234,9826	1.467,3635

4.6.3. Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan akan tenaga listrik di pabrik ini sebesar 220 Kw sudah termasuk penerangan, laboratorium, rumah tangga, perkantoran, pendingin ruangan (AC) dan kebutuhan lainnya.

Untuk mencukupi kebutuhan tersebut pabrik TBA menggunakan listrik dari PLN, dan untuk cadangan listrik digunakan generator diesel dengan kapasitas 300 Kw jika pasokan listrik kurang. Spesifikasi generator diesel yang digunakan adalah :

- Kapasitas = 300 Kw
- Jenis = Generator Diesel
- Jumlah = 1 buah

Prinsip kerja dari generator diesel ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar poros engkol sehingga dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik ini di distribusikan ke panel yang selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari-hari digunakan tenaga listrik 50 % dan diesel 50 %. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari diesel 100 %. Kebutuhan listrik dapat dibagi menjadi :

a. Listrik untuk keperluan proses

- Peralatan proses

Tabel 4.5 Kebutuhan Listrik alat proses

No	Nama Alat	Kode	Jumlah	Power (Hp)	
				@alat	Total
1	Pompa	P-01	1	1	1
2	Pompa	P-02	1	1,5	1,5
3	Pompa	P-03	1	1	1
4	Pompa	P-04	1	2,5	2,5
5	Pompa	P-05	1	1	1
6	Pompa	P-06	1	1	1
7	Pompa	P-07	1	1	1
8	Pompa	P-08	1	1	1
Jumlah					10

Kebutuhan listrik untuk peralatan proses = 10 Hp

- **Peralatan utilitas**

Tabel 4.6 Kebutuhan Listrik alat utilitas

No	Nama Alat	Kode	Jumlah	Power Hp	
				@alat	Total
1	Clarifier	CLU	1	6,25	6,25
2	Cooling Tower	CTU	1	5	5
3	Tangki Flokulator	TFU	1	2	2
4	Pompa	PU-01	1	1	1
5	Pompa	PU-02	1	1	1
6	Pompa	PU-03	1	5	5
7	Pompa	PU-04	1	5	5
8	Pompa	PU-05	1	5	5
9	Pompa	PU-06	1	5	5
10	Pompa	PU-07	1	2	2
11	Pompa	PU-08	1	2	2
12	Pompa	PU-09	1	0,5	0,5
13	Pompa	PU-10	1	2	2
14	Pompa	PU-11	1	2	2
Jumlah				43,75	43,75

Kebutuhan Listrik untuk utilitas = 43,75 Hp

Total listrik untuk keperluan proses

$$10 \text{ Hp} + 43,75 \text{ Hp} = 53,75 \text{ Hp}$$

Diambil angka keamanan 10 % = 59,125 Hp

b. Listrik untuk keperluan alat kontrol dan penerangan

- Alat kontrol diperkirakan sebesar 30 Kw
- Laboratorium, rumah tangga, perkantoran, jalan raya, dll diperkirakan 200 Kw

Tabel 4.7 kebutuhan Listrik untuk sanitasi

Penerangan	Kebutuhan Listrik (Kw)
Pos keamanan	10
Gudang Serba guna	20
Area Parkir	10
Kantin dan Pop-kar	10
Taman dan Jalan	5
Bengkel dan Gudang Alat	10
Gudang Bhn Kimia	10
Pemadam Kebakaran	10
Area Utilitas	10
Area Perluasan Pabrik	10
Area Proses	10
Ruang Kontrol	10
Poliklinik	10
Laboratorium	10
Perpustakaan	15
Mushola	10
Perumahan	10
Kantor KKKLL	20
Total	200

- Secara keseluruhan kebutuhan listrik sebesar = 230 Kw

Jika over design 25 % maka total kebutuhan listrik = 287,5 Kw

Energi sebesar ini diperoleh dengan membeli dari PLN namun juga disediakan generator cadangan berkekuatan 2000 Kw jika sewaktu-waktu listrik padam atau pasokan listrik berkurang.

4.6.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar industrial diesel oil (IDO) yang diperoleh dari PT Pertamina Cilacap.

Kebutuhan bahan bakar IDO

Effisiensi 75 % dari kebutuhan listrik total

$$\begin{aligned} \text{Effisiensi generator } 75 \% &= \frac{287,5 \text{ kWatt}}{0,75} = 383,3333 \text{ kWatt} \\ &= \frac{383,3333 \text{ kWatt} \left(\frac{1 \text{ Btu/jam}}{0,00029307 \text{ kWatt}} \right)}{250000 \text{ Btu/gall}} \\ &= 5,2319 \text{ gall/jam} \times 3,7853 \text{ lt/gall} \\ &= 19,8045 \text{ lt/jam} \end{aligned}$$

Spesifikasi IDO, minyak diesel :

Heat value = 250.000 Btu/gall

Derajat API = 22 – 28 °API

Densitas = 0,874 kg/lt

Viskositas = 1,2 Cp

4.7. Laboratorium

4.7.1. Kegunaan laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Sedangkan fungsinya yang lain adalah untuk pengendalian terhadap pencemaran lingkungan, baik pencemaran udara ataupun pencemaran air.

Laboratorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan penelitian mengenai bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan untuk meningkatkan dan menjaga kualitas atas mutu produksi perusahaan. Analisa yang dilakukan dalam rangka pengendalian mutu meliputi analisa bahan baku dan bahan pembantu, analisa proses dan analisa kualitas produk.

Tugas laboratorium antara lain :

- Memeriksa bahan baku dan bahan pembantu yang akan digunakan
- Menganalisa dan meneliti produk yang akan dipasarkan (TBA)
- Melakukan percobaan yang ada kaitannya dengan proses produksi
- Memeriksa kadar zat-zat pada buangan pabrik yang dapat menyebabkan pencemaran agar sesuai dengan baku mutu yang telah ditetapkan.

4.7.2. Progran kerja laboratorium

1. Analisa Bahan Baku dan Produk

Dalam upaya pengendalian mutu pabrik ini, maka akan dioptimalkan aktivitas laboratorium untuk pengujian mutu. Adapun analisa pada proses pembuatan TBA meliputi : kemurnian, warna, densitas, viskositas, titik didih, spesifik gravity.

2. Analisa untuk keperluan utilitas

Adapun analisa untuk keperluan utilitas meliputi :

- a. Analisa feed water, yang dianalisa meliputi dissolved oksigen, PH, hardness, total solid, suspended solid serta oil dan organik mater.

Syarat kualitas feed water :

- DO : lebih baik $0 \leq 0,007$ ppm ($\leq 0,005$ cc/L)
- PH : ≥ 7
- Hardness : 0
- Temporary hardness maximum : ppm CaCO_3
- Total solid : ≤ 200 ppm (0-600 Psi), ≤ 10 ppm (600-750 Psi)
- Suspended solid : 0
- Oil dan organik mater : 0
- Penukaran ion, yang dianalisa adalah kesadahan CaCO_3 dan silika sebagai SiO_2
- Air bebas mineral, analisisnya sama dengan penukar ion
- Analisa cooling water, yang di analisa PH jenuh CaCO_3 dan indeks langelier.

Syarat kualitas air pada cooling water :

- $PH \text{ jenuh } CaCO_3 : 11,207 - 0,916 \log Ca + \log Mg - 0,991 \log$
total alkalinitas + $0,032 \log SC_4$
- Indeks Langlier : $PH \text{ jenuh } CaCO_3 (0,6 - 10$

- b. Air minum yang dihasilkan dianalisa meliputi PH, kadar klor, dan kekeruhan.
- c. Air bebas mineral yang dianalisa meliputi PH, kesadahan, jumlah O₂ terlarut, dan kadar Fe.

Untuk mempermudah pelaksanaan program kerja laboratorium, maka laboratorium di pabrik ini dibagi menjadi tiga bagian :

1. Laboratorium pengamatan

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa secara fisika terhadap semua arus yang berasal dari proses-proses produksi maupun tangki serta mengeluarkan : sertifikat of Quality untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan. Jadi pemeriksaan dan pengamatan dilakukan terhadap bahan baku dan produk akhir.

2. Laboratorium analisa atau analitik

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan analisa terhadap sifat-sifat dan kandungan kimiawi bahan baku, produk akhir, kadar air, dan bahan kimia yang digunakan (aditif, bahan-bahan injeksi, dll)

3. Laboratorium penelitian, pengembangan dan perlindungan lingkungan

Tugas dari laboratorium ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap kualitas material terkait dalam proses yang digunakan untuk meningkatkan hasil akhir. Sifat dari laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian hal-hal yang baru untuk keperluan pengembangan. Termasuk di dalamnya adalah kemungkinan penggantian, penambahan, dan pengurangan alat proses.

4.7.3. Alat-Alat Utama Laboratorium

Alat-alat utama yang digunakan di laboratorium antara lain :

a. Water Content Tester

Alat ini digunakan untuk menganalisa kadar air dalam produk

b. Gas Chromatography

Alat ini digunakan untuk menganalisa kadar iso butilena dalam bahan baku dan TBA dalam produk

c. Viscosimeter Bath

Alat ini digunakan untuk mengukur viscositas produk keluar dari reaktor

d. Hydrometer

Alat ini digunakan untuk mengukur spesifik gravity

4.8. Kesehatan Dan Keselamatan Kerja

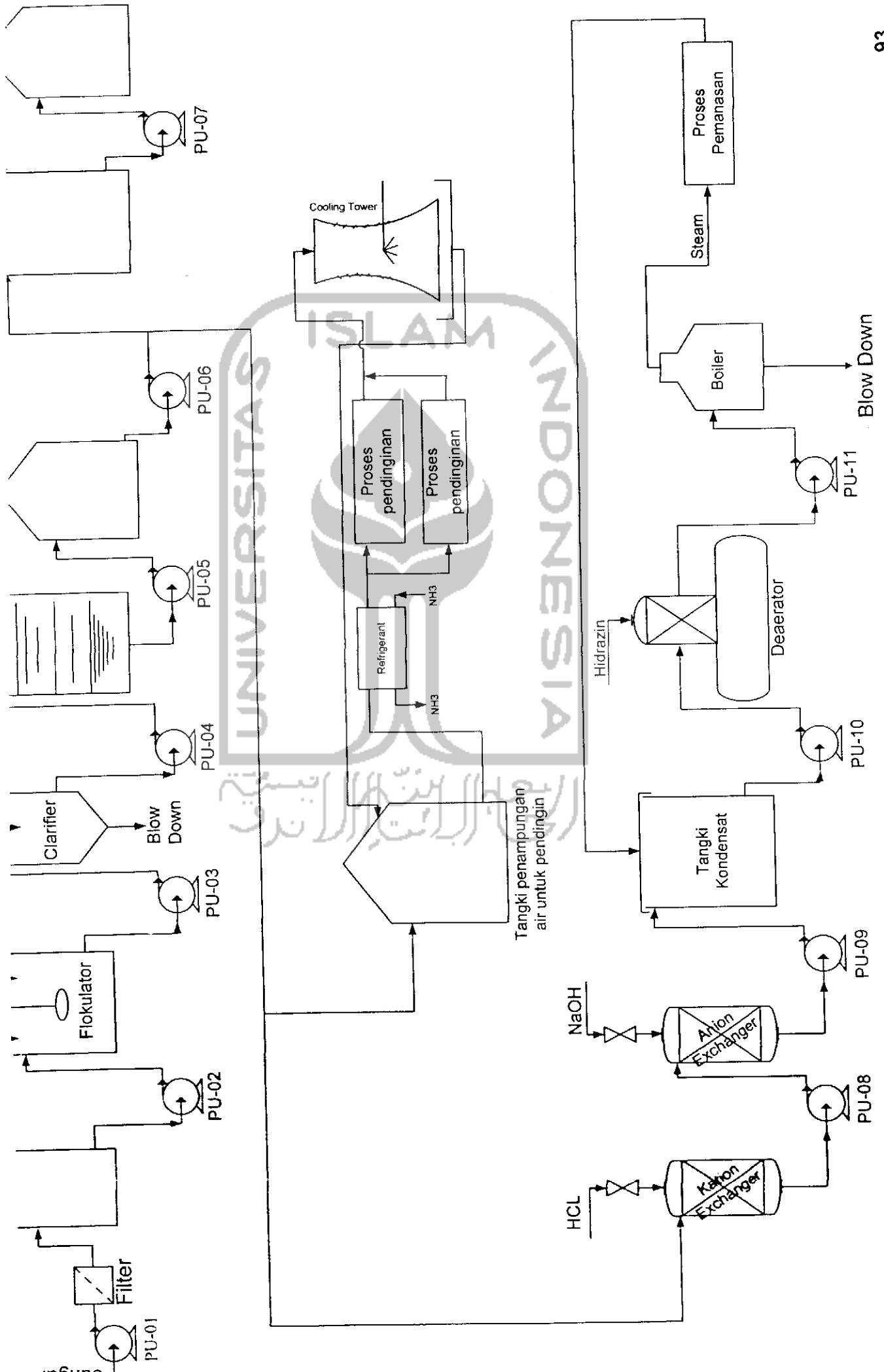
Bahan-bahan yang digunakan dalam pabrik cukup berbahaya, oleh karena itu diperlukan disiplin kerja yang baik. Kesalahan akan dapat mengakibatkan kecelakaan bagi manusia dan peralatan pabrik, misal kesakitan, kematian kebakaran, keracunan dan ledakan. Untuk setiap karyawan pabrik diberikan perlengkapan pakaian seperti helm, sarung tangan, masker, dan lain-lain.

Penanganan keselamatan kerja tidak lepas dari rancangan dan pelaksanaan konstruksi. Untuk itu semua peralatan harus memenuhi standar rancang bangun. Keamanan kerja berkaitan erat dengan aktivitas suatu industri, maka perlu dipikirkan suatu sistem keamanan yang memadai, karena menyangkut keselamatan manusia, bahan baku, produk dan peralatan pabrik.

Sistem keamanan dapat terwujud karena beberapa hal seperti pemilihan lokasi, tidak ada dampak lingkungan negatif, tata letak peralatan pabrik dan kepatuhan karyawan terhadap semua peraturan di dalam pabrik. Keamanan suatu pabrik kimia sangat tergantung dari penanganan, pengendalian dan usaha untuk mencegah bahaya yang mungkin timbul.

Fasilitas pemadam kebakaran seperti *fire hydrant* perlu ditempatkan pada tempat-tempat yang strategis, di samping itu perlu disediakan pulaportabel *fire fighting equipment* pada setiap ruangan dan tempat-tempat yang mudah dicapai.





Gambar 4.3. Diagram Alir Utilitas

4.9. Organisasi Perusahaan

4.9.1. Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan yang dipilih oleh pabrik TBA adalah Perseroan terbatas (PT) yang berbentuk badan hukum. Badan hukum ini disebut perseroan sebab modal badan hukum terdiri atas saham-saham dan kredit dari dalam dan luar negeri.

Perseroan terbatas harus didirikan memakai akte autentik. Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh seorang Direksi yang terdiri dari seorang direktur utama dibantu oleh Direktur-Direktur. Direktur dipilih oleh rapat umum anggota. Tidak selalu seorang yang dipilih menjadi Direktur adalah orang yang memiliki saham, dapat juga orang lain. Pekerjaan direksi sehari-hari diawasi oleh rapat umum para pemilik saham. Dewan komisaris berhak mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu oleh akuntan pabrik bila dalam perusahaan ada hal-hal yang kurang beres. Direksi dan komisaris dipilih kembali oleh rapat umum pemilik saham apabila mereka bersedia setelah masa jabatannya habis. Kekuasaan tertinggi dalam perseroan terbatas adalah rapat umum para pemilik saham yang biasanya diadakan setahun sekali.

Modal perusahaan diperoleh dari penjualan saham-saham, dan bila perusahaan rugi maka pemilik saham hanya akan kehilangan modalnya saja dan tidak menyinggung harta kekayaan pribadi untuk melunasi hutang-hutangnya.

Ciri-ciri perseroan terbatas antara lain :

- Didirikan dengan akta notaris berdasarkan Kitab Undang-Undang Hukum dagang
- Besarnya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham
- Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham
- Pabrik dipimpin oleh seorang Direktur yang dipilih oleh para pemegang saham
- Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada Direktur dengan memperhatikan hukum-hukum perburuan.

4.9.2. Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi merupakan susunan yang terdiri dari fungsi-fungsi dan hubungan-hubungan yang menyatakan seluruh kegiatan untuk mencapai suatu sasaran. Secara fisik, struktur organisasi dapat dinyatakan dalam bentuk grafik yang memperlihatkan hubungan unit-unit operasi dan garis-garis wewenang yang ada.

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan dalam perusahaan tersebut, karena hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan, demi tercapainya hubungan kerja yang baik antara karyawan. Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa asas yang dapat dijadikan pedoman. antara lain perumusan tugas perusahaan dengan jelas,

pendelegasian wewenang, pembagian tugas kerja yang jelas, kesatuan perintah dan tanggung jawab, sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan, dan organisasi perusahaan yang fleksibel.

Sistem struktur organisasi ada tiga yaitu : *line*, *line dan staff*, serta sistem fungsional. Dengan berpedoman terhadap asas-asas tersebut maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu sistem *line/lini* dan *staff*. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan 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 staff ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli di bidangnya. Bantuan pikiran dan nasihat akan diberikan oleh staff ahli kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi *line/lini* dan *staff* ini, yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan yang disebut lini dan orang-orang yang menjalankan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional dan disebut staff.

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh Kepala Bidang Produksi serta Kepala Bidang Keuangan dan Umum. Kepala Bidang membawahi beberapa Kepala Seksi, yang akan bertanggung jawab

membawahi seksi-seksi dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab, Kepala Bidang Produksi membawahi Seksi Operasi dan Seksi Teknik. Sedangkan Kepala Keuangan dan Umum, seksi Pemasaran dan Seksi Keuangan & Administrasi. Masing-masing kepala seksi akan membawahi Koordinator unit atau langsung membawahi karyawan. Unit Koordinator untuk mengkoordinasi dan mengawasi karyawan yang ada di unitnya.

Dengan adanya struktur organisasi pada perusahaan maka akan diperoleh beberapa keuntungan, antara lain :

- Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembagian tugas, tanggung jawab, wewenang dan lain-lain.
- Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- Penyusunan program pengembangan manajemen perusahaan akan lebih terarah.
- Ikut menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada
- Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
- Dapat mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

4.9.3. Tugas Dan Wewenang

4.9.3.1. Pemegang Saham

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut.

Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang berbentuk PT adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut, para pemegang saham bertugas untuk :

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

4.9.3.2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana dari pemilik saham dan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas Dewan Komisaris meliputi :

1. Menilai dan menyetujui Direksi tentang kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahannya.
2. Mengawasi tugas Direksi
3. Membantu Direksi dalam hal yang penting

4.9.3.3. Dewan Direksi

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggungjawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur utama membawahi Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas Direktur Utama antara lain :

1. Melakukan kebijaksanaan perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaannya pada pemegang saham pada rapat umum pemegang saham .
2. Menjaga kestabilan manajemen perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan baik antara pemilik saham, pimpinan, dan karyawan
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat untuk pemegang saham
4. Mengkoordinasi kerjasama dengan direktur teknik dan produksi, direktur keuangan, dan umum serta personalia.

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain :

1. Bertanggung jawab pada Direktur Utama dalam bidang produksi dan teknik.
2. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kepala bagian yang dibawahinya.

Tugas Direktur Keuangan dan Umum antara lain :

1. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum, K3 dan litbang serta pemasaran
2. Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kepala bagian yang di bawahinya

4.9.3.4. Staff Ahli

Staff Ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staff Ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang dan keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang Staff Ahli antara lain :

1. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
2. Mengadakan evaluasi teknik dan ekonomi perusahaan
3. Memberikan saran dalam bidang produksi

4.9.3.5. 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 bertanggung jawab kepada Direktur masing-masing.

❖ Kepala Bagian Produksi

Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala Bagian membawahi :

➤ Seksi proses

Tugas antara lain :

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

➤ Seksi Pengendalian

Tugas antara lain :

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

➤ Seksi Laboratorium

Tugas antara lain :

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku, bahan pembantu dan produk
- Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik
- Membuat laporan berkala pada kepala bagian Produksi

❖ **Kepala Bagian Teknik**

Tugas antara lain :

- Bertanggung jawab kepada Direktur Teknik dan produksi dalam bidang peralatan proses dan utilitas
- Mengkoordinasi kepala-kepala seksi yang dibawahinya
- Kepala bagian teknik membawahi :

➤ Seksi Pemeliharaan

Tugas Antara lain :

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
- Memperbaiki kerusakan peralatan pabrik

➤ Seksi Utilitas

Tugas antara lain :

- Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air dan listrik.

❖ **Kepala Bagian Pemasaran**

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

Kepala Bagian pemasaran membawahi :

- Seksi Pembelian
- Seksi Pemasaran atau Penjualan

❖ **Kepala Bagian Keuangan**

Bertanggung jawab kepada Direktur Keuangan dan Umum dalam bidang Administrasi dan Keuangan.

Kepala bagian keuangan membawahi :

- Seksi Administrasi
- Seksi Kas

❖ **Kepala Bagian Umum**

Bertanggung jawab kepada Dierktur Keuangan dan Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Umum membawahi :

- Seksi Personalia
- Seksi Humas
- Seksi Keamanan

4.9.3.6. **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 bertanggung jawab kepada kepala bagian sesuai dengan seksinya masing-masing.

a. Kepala Seksi Proses

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

Seksi Proses

Tugas Seksi Proses antara lain :

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

b. 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 :

- Menangani hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.
- Bertanggung jawab terhadap perencanaan dan pengawasan keselamatan proses, instalasi perawatan, karyawan, dan lingkungan (inspeksi)

c. Kepala Seksi Laboratorium

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

Seksi Laboratorium

Tugas Seksi Laboratorium antara lain :

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu
- Mengawasi dan menganalisa mutu produksi
- Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan buangan pabrik dan
- Membuat laporan berkala kepada kepala bagian produksi

d. 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

e. Kepala Seksi Utilitas

Tugas Kepala Seksi Utilitas adalah bertanggung jawab 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

f. Kepala Seksi Penelitian

Tugas kepala seksi penelitian adalah bertanggung jawab kepada kepala bagian R&D dalam hal mutu produk.

Seksi Penelitian

Tugas seksi penelitian antara lain :

- Melakukan riset guna mempertinggi mutu suatu produk.

g. Kepala Seksi Pengembangan

Tugas Kepala Seksi Pengembangan adalah bertanggung jawab kepada kepala bagian R&D dalam hal pengembangan produksi.

Seksi Pengembangan

Tugas Seksi Pengembangan antara lain :

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

h. 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.

i. Kepala Seksi Keuangan

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

Seksi Keuangan

Tugas Seksi Keuangan antara lain :

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

j. Kepala Seksi Penjualan

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

Seksi Penjualan

Tugas Seksi Penjualan antara lain :

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi dan mengatur distribusi hasil produksi dari gudang

k. 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 oleh perusahaan serta mengetahui harga pasaran dari suatu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang

l. 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 :

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

m. Kepala Seksi Humas

Tugas Kepala Seksi Humas bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Umum dalam hal yang berhubungan dengan masyarakat.

Seksi Humas

Tugas Seksi Humas antara lain :

- Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan.

n. Kepala Seksi Keamanan

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

Seksi Keamanan

Tugas Seksi Keamanan antara lain :

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

4.9.4. Sistem Kepegawaian dan sistem gaji

Pada pabrik TBA ini pemberian gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian. Pembagian karyawan pabrik ini dapat dibagi menjadi tiga golongan antara lain :

1.) Karyawan Tetap

Yaitu karyawan yang diangkat dan di berhentikan dengan Surat Keputusan (SK) Direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

2.) Karyawan Harian

Yaitu karyawan yang diangkat dan di berhentikan Direksi tanpa SK Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir minggu.

3.) Karyawan Borongan

Yaitu karyawan yang dikaryakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

4.9.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Jadwal kerja di perusahaan ini dibagi menjadi dua bagian yaitu jadwal kerja kantor (jadwal non shift) dan jadwal kerja pabrik (jadwal shift).

4.9.5.1. Jadwal Non Shift

Jadwal ini berlaku untuk karyawan kantor (office). Dalam satu Minggu jam kantor adalah 40 jam dengan perincian sebagai berikut :

- Senin-Jumat : 08.00-16.30 WIB
- Istirahat : 12.00-13.00 WIB
- Coffe Break I : 09.45-10.00 WIB
- Coffe Break II : 14.45-15.00 WIB
- Sabtu : 08.00-13.30 WIB
- Istirahat Sabtu : 12.00-12.30 WIB

4.8.5.2. Jadwal Shift

Jadwal Kerja ini diberlakukan kepada karyawan yang berhubungan langsung dengan proses produksi, misalnya bagian produksi, mekanik, laboratorium, genset dan elektrik, dan instrumentasi. Jadwal kerja pabrik ini dibagi dalam 3 shift, yaitu :

- Shift I : 24.00-08.00 WIB
- Shift II : 08.00-16.00 WIB
- Shift III : 16.00-24.00 WIB

Setelah dua hari masuk shift II, dua hari shift III, dan dua hari shift I, maka karyawan shift ini mendapat libur selama dua hari. Setiap masuk kerja

shift ini mendapat libur selama dua hari. Setiap masuk kerja shift, karyawan diberikan waktu istirahat selama 1 jam secara bergantian.

Di luar jam kerja kantor maupun pabrik tersebut, apabila karyawan masih dibutuhkan untuk bekerja, maka kelebihan jam kerja tersebut akan diperhitungkan sebagai kerja lembur (Over Time) dengan perhitungan gaji yang tersendiri. Untuk hari besar (hari libur nasional), karyawan kantor diliburkan. Sedangkan karyawan pabrik tetap masuk kerja sesuai jadwalnya dengan perhitungan lembur.

4.9.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji.

4.9.6.1. Penggolongan Jabatan

Tabel 4.8 Penggolongan Jabatan

No	Jabatan	Pendidikan
1	Direktur Utama	Sarjana Teknik Kimia
2	Direktur Teknik dan Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3	Direktur Keuangan dan umum	Sarjana Ekonomi
4	Kepala Bagian Produksi	Sarjana Teknik Kimia
5	Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin/ Elektro
6	Kepala Bagian R&D	Sarjana Teknik Kimia
7	Kepala Bagian Keuangan	Sarjana Ekonomi
8	Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi
9	Kepala Bagian Umum	Sarjana Hukum
10	Kepala Seksi	Sarjana Muda Teknik Kimia
11	Operator	STM / SMU / Sederajat
12	Sekretaris	Akademi Sekretaris
13	Staff	Sarjana Muda / D3
14	Medis	Dokter
15	Paramedis	Perawat
16	Lain-lain	SD / SMP / Sederajat

4.9.6.2. Perincian Jumlah Karyawan

Tabel 4.9 Jumlah Karyawan Pada Masing-Masing Bagian

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	1
3	Direktur Keuangan dan Umum	1
4	Staff Ahli	2
5	Sekretaris	2
6	Kepala Bagian Umum	1
7	Kepala Bagian Pemasaran	1
8	Kepala Bagian Keuangan	1
9	Kepala Bagian Teknik	1
10	Kepala Bagian Produksi	1
11	Kepala Bagian R&D	1
12	Kepala Seksi Personalia	1
13	Kepala Seksi Humas	1
14	Kepala Seksi Keamanan	1
15	Kepala Seksi Pembelian	1
16	Kepala Seksi Pemasaran	1
17	Kepala Seksi Administrasi	1
18	Kepala Seksi Kas/Anggaran	1
19	Kepala Seksi Proses	1
20	Kepala Seksi Pengendalian	1
21	Kepala Seksi Laboratorium	1
22	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
23	Kepala Seksi Utilitas	1
24	Kepala Seksi Pengembangan	1
25	Kepala Seksi Penelitian	1
26	Karyawan Personalia	4

Tabel 4.9 Lanjutan Jumlah Karyawan Pada Masing-Masing Bagian

27	Karyawan Humas	3
28	Karyawan Keamanan	9
29	Karyawan Pembelian	4
30	Karyawan Pemasaran	4
31	Karyawan Administrasi	3
32	Karyawan Kas/Anggaran	3
33	Karyawan Proses	24
34	Karyawan Pengendalian	4
35	Karyawan Labiratorium	6
36	Karyawan Pemeliharaan	4
37	Karyawan Utilitas	10
38	Karyawan KKKLI	3
39	Karyawan Litbang	4
40	Karyawan Pemadam Kebakaran	4
41	Medis	1
42	Paramedis	3
43	Sopir	3
44	Cleaning Service	8
	Total	131

4.9.6.3. Sistem Gaji Pegawai

Sistem gaji perusahaan ini dibagi menjadi tiga golongan yaitu :

1. Gaji bulanan

Gaji ini diberikan kepada pegawai tetap dan besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan

2. Gaji harian

Gaji ini diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian

3. Gaji lembur

Gaji ini diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan

Penggolongan gaji berdasarkan jabatan

Tabel 4.10 Gaji Pegawai

Golongan	Jabatan	Gaji/Bulan
1	Direktur Utama	Rp 20.000.000.-
2	Direktur	Rp 15.000.000.-
3	Staff Ahli	Rp 5.000.000.-
4	Kepala bagian	Rp 8.000.000.-
5	Kepala Seksi	Rp 4.500.000.-
6	Sekretaris	Rp 1.800.000.-
7	Dokter	Rp 4.000.000.-
8	Paramedis	Rp 1.500.000.-
9	Karyawan	Rp 1.500.000.-
10	Satpam	Rp 1.200.000.-
11	Sopir	Rp 900.000.-
12	Cleaning Service	Rp 500.000.-

4.9.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Semua karyawan dan staff di perusahaan ini akan mendapat :

1. *Salary*

- a. Salary/bulan
- b. Bonus per tahun untuk staff, min 2 kali basic salary
- c. THR per tahun untuk semua staff, 1 kali basic salary
- d. Natal per tahun untuk semua staff, 1 kali basic salary
- e. Jasa per tahun untuk semua staff, 1 kali basic salary

2. *Jaminan Sosial dan Pajak Pendapatan*

- a. Pajak pendapatan semua karyawan menjadi tanggungan perusahaan.
- b. Jamsostek : 3,5 % kali basic salary.
 - 1,5 % tanggungan perusahaan
 - 2 % tanggungan karyawan

3. *Medical*

- a. Emergency : tersedia poliklinik pengobatan gratis
- b. Tahunan : pengobatan untuk staff dan keluarganya bebas, ditanggung perusahaan.

4. *Perumahan*

Untuk staff disediakan mess

5. *Rekreasi dan olahraga*

- a. Rekreasi : setiap satu tahun sekali karyawan dan keluarga bersama-sama mengadakan tour atas biaya perusahaan.
- b. Olahraga : tersedia lapangan tenis dan bulutangkis

6. *Kenaikkan gaji dan promosi*

- a. Kenaikkan gaji dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan besarnya inflasi, prestasi kerja dan lain-lain.
- b. Promosi dilakukan setiap akhir tahun dengan memperhatikan pendidikan, prestasi kerja, dan lain-lain.

7. *Hak cuti dan ijin*

- a. Cuti tahunan : setiap karyawan mendapatkan cuti setiap tahun selama 12 hari setelah tahun ke 5 mendapatkan tambahan 2 hari (total 20 hari)
- b. Ijin tidak masuk kerja diatur dalam KKB yang ada

8. *Pakaian kerja dan sepatu. Setiap tahun mendapat jatah 2 stell.*

4.9.8. Manajemen Produksi

Manajemen Produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang fungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang dilaksanakan.

Manajemen Produksi meliputi manajemen perencanaan dan manajemen pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan akan diperoleh kualitas produk sesuai dengan rencana dan dalam waktu yang tepat. Dengan meningkatkan kegiatan produksi maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindari terjadinya penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali. Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian dimana perencanaan merupakan tolak ukur bagi kegiatan operasional sehingga penyimpangan yang terjadi dapat segera diketahui dan selanjutnya dikendalikan ke arah yang sesuai.

4.9.8.1. Perencanaan Produksi

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 dua kemungkinan yaitu :

- Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan dengan kemampuan pabrik. Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya :

- Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai dengan 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.

4.9.8.2. Pengendalian produksi

Setelah perencanaan produksi disusun dan diproses, produksi dijalankan maka perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standar jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal, untuk itu perlu dilaksanakan pengendalian kualitas, pengendalian kuantitas, dan pengendalian waktu.

4.10. Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu pada perancangan pabrik TBA 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

4.10.1. 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 index harga. Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada saat sekarang adalah :

$$Ex = Fy \cdot \frac{Nx}{Ny} \dots \quad (\text{hal 16, Aries N,1955})$$

Keterangan:

Ex = harga alat pada tahun x

Fy = harga alat pada tahun y

Nx = indeks harga alat pada tahun x

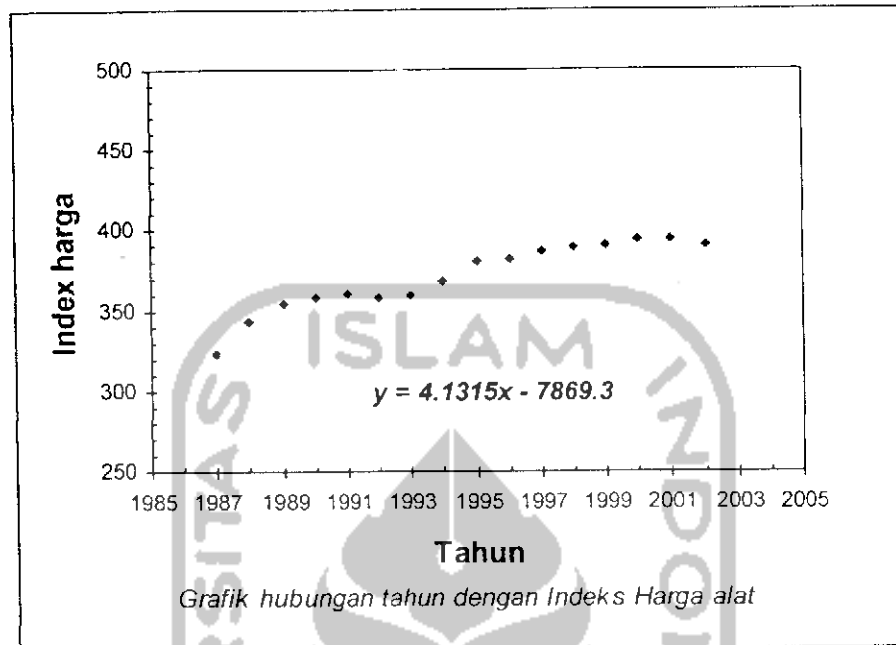
Ny = indeks harga alat pada tahun y

Jenis index yang digunakan adalah chemical engineering plant cost index dari majalah “chemical engineering”.

Tabel 4.11 Index Harga Alat Pada berbagai tahun

Tahun	Tahun (X)	Index (Y)
1987	1	324
1988	2	343
1989	3	355
1990	4	357.6
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
2002	16	390.4
2014	17	459,3

(sumber : Aries Newton dan Peters Timerhaus)



Grafik 4.1. Index Harga Alat

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

$$Eb = Ea \left(\frac{Cb}{Ca} \right)^{0,6} \quad (\text{Aries, N, p.15})$$

Dimana :

Ea = harga alat a

Eb = harga alat b

Ca = Kapasitas alat a

Cb = Kapasitas alat b

Besarnya harga eksponen bermacam-macam, tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga eksponen untuk bermacam-macam jenis dapat dilihat di

www.matche.com

4.10.2. Dasar Perhitungan

Kapasitas Produksi = 60.000 ton/tahun

Satu Tahun Operasi = 330 hari

Umur Pabrik = 10 Tahun

Pabrik Didirikan = 2014

Krus Mata Uang = 1 US\$ = Rp 12.000.- (www.bi.go.id)

4.10.3. Perhitungan Biaya

4.10.3.1. Capital Investment

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

- a. *Fixed Capital Investment* adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembuatannya.
- b. *Working Capital* adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

4.10.3.1.1. Manufacturing Cost

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

- a. *Direct Cost* adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

- b. Indirect Cost adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.
- c. Fixed Cost merupakan harga yang berkaitan dengan fixed capital dan pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.
- d. General Expeses atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk manufacturing cost.

4.10.4. Analisa Kelayakan

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

4.10.4.1. Percent Return On Investment (ROI)

Return On Investment adalah biaya fixed capital yang kembali per tahun atau tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang telah dikeluarkan.

$$ROI = \frac{\textit{Profit}}{\textit{FCL}} \times 100 \%$$

FCL = Fixed Capital Investment

4.10.4.1.1. 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.

4.10.4.2. 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).

4.10.4.3. Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian). Kapasitas pabrik pada saat sales value = total cost. Pabrik akan rugi jika beroperasi di bawah BEP dan untung jika beroperasi di atasnya.

$$\text{BEP} = \frac{F_a + 0.3 \times R_a}{S_a - V_a - 0.7 \times R_a} \times 100 \%$$

Keterangan :

F_a = Annual Fixed Manufacturing Cost pada max produksi

R_a = Annual Regulated Expenses pada max produksi

S_a = Annual Sales Value pada max produksi

V_a = Annual Variabel Expenses pada max produksi

4.10.4.3.1. Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah level produksi dimana biaya untuk menjalankan operasi pabrik akan lebih mahal dari pada biaya untuk menutup pabrik dan membayar fixed cost

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

4.10.5. Hasil Perhitungan

4.10.5.1. Penentuan Total Capital Investment (TCI)

A. Modal Tetap (Fixed Capital Investment)

Tabel 4.12 Fixed Capital Investment

No	Type of Capital Investment	US \$	Rupiah (Rp)
1	<i>Delivered Equipment</i>	3.389.920,83	-
2	<i>Equipment Instalation</i>	336.322,85	1.460.600.000,-
3	<i>Piping</i>	1.357.302,94	1.688.820.000,-
4	<i>Instrumentation</i>	648.622,64	273.862.000,-
5	<i>Insulation</i>	86.749,94	228.219.000,-
6	<i>Electrical</i>	324.311,32	136.931.000,-
7	<i>Buildings</i>	-	3.690.000.000,-
8	<i>Land and Yard Improvement</i>	-	16.500.000.000,-
9	<i>Utilities</i>	194.119,42	541.468.000,-
	<i>Pysical Plant Cost</i>		
10	<i>Engineerring and Construction</i>	1.398.734,01	5.376.391.000,-
	<i>Direct Plant Cost</i>		
11	<i>Contractor Fee</i>	419.620,20	1.612.917.000,-
12	<i>contingency</i>	1.049.050,50	4.032.293.000,-
	Total Fixed Capital	8.462.340,76	32.527.166.000,-

Kurs mata uang : 1 US\$ = Rp 12.000,-

B. Modal Kerja (Working Capital)

Tabel 4.13 Working Capital

No	Type Of Expense	US \$	Rupiah (Rp)
1	<i>Raw Material Inventory</i>		23.235.435.000,-
2	<i>In Proses Inventory</i>	3.147,13	933.757.000,-
3	<i>Product Inventory</i>	173.092,35	51.356.592.000,-
4	<i>Extended Credit</i>		68.505.324.000,-
5	<i>Avaliable cash</i>	173.092,35	51.356.592.000,-
	Total Working Capital	349.331,83	195.387.700.000,-

Sehingga total Working Capital :

= Rp 199.579.681.000,-

Total Fixed Capital Investment dalam Rupiah

= FC + WC

= Rp 333.654.937.000,-

4.10.5.2. Biaya Produksi Total (Total Production Cost)

A. Manufacturing Cost

Tabel 4.14 Manufacturing Cost

No	Type Of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
1	<i>Raw Materials</i>	-	511.179.565.000,-
2	<i>Labor Cost</i>	-	7.182.000.000,-
3	<i>Supervision</i>	-	1.436.400.000,-
4	<i>Maintenance</i>	253.870,22	975.815.000,-
5	<i>Plant Supplies</i>	-	146.373.000,-
6	<i>Royalties and Patent</i>	38.080,53	-
7	<i>Utilities</i>	-	3.324.800.000,-

➤ Direct Manufacturing Cost

DMC = Raw Material + Labor Cost + Supervision + Maintenance + Plant

Supplies + royalti and Patent + Utilities

= Rp 535.822.627.000,-

➤ Indirect Manufacturing Cost

Tabel 4.15 Indirect Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
1	<i>Payroll and Overhead (15% Labour CC)</i>	-	1.077.300.000,-
2	<i>Laboratory (15% Labour CC)</i>	-	1.077.300.000,-
3	<i>Plant Overhead (50% Labour CC)</i>	-	3.591.000.000,-
4	<i>Packaging and Shipping (10% Labour CC)</i>	-	82.206.388.000,-
	Total		87.951.988.000,-

➤ Fixed Manufacturing Cost

Tabel 4.16 Fixed Manufacturing Cost

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
1	<i>Depresiasi (10% FCC)</i>	-	13.677.524.000,-
2	<i>Properti Tax (2% FCC)</i>	-	2.681.505.000,-
3	<i>Insurance (1% FCC)</i>	-	1.340.751.000,-
	Total		17.699.780.000,-

B. General Expense

Tabel 4.17 General Expense

No	Type of Expenses	US \$	Rupiah (Rp)
1	Administration (3% Sales Price)		19.236.131.000.-
2	Sales Expense (3% Sales Price)		24.661.916.000.-
3	Research (2,5% Sales Price)		20.551.597.000.-
4	Finance (7% Sales Price)		23.355.844.000.-
	Total		87.805.489.000.-

Total biaya produksi = TMC + GE

= Rp 729.009.888.000.-

4.10.5.3. Keuntungan (Profit)

Keuntungan = Total Penjualan Produk - Total Biaya Produksi

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa) = Rp 822.063.880.000.-

Total Biaya Produksi = Rp 729.009.888.000.-

Pajak Keuntungan sebesar 50% (Aries Newton, 1955)

Keuntungan Sebelum Pajak = Rp 93.053.991.000.-

Keuntungan Sesudah Pajak = Rp 55.832.395.000.-

4.10.5.4. Analisa kelayakan

1. Persent Return on Investment (ROI)

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

• ROI sebelum pajak = 69.40 %

• ROI setelah pajak = 41.64 %

2. Pay Out Time (POT)

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

- POT sebelum pajak = 1,26 tahun
- POT setelah pajak = 1,94 tahun

3. Break Even Point (BEP)

Fixed Manufacturing Cost (Fa) = Rp 17.429.782.000,-

Variabel Cost (Va) = Rp 604.931.391.000,-

Regulated Cost (Ra) = Rp 122.161.822.000,-

Penjualan Produk (Sa) = Rp 822.063.880.000,-

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fa} + 0.3 \times \text{Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0.7 \times \text{Ra}} \times 100 \%$$

BEP = 41,0869 %

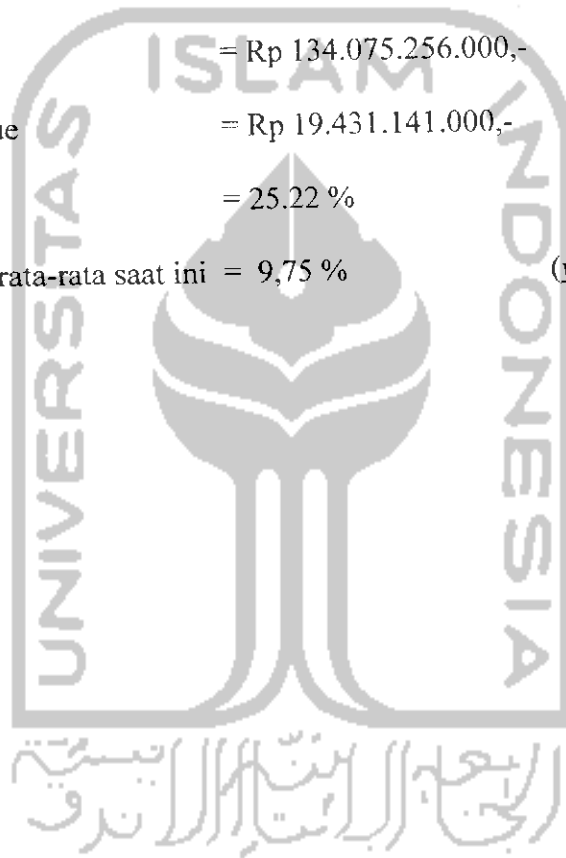
4. Shut Down Point (SDP)

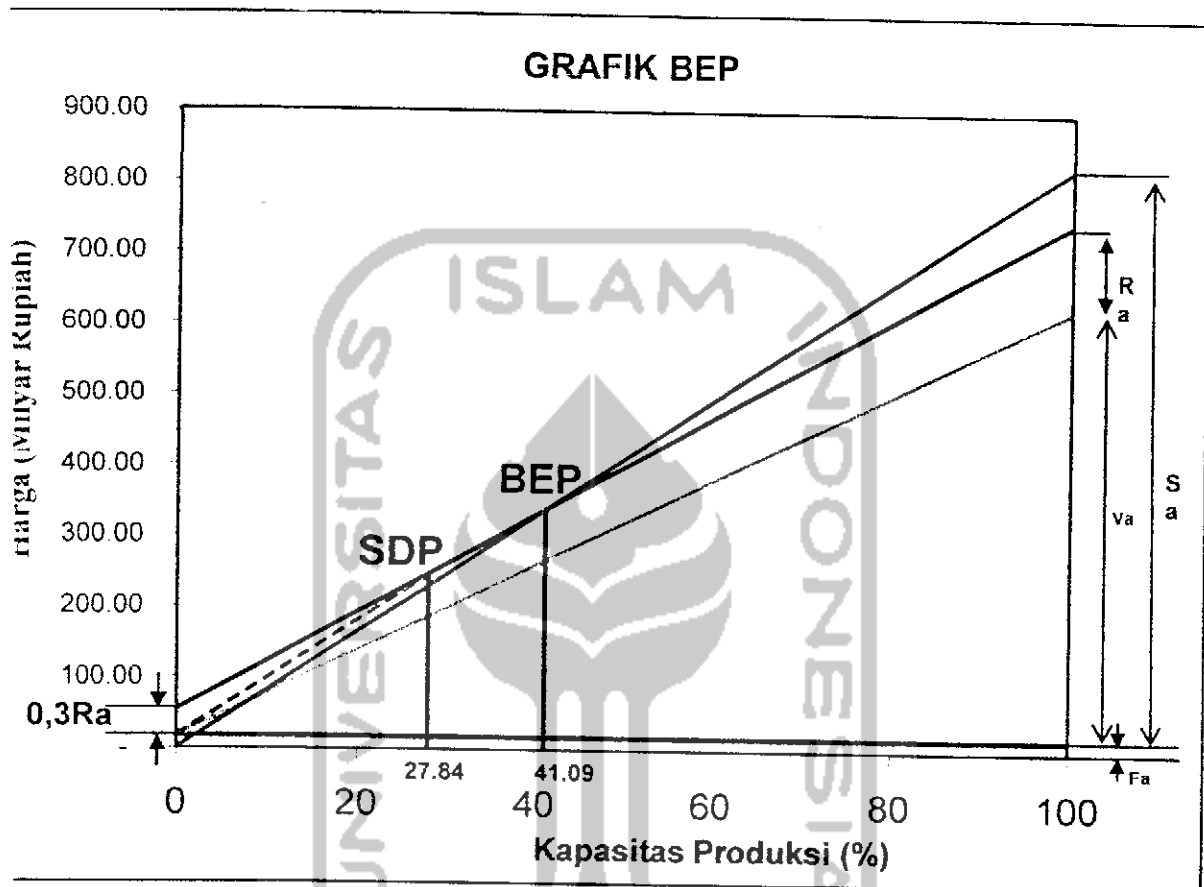
$$\text{SDP} = \frac{0.3 \times \text{Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0.7 \times \text{Ra}} \times 100 \%$$

SDP = 27,8443 %

5. Discounted Cash Flow (DCF)

Umur Pabrik	= 10 Tahun
Fixed Capital	= Rp 194.311.420.000,-
Working Capital	= Rp 199.579.681.000,-
Cash Flow	= Rp 134.075.256.000,-
Salvage Value	= Rp 19.431.141.000,-
DCF	= 25.22 %
Bunga bank rata-rata saat ini	= 9,75 % www.bi.go.id





UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
 الجامعة الإسلامية
 الربيعية
 الاندونيسية

BAB V

KESIMPULAN

Ditinjau dari segi kelayakan ekonomi, dapat disimpulkan bahwa pendirian pabrik ini layak untuk dipertimbangkan. Hal ini berdasarkan pada hasil perhitungan analisis ekonomi dan beberapa persyaratan kelayakan sebagai berikut:

1. Percent Return on Investment sebelum pajak 69,40 % dan setelah pajak 41,64% dinilai cukup baik. Maka pabrik ini digolongkan dalam kualitas pabrik beresiko rendah.
2. Pay Out Time sebelum pajak 1,26 tahun dan setelah pajak 1,94 tahun dinilai cukup baik.
3. Discounted Cash Flow sebesar 25,22 %. Suku bunga perbankan adalah sekitar 9,75 % sehingga investor lebih memilih untuk menanamkan modal daripada menyimpannya di Bank.
4. Break Even Point sebesar 41,0869 %, cukup memenuhi syarat pada bank untuk meminjamkan modal untuk pendirian pabrik ini karena syarat BEP adalah 40% - 60%
5. Shut Down Point sebesar 27,8443 %.
6. Berdasarkan evaluasi ekonomi yang telah dilakukan, maka pabrik tersier buthil alkohol dari iso-buthilene dengan kapasitas 60.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Brown, G.G., 1978, "Unit Operation", John Wiley and Sons, New York.
- Brownell, L.E., 1978, "Process Equipment Design Vessel Design", John Wiley and Sons, New York.
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1989, "An Introduction to Chemical Engineering Design", vol.6, Pergamon Press., New York
- Faith, Keyes., and Clark's., "Industrial Chemicals", 4 ed., A Wiley-Interscience Publication., New York
- Kern, D.Q., 1983, "Process Heat Transfer", Mc.Graw Hill Book Company, Inc., New York.
- Ludwig, E.E., 1977, " Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", Vol.I, Gulf Publishing Company, Houston, Texas.
- Ludwig, E.E., 1965, " Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", Vol.III, Gulf Publishing Company, Houston, Texas.
- Mc.Ketta, J.J., 1993,"Chemical Engineering Kinetics", Mc Graw Hill Book Company Inc., New York
- Othmer, D.F., 1966, " Encyclopedia Of Chemical Technology", 2 ed. vol.19, Mc Graw Hill Book Company, New York.
- Peter, M.S., 1980, "Plants Design And Economics For Chemical Engineers", Mc. Graw Hill Book Company, Aucland
- Perry, R.H., 1984, " Perry's Chemical Engineering Handbook", 6 ed., Mc Graw Hill Book Co., Tokyo.

Reid, R.C.,1977, “ Properties Of Gases and Liquids”, 3 ed, Mc Graw Hill Book Company, Tokyo.

Rase, H.F., 1977, “Chemical Reactor Design For Process Plants”, vol.I,II, John Wiley and Sons, New York.

Smith, J.M.,1988,”Chemical Engineering Kinetics”, 3rd ed, Mc Graw Hill Book Co., Tokyo.

Smith, J.M.,1959,”Introductions to Chemical Engineering Thermodynamics”, 2 ed., M,c Graw Hill Boo Company, Tokyo.

Treyball, R.E., 1985, “Mass Transfer Operations”, Mc. Graw Hill Book Company, Tokyo.

www.bi.go.id

www.chemicalmarketreporter.com

www.chorm-chem.com

www.googlepatent.com

www.kompas.com

www.matche.com

www.nilesbio.com

www.wikipedia.com



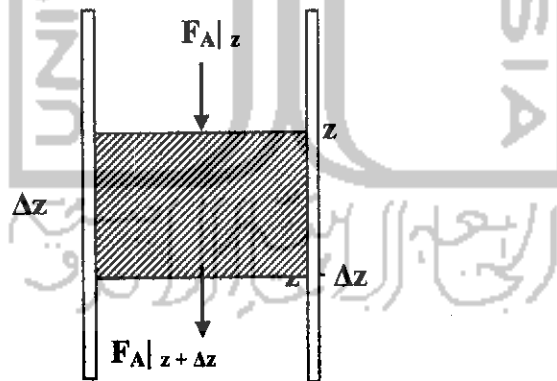
REAKTOR

- Tugas : Mereaksikan rafinat dan air menjadi tert-Buthyl Alcohol
- Type : Fixed Bed Multitube
- Kondisi Operasi : Tekanan (P) = 11 atm dan Suhu (T) = 90 °C
- Sifat Reaksi : Eksotermis
- Kondisi Operasi : Non adiabatik – non isothermal

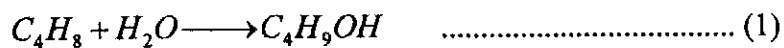
PERSAMAAN DIFFERENSIAL

1. Penurunan Persamaan Reaktor

a. Neraca massa tiap elemen volume



Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :



Neraca massa C_4H_8 di elemen volume pada steady state :

$$(Rate\ of\ input) - (rate\ of\ output) - (rate\ of\ reaction) = (rate\ of\ accumulation)$$

$$F_{ainput} - F_{aoutput} - F_{areaction} = 0$$

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} - (-r_a) \cdot \rho_b \cdot \pi \cdot D_i^2 / 4 \cdot N_t \cdot \Delta z = 0$$

Bila persamaan diatas dibagi dengan Δz menjadi :

$$\frac{FA|z - FA|z + \Delta z - (-ra)\rho_b \cdot \pi \cdot \frac{Di^2}{4} \cdot Nt \cdot \Delta z}{\Delta z} = 0$$

$$\frac{FA|z + \Delta z - FA|z}{\Delta z} = -(-ra) \cdot \rho_b \cdot \pi \cdot \frac{Di^2}{4} \cdot Nt$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{FA|z + \Delta z - FA|z}{\Delta z} = -(-ra) \cdot \rho_b \cdot \pi \cdot \frac{Di^2}{4}$$

Diperoleh

$$\frac{dFA}{dZ} = \frac{-(-ra) \cdot \rho_b \cdot \pi \cdot Di^2 \cdot Nt}{4}$$

$$FA = FA_0(1 - XA)$$

Maka :

$$\frac{dXA}{dZ} = (-ra) \cdot \rho_b \cdot \pi \cdot \frac{Di^2}{4 \cdot FA_0} \cdot Nt$$

dengan :

Nt : jumlah tube

Di : diameter dalam tube, m

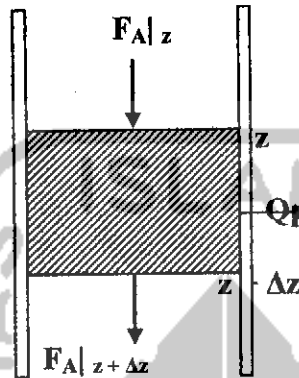
FA : flow rate C_4H_8 , kmol/jam

XA : konversi C_4H_8

Pb : bulk density katalisator, kg/m^3

(-ra) : kecepatan reaksi (1)

b. Neraca panas zat tiap elemen volum



Neraca panas dalam pipa steady state :

R.O.H in – R.O.H out + R.O.H generated – R.O.H transferred = 0

$$\sum F_i C_{pi} (T - 298)|_z - \sum F_i C_{pi} (T - 298)|_{z+\Delta z} + F_{A_0} \Delta x \Delta H_R - U D \pi D_0 \Delta z N t (t - T) = 0$$

Bila persamaan di atas dibagi dengan Δz menjadi :

$$\frac{\sum F_i C_{pi} (T - 298)|_z - \sum F_i C_{pi} (T - 298)|_{z+\Delta z} + F_{A_0} \Delta x \Delta H_R - U D \pi D_0 \Delta z N t (t - T)}{\Delta z} = 0$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{\sum F_i C_{pi} (T - 298)|_{z+\Delta z} - \sum F_i C_{pi} (T - 298)|_z}{\Delta z} = F_{A_0} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} \Delta H_R - U D \pi D_0 N t (t - T)$$

$$\sum F_i C_{pi} \frac{dT}{dz} = F_{A_0} \frac{\Delta X_A}{\Delta z} \Delta H_R - U D \pi D_0 N t (t - T)$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{F_{A_0} \frac{dX_A}{dz} \Delta H_R - U D \pi D_0 N t (t - T)}{\sum F_i C_{pi}}$$

Dengan :

D_o : diameter luar tube, m

C_p : kapasitas panas gas, kJ/kmol

T : suhu gas, K

- t : suhu pendingin, K
 ΔH_R : panas reaksi, kJ/kmol

c. Penurunan tekanan dalam bed katalisator

Penurunan tekanan dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dapat dipakai persamaan Ergun (*Perry R.H 6th P.4-37*)

$$\frac{-dP}{dZ} = \left[\frac{150(1 - \varepsilon\varepsilon)\mu}{Dp} + 1,756 \right] \frac{(1 - \varepsilon\varepsilon)G}{\varepsilon\varepsilon^3 Dp \cdot \rho \cdot g_c}$$

Keterangan :

- P : tekanan, N/m²
 G : fluks massa gas, kg/s.m²
 μ : viskositas fluida, kg/m.det
 ρ : densitas fluida, kg/m³
 Dp : diameter katalisator, m
 Gc : faktor konversi satuan = 1 pada sistem SI

d. ΔH_R

Panas reaksi pada suhu 25⁰C = ΔH_R

$$\Delta H_R = \Delta H_{f\text{produk}} - \Delta h_{f\text{reaktan}}$$

$$= 1095210,141 \text{ kJ/kmol}$$

e. Harga K

Harga K (konstanta kecepatan reaksi) diperoleh dari *peters, M.S., and Timmerhause, P. 799*

$$k = \frac{0,000254NT}{V} \left(2,46 \ln \frac{1}{1-\alpha} - \alpha \right)$$

$$k = 1,64/\text{det}$$

Dimana :

- k : konstanta reaksi, det^{-1}
 α : fraksi isobutylene
 N : massa umpan kisobutylene, lbmol/jam
 T : suhu, $^{\circ}\text{R}$
 V : volume katalis, ft^3

f. Katalisator

Jenis : Dowex-50 (Sulfonated styrene-diVinylbenzene copolymer)

Bentuk : Silinder

Ukuran D : 0,6 mm

L : 0,7 mm

Bulk density : 1.18 gr/cm^3

Bila dinyatakan dalam diameter ekuivalen : yaitu diameter bola yang mempunyai volume yang sama dengan silinder (partikel), maka :

$$V_s = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L$$

$$= \frac{\pi}{4} \cdot (0,6)^2 \cdot (0,7)$$

$$= 0,1965$$

$$V_b = \frac{\pi}{6} \cdot (D_p)^3$$

$$0,1965 = \left(\frac{6 \times 0,1965}{\pi} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D_p = 0,7237 \text{ cm}$$

g. Pemilihan pipa

Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Karena reaksinya eksotermis maka dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar perpindahan panasnya besar.

Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butir-butir katalisator dibandingkan dengan pipa kosong yaitu : h_w/h , telah diteliti oleh Colburn's (Smith, Chemical Kinetics Engineering, hal 571)

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

Dipilih $D_p/D_t = 0,15$

Dimana :

H_w : koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h : koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p : diameter katalisator

D_t : diameter tube

Sehingga :

$$D_p/D_t = 0,15$$

$$D_p = 0,7237 \text{ cm}$$

$$D_t = \left(\frac{0,7237}{0,15} \right)$$

$$= 4,824 \text{ cm}$$

$$= 1,8994 \text{ inch}$$

Dari hasil perhitungan tersebut maka diambil ukuran pipa standar agar koefisien perpindahan panasnya baik. *(Kern)*

Dari tabel 11 Kern, *Process Heat Transfer*, hal 844 dipilih pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

Nominal pipe size	= 2 inch	= 5,08 cm
Out side diameter	= 2,38 inch	= 6,0452 cm
Inside diameter	= 2,067 inch	= 5,2502 cm
Flow area per pipe	= 3,35 inch ²	
Surface per lin.ft inside	= 0,542 ft ² /ft	
Surface outside	= 0,622 ft ² /ft	
Sc number	= 40	

h. Mencari UD (Design Overall Coeffisien)

hi untuk aliran turbulen dalam pipa dapat dihitung dengan rumus 6-2 Kern, *Process Heat Transfer*, hal 103 :

$$h_i = 0,027 \cdot \frac{k}{D_i} \cdot (RE)^{0,8} (PR)^{1/3}$$

$$RE = \frac{GT \cdot DP}{\mu g} \quad ; \quad PR = \frac{Cp m \cdot \mu R}{k}$$

Dimana :

K ; konduktifitas campuran gas, cal/j.m.k

$$K ; \frac{\sum y_i \cdot k_i (Bmi)^{1/3}}{\sum y_i \cdot (Bmi)^{1/3}} \quad (\text{perry, 5-ed.3-249})$$

Keterangan :

Bmi : berat molekul gas

Yi : fraksi mol

Re : bilangan Reynold

Dp : diameter partikel katalisator, cm

GT : kecepatan massa campuran gas, gr/jam²

μR : viskositas campuran gas, gr/dtk.cm

$$: \frac{\sum y_i \cdot \mu_i (Bmi)^{1/2}}{\sum y_i \cdot (Bmi)^{1/2}} \quad (\text{perry, 5-ed.3-249})$$

PR : prandtl number

CP : kapasitas panas campuran gas, ml/g mol. ⁰K

$$: \sum C_{pi} \cdot y_i$$

μp : viskositas pendingin, gr/dtk.cm

Kp : konduktifitas pendingin, cal/j.m. ⁰K

ID : diameter dalam pipa, cm

Dari perhitungan sebelumnya untuk perbandingan $Dp/Dt = 0,15$ maka hiw/hi = 7,8. Harga ini dari data hasil penelitian Colburn's (Smith, Chemical Engineering Kinetics, hal 511) sehingga :

Hi katalisator = 7,8 . hi (tanpa katalisator)

Harga ho dapat dihitung dengan persamaan :

$$h_o = 0,36 \cdot \frac{K_p}{D_e} (RES)^{0,55} (PR_s)^{1/3}$$

Dimana :

K_p : konduktivitas pendingin Downtherm A. Cal/j.m.⁰K

D_e : diameter shell, cm

Res : bilangan reynolds = $DE.GS/VP$

PR_s : bilangan Prandtkl = $CPP.Mp/Kp$

$$D_e : \frac{4.(Ptc-\pi.OD^2):4}{\pi.OD}$$

$$Asi : \frac{ID.CL.B}{Ptc} \quad CL = Ptc-OD$$

$$B = 0,25 \times ID$$

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

$$Gs : \frac{ms}{Asi}$$

Dimana :

CL : Clearance antar tube, cm

B : Baffle spacing, cm

Asi : Flow area shell, cm²

ms : Weight flow pendingin

G_s : Kecepatan massa dalam shell. G/j.cm²

Ptc : pitch

i. UC (Coeffisien Overall pada Pipa Bersih)

$$\begin{aligned}
 UC &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \cdot \frac{\text{Joule}}{\text{cm}^2 \cdot \text{dtk} \cdot \text{K}} \\
 &= \frac{0,0494 \times 0,0067}{0,3346 + 0,0067} \cdot \frac{\text{joule}}{\text{cm}^2 \cdot \text{dtk} \cdot \text{K}} \\
 &= 9,6976 \cdot 10^{-4} \text{ joule/cm}^2 \cdot \text{dtk} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

Dengan $h_{io} = \frac{h_i \times ID}{OD}$

j. Dirty Factor/Fouling Factor (Rd)

Dari Kern, Process Heat Transfer, hal 845 diperoleh

Untuk uap organik, $R_d : 0,0005$

Untuk cairan organik, $R_d : 0,001$

$$\begin{aligned}
 R_d \text{ total} &= 0,0005 + 0,001 = 0,0015 \text{ ft}^2 \cdot \text{J}^{\circ}\text{F}/\text{BTU} \\
 &= 4,7237 \text{ cm}^2 \cdot \text{dtk} \cdot \text{K}/\text{Joule}
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$UD = \frac{UC}{UC(R_d + 1)}$$

$$= \frac{1}{(R_d + 1)}$$

$$= \frac{1}{(4,7237 + 1)}$$

$$= 0,1747 \text{ Joule/cm}^2 \cdot \text{dtk} \cdot \text{K}$$

k. Menghitung jumlah pipa

Dari fig 2.22 Brown " Unit Operation " hal 213 berdasarkan perbandingan

D_p/D_{tk} didapat porositas (E) = 0,36

Faktor Sphericity (Y) = $\frac{\text{luas permukaan bola dengan volume partikel}}{\text{luas permukaan partikel}}$

$$Y = \frac{\pi \cdot D_p^2}{\left[\pi \cdot D \cdot L + \left(2 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \right) \right]}$$

$$= \frac{3,14 \cdot (0,7237^2)}{\left[(3,14 \times 0,7 \times 0,6) + 2 \left(\frac{3,14}{4} \right) (0,7^2) \right]}$$

$$= 0,7876 \text{ cm}^2$$

Dari fig 223 Brown didapat $\epsilon = 0,43$

Dari fig 219 Brown hal 211 didapat $F_{RE} = 45$

Maka

$$Re = \frac{F_{RE} \cdot GT \cdot DP}{\mu} ; \mu \text{ camp} = 2,01 \cdot 10^{-4} \text{ gr/dtk.cm}$$

$$\text{Luas penampang pipa (Ao)} = \frac{\pi}{4} \cdot ID^2 \cdot \epsilon$$

$$= 3,14/4 (5,2502)^2 \cdot 0,43$$

$$= 9,3044 \text{ cm}^3$$

$Re = 3100 \longrightarrow$ aliran turbulen ($Re \gg \gg$)

$$3100 = \frac{45 \times 0,7269 \times GT}{2,01 \cdot 10^{-4}}$$

$$GT = 0,0190 \text{ gr/dtk.cm}^2$$

Kecepatan umpan gas (G)

$$G = \frac{3996,8276 \times 1000}{3600} = 1110,2299 \text{ gr/dtk}$$

$$A_t = G/G_t$$

$$= 1110,2299 / 0,0190 = 58433,1526 \text{ cm}^2 = 5,843 \text{ m}^2$$

Jumlah pipa maksimum

$$N_{t_{\max}} = A_t/A_o$$

$$= 58433,1526 / 9,3044 = 6280,1634 = 6281 \text{ pipa}$$

N_t diambil = 6281 pipa

Kecepatan volume gas masuk reaktor (V_o)

$$V_o = \frac{m}{\rho} = \frac{1110,2299 \text{ gram / dtk}}{2,8048 \cdot 10^{-3} \text{ gram/cm}^3} = 395832,1092 \text{ cm}^3/\text{dtk}$$

Kecepatan linier umpan masuk gas dalam pipa :

$$V = \frac{V_o}{A_o \cdot A_t}$$

$$= \frac{395832,1092 \text{ cm}^3/\text{dtk}}{9,3044 \text{ cm}^2 \times 6280 \text{ pipa}}$$

$$= 6,7743 \text{ cm / dtk pipa}$$

Kecepatan linier suatu fluida melewati padatan berpori dapat dicari dengan persamaan 14, Brown, Unit Operation, hal 74

$$V = \sqrt{\frac{4(\rho_b - \rho_g)g D_p}{3 \rho_g f_D}}$$

$f_D = 1,0$ (figure 70, Brown, Unit Operations, hal 70)

$$\rho_b = 1,041 \text{ g / cm}^3$$

$$\rho_g = \frac{\rho \cdot BM}{RT}$$

$$= \left(\frac{2,6 \times 59,5761}{82,06.673} \right) = 2,8048 \text{ gr/cm}^3$$

$$g = 980 \text{ cm/dtk}^2$$

$$D_p = 0,7269 \text{ cm}$$

$$V_{\max} = \sqrt{\frac{4 \times (1,041 - 2,8048 \cdot 10^{-3}) \times 980 \times 0,7269}{3 \times 2,8048 \cdot 10^{-3} \times 1}}$$

$$= 592,9367 \text{ cm/dtk}$$

$$A = \frac{V_o}{V_{\max}}$$

$$= \frac{395832,1092 \text{ cm}^3/\text{dt}}{592,9367 \text{ cm/dt}}$$

$$= 667,5790 \text{ cm}^2$$

Jumlah pipa minimum

$$N_{t_{\min}} = \frac{A}{A_o}$$

$$= \frac{667,5790 \text{ cm}^2}{9,3044 \text{ cm}^2}$$

$$= 71,7487 \text{ pipa} = 72 \text{ pipa}$$

Diperoleh range jumlah pipa antara 72-6281 pipa, diambil $N_t = 250$ pipa

2. Penentuan Alat

Dalam reaktor terdiri dari pipa-pipa yang tersusun secara triangular pitch.

Dari Tabel 9. Kern :

$$\text{ID pipa} = 2,067 \text{ in} = 0,0525 \text{ m}$$

$$\text{OD pipa} = 2,38 \text{ in} = 0,0605 \text{ m}$$

$$\text{Dshell} = 53,4030 \text{ in} = 1,3564 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah pipa (Nt)} = 250 \text{ pipa}$$

3. Menentukan Ukuran Bagian Reaktor

a. Menentukan Tebal Shell

Diameter dalam = diameter reaktor = 15,7707 in = 0,4005 m

Tekanan operasi = 161 psia

Suhu operasi = 90 °C = 363 K

Bahan konstruksi = Carbon steel SA 250

Allowable stress (f) = 12650 psi = 867,6 atm

(Apendiks D hal. 335 Brownell & Young)

Korosi (C) = 0,125 in = 0,0032 m

Effisiensi sambungan = 0,8

Tebal shell (t) = $\frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0,6P} + C$ (pers. 13-1 Brownell hal 254)

$$= \frac{161 \text{ psi} \times (0,5 \times 15,7707 \text{ in})}{(12650 \text{ psi} \times 0,8) - (0,6 \times 161 \text{ psi})} + 0,125$$

$$= 0,2516 \text{ in} = 0,0063 \text{ m}$$

Dipilih tebal standard yaitu, t = 0,5 in = 0,0127 m

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t$$

$$= 53 \text{ in} + (2 \times 0,5 \text{ in})$$

$$= 54 \text{ in} = 1,3818 \text{ m}$$

Lihat tabel 5.7 Brownell, OD yang sesuai = 54 in

$$\text{Koreksi ID} = \text{OD} - 2t$$

$$= 54 \text{ in} - (2 \times 0,5 \text{ in})$$

$$= 53 \text{ in} = 1,3564 \text{ m}$$

b. Menentukan Tebal Head

Bentuk head = Torispherical Dished Head

Tebal head (t) dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell hal 258

$$t = \frac{0,885 \times P \times rc}{f \times E - 0,1 \times P} + C$$

C = faktor korosi = 0,125

Dari tabel 5.7 Brownell hal 90 didapat :

$$icr = 3,25 \text{ in} = 0,0826 \text{ m}$$

$$rc = 54 \text{ in} = 1,3716 \text{ m}$$

$$t = \frac{0,885 \times 161 \text{ psi} \times 54 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 0,8 - 0,1 \times 161 \text{ psi}} + 0,125$$

$$= 0,7615 \text{ in} = 0,0193 \text{ m}$$

Dipakai tebal head standard = $7/8 \text{ in} = 0,875 \text{ in} = 0,0222 \text{ m}$

(tabel 5.8 Brownell hal 93)

$$icr/OD = 0,0298 = 2,985 \%$$

untuk rasio icr terhadap OD sekitar 3 % dengan persamaan 5.11 Brownell

hal.88 dihitung volume head (V) :

$$\text{Volume head} = 0,000049 \times di^3$$

$$= 0,000049 \times 3,3564^3$$

$$= 7,4627 \text{ ft}^3$$

$$= 0,2113 \text{ m}^3$$

c. Menentukan Jarak Puncak Dengan Straight Flange

Dari tabel 5.9 Brownell, straight flange antara 1.5-3 in

Dipilih straight flange (sf) = 2 in

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{53in}{2} = 7,8854 \text{ in} = 0,2002 \text{ m}$$

$$AB = a - icr = 7,8854 \text{ in} - 1,5 \text{ in} = 6,4 \text{ in} = 0,1625 \text{ m}$$

$$BC = r - icr = 24 \text{ in} - 1,5 \text{ in} = 0,447 \text{ m}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = \sqrt{23,5^2 - 6,4^2} = 16,6145 \text{ in} = 0,422 \text{ m}$$

$$b = r - AC = (24 - 16,6145)in = 7,3855 \text{ in} = 0,1876 \text{ m}$$

$$OA = b + sf + t = (7,3855 + 2 + 0,3125)in = 18,2086 \text{ in} = 0,4625 \text{ m}$$

$$\text{Jadi tinggi head} = 18,2086 \text{ in} = 0,4625 \text{ m}$$

Diambil jarak antara head dengan permukaan katalisator sama dengan :

$$0,5 \times \text{tinggi head} = 0,5 \times 18,2086 \text{ in} = 9,1043in = 0,2312 \text{ m}$$

d. Berat katalisator

$$\text{Jenis katalisator} = \text{Dowex - 50}$$

$$Pb = 1,18 \text{ gr/cm}^3 = 1180 \text{ kg/m}^3$$

$$ID = 0,2002 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi shell} = \text{tinggi bed} + (2 \times \text{jarak head ke katalisator})$$

$$= 3,914m + (2 \times 0,1436m) = 4,20 \text{ m}$$

Volume shell = A x tinggi shell

$$= \frac{\pi}{4} \times \frac{ID}{2} \times \text{tinggi shell}$$

$$= \frac{3,14}{4} \times \frac{0,2002m}{2} \times 4,2m$$

$$= 4,5566 \text{ m}^3$$

Volume reaktor = volume shell + (2 x volume head)

$$= 4,5566\text{m}^3 + (2 \times 0,2113\text{m}^3)$$

$$= 4,9792 \text{ m}^3$$

Volume bed (katalisator) = $Nt \times \left(\frac{\pi}{4}\right) \times Di^2 \times \text{tinggi bed}$

$$= 250 \times \left(\frac{3,14}{4}\right) \times 0,2002^2 \times 3,56$$

$$= 1,9258 \text{ m}^3$$

Tinggi bed = 356 cm = 3,56 m

Untuk keamanan, maka volume = 1,2 x V

$$= 1,2 \times 1,9258 \text{ m}^3$$

$$= 2,3110 \text{ m}^3$$

Volume ruang kosong = volume tabung - volume bed

$$= 385,1602 \text{ m}^3$$

Tinggi ruang kosong = $\frac{\text{volume ruang kosong}}{\left(\frac{\pi}{4}\right) \times (ID^2)}$

$$= \frac{385,1602\text{m}^3}{\left(\frac{3,14}{4}\right) \times (1,3564\text{m})^2}$$

$$= 0,2667 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat katalisator} &= \text{volume bed} \times \rho_b \\
 &= 1,9258 \text{ m}^3 \times 1180 \text{ kg/m}^3 \\
 &= 2272,444 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

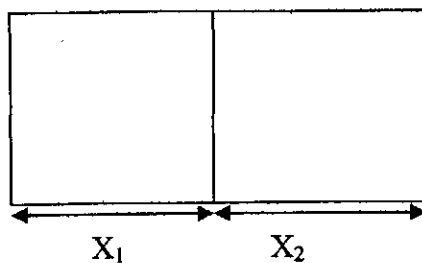
e. Tinggi Reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi reaktor} &= (2 \times \text{tinggi head}) + \text{tinggi ruang kosong} + (\text{panjang tube}) \\
 &= (2 \times 0,4626 \text{ m}) + 0,2667 + (4,2369 \text{ m}) \\
 &= 4,9662 \text{ m}
 \end{aligned}$$

f. Tebal Isolasi

$$\begin{aligned}
 \text{Bahan isolasi} &= \text{Asbestos} \\
 K \text{ isolasi} &= 0,129 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\
 \text{Suhu tertinggi, } T_1 &= 120^\circ\text{C} = 248^\circ\text{F} \\
 \text{Suhu udara, } T_u &= 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F} \\
 \text{Emisivitas bahan isolasi, } \epsilon &= 0,95 \text{ (Mc. Adam, hal 476 tabel A-23)} \\
 \text{Diinginkan suhu dinding luar isolasi, } T_2 &= 90^\circ\text{C} = 194^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

T_1 T_2 T_u



Transfer panas melalui permukaan isolasi ke udara karena radiasi dan konveksi

$$\frac{Q}{A} = qc = (hr + hc) \times (T_2 - Tu) \dots \dots \dots (1)$$

Pada keadaan steady state, maka $qc = qk = q$

Koefisien transfer panas radiasi, hr :

$$Q = hr \cdot A_1 (T_2 - Tu) \text{ pers, Kern Hal 77} \dots \dots \dots (2)$$

$$hr = 0,0319 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

koefisien transfer panas konveksi, hc (*Mc. Adam, Hal 173*)

$$hc = 0,19 \times (\Delta T)^{1/3}$$

$$= 1,0358 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Panas yang hilang secara gradiasi dan konveksi per satuan luas

$$\frac{Q}{A} = qc = (hr + hc) \times (T_2 - Tu)$$

$$= 115,3116 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot \text{F}$$

Asumsi tidak ada akumulasi (proses steady state)

Perpindahan panas konduksi = perpindahan panas konveksi + perpindahan

panas radiasi

$$= 1,4724 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$Qk = \frac{Q}{A} = \frac{(T_1 - T_2)}{\left(\frac{X_1}{K_1}\right) + \left(\frac{X_2}{K_2}\right)}$$

$$X_1 = \text{Tebal dinding reaktor} = 0,5 \text{ inch} = 1,27 \text{ cm}$$

$$X_2 = \text{Tebal isolasi} = 12,4957 \text{ inch} = 31,7391 \text{ cm}$$

$$K_1 = \text{Koefisien transfer panas dinding reaktor} = 21 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$K_2 = \text{Koefisien transfer panas dinding isolasi} = 0,129 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Tebal isolasi adalah 12,4957 inch = 31,7391 cm = 0,3174 m

g. Menentukan Diameter Pipa Pemasukan dan Pengeluaran

Diameter Pipa Umpan

Kecepatan massa umpan = 18961,7942 kg/jam = 41803,5976 lb/jam

Densitas (ρ) = 0,0178 gram/cm³ = 1,1131 lb/ft³

Laju alir volumetrik (Q) = $\frac{m}{\rho}$

$$= \frac{41803,5976 \text{ lb/jam}}{1,1131 \text{ lb/ft}^3}$$

= 37556,0125 ft³/jam = 0,2954 m³/dtk

Untuk mencari Di optimum digunakan persamaan 15 halaman 275 Peters

Di Optimum = $3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$

= 7,4421 inch = 18,9029 cm = 0,1890 m

Dipilih ukuran pipa (tabel 11 hal.844, Kern)

NPS = 8 inch

Sch = 40

ID = 7,981 inch

OD = 8,625 inch

At = 50,9 inch²

Diameter Pipa Hasil

$$\text{Kecepatan massa umpan} = 18961,7942 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 21,9955 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik (Q)} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{18961,7942 \text{ kg/jam}}{21,9955 \text{ kg/m}^3} \\ &= 862,0760 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,2394 \text{ m}^3/\text{dtk} \end{aligned}$$

Untuk mencari Di optimum digunakan persamaan 15 halaman 275 Peters

$$\begin{aligned} \text{Di Optimum} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 6,9218 \text{ inch} = 17,5814 \text{ cm} = 0,1758 \text{ m} \end{aligned}$$

Dipilih ukuran pipa (tabel 11 hal.844, Kern)

$$\text{NPS} = 8 \text{ inch}$$

$$\text{Sch} = 40$$

$$\text{ID} = 7,981 \text{ inch}$$

$$\text{OD} = 8,625 \text{ inch}$$

$$\text{At} = 50,9 \text{ inch}^2$$

Diameter Pipa Pemanas Masuk

$$\text{Kecepatan massa umpan} = 0,1324 \text{ kg/dtk}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 1 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik (Q)} &= \frac{m}{\rho} \\ &= 0,1324 \text{ m}^3/\text{dtk} \end{aligned}$$

Untuk mencari Di optimum digunakan persamaan 15 halaman 275 Peters

$$Di \text{ Optimum} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 2,5798 \text{ inch} = 6,5527 \text{ cm} = 0,0655 \text{ m}$$

Dipilih ukuran pipa (tabel 11 hal.844, Kern)

$$NPS = 3 \text{ inch}$$

$$Sch = 40$$

$$ID = 3,068 \text{ inch}$$

$$OD = 3,50 \text{ inch}$$

$$At = 7,38 \text{ inch}^2$$

4. Neraca Massa Reaktor

a. Massa Masuk Reaktor

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam
i-C ₄ H ₁₀	7.795,1259	134,112
i-C ₄ H ₈	8.448,6304	150,578
H ₂ O	27.118,0379	150,868
TOTAL	18.961,7942	435,558



b. Massa Keluar Reaktor

Komponen	Kg/jam	Kmol/jam
i-C ₄ H ₁₀	7.795,148	134,1124
i-C ₄ H ₈	2.534,595	45,1735
H ₂ O	814,691	45,2229
C ₄ H ₉ OH	7.815	105,4314
TOTAL	18.961,7942	329,9402

5. Neraca Panas Reaktor

a. Panas Massa Umpan

Suhu umpan masuk reaktor = 70°C = 343 K

Suhu referensi = 25°C = 298 K

Komponen	m (mol)	Cp dT (j/mol.K)	m.Cp.dT
i-C ₄ H ₁₀	66.286,7140	36.658,935	2.430.000,336
i-C ₄ H ₈	130,1686	28.238,0094	3.675.701,742
H ₂ O	670,8338	12.614,0411	8.461.924,759
TOTAL			2.442.137.962

Panas massa masuk = 2.442.137.962 j/jam = 678,3717 kj/dtk

b. Panas Massa Produk

Komponen	m (mol)	Cp dT (j/mol.K)	m.Cp.dT
i-C ₄ H ₁₀	65.084,2927	15.948,3515	1.037.987.175
i-C ₄ H ₈	65.084,2927	40.361,5281	2.626.901.512
C ₄ H ₉ OH	1.328,2509	52.397,8377	69.597.473,62
H ₂ O	670,8338	18.029,6693	12.094.911,12
TOTAL			3.746.581.072

$$\text{Panas massa keluar} = 3.746.581.072 \text{ j/jam} = 1.040,7170 \text{ kJ/dtk}$$

c. Pendingin

$$\text{Suhu pendingin} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\Delta H_v = 3.703,4928 \text{ j/gram}$$

$$\Delta H_R = 1.355.389,382 \text{ j/dtk}$$

$$\Delta H_{298} = 993.044,0735 \text{ j/dtk}$$

$$Q = \Delta H_R + \text{Panas massa keluar} + \text{Panas massa masuk}$$

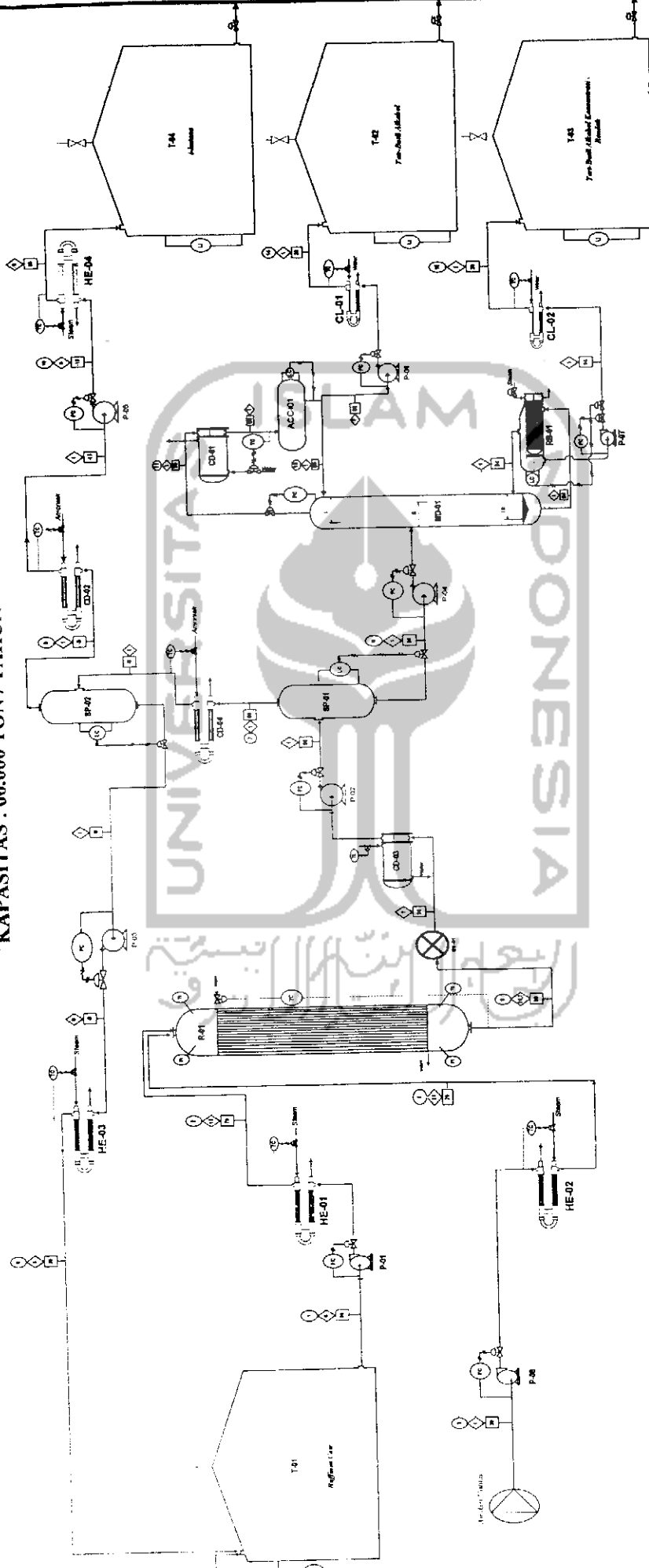
$$= 1.717.734,69 \text{ j/dtk}$$


$$m \text{ air} = \frac{Q}{\Delta H_v} = 463,8148 \text{ gram/dtk} = 1.669,7332 \text{ kg/jam}$$

Z, m	Xa	T, K	Tair, K	P, atm
0	0	343	303	11
0,10	0,1090	343,5032	303,4539	10,9947
0,20	0,1442	343,9867	303,9842	10,9894
0,30	0,1779	344,4523	304,5147	10,9842
0,40	0,2100	344,9875	304,9705	10,9789
0,50	0,2407	345,5095	305,4768	10,9736
0,60	0,2699	346,0531	305,9121	10,9683
0,70	0,2978	346,4921	306,4813	10,9631
0,80	0,3243	347,0513	306,9112	10,9578
0,90	0,3495	347,5239	307,5889	10,9525
1,00	0,3734	347,9874	307,9780	10,9472
1,10	0,3962	348,5219	308,3942	10,9420
1,20	0,4178	348,9341	308,9123	10,9367
1,30	0,4382	349,5107	309,4531	10,9314
1,40	0,4576	349,9721	309,8949	10,9262
1,50	0,4760	350,4877	310,3943	10,9209
1,60	0,4933	351,0438	310,8932	10,9156
1,70	0,5098	351,5124	311,4351	10,9103
1,80	0,5253	351,9931	311,9932	10,9051
1,90	0,5399	352,5245	312,4531	10,8998
2,00	0,5537	353,0537	312,9734	10,8945

2,10	0,5667	353,5232	313,5321	10,8893
2,20	0,5789	354,0145	313,9893	10,8840
2,30	0,5904	354,4394	314,3942	10,8787
2,40	0,6011	354,9147	314,8093	10,8734
2,50	0,6112	355,5975	315,3541	10,8682
2,60	0,6206	355,9032	315,9031	10,8629
2,70	0,6294	356,2471	316,4184	10,8576
2,80	0,6376	356,7239	316,9327	10,8523
2,90	0,6453	357,3041	317,3779	10,8471
3,00	0,6523	357,6973	317,8745	10,8418
3,10	0,6589	358,2946	318,3935	10,8365
3,20	0,6649	358,7654	318,9827	10,8313
3,30	0,6704	359,2635	319,4393	10,8260
3,40	0,6754	359,6988	319,9840	10,8207
3,50	0,6800	360,2534	320,4186	10,8154
3,60	0,6841	360,6876	320,8900	10,8102
3,70	0,6878	361,2754	321,3491	10,8049
3,80	0,6910	361,7437	321,9674	10,7996
3,90	0,6938	362,3010	322,4112	10,7943
4,00	0,6962	362,8513	322,9036	10,7891
4,10	0,6982	363,0751	323,4987	10,7838
4,20	0,6998	363,3536	323,9137	10,7891

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK tert-BUTANOL DARI i-BUTHYLENA
KAPASITAS : 60.000 TON / TAHUN





UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROSES ENGINEERING FLOW DIAGRAM
 PRA RANCANGAN PABRIK tert-BUTANOL DARI i-BUTHYLENA
 KAPASITAS : 60.000 TON / TAHUN

KC	LEVEL CONTROLLER
LC	LEVEL CONTROLLER
A	LEVEL INDICATOR
P	PRESSURE INDICATOR
PC	PRESSURE CONTROLLER
TC	TEMPERATURE CONTROLLER
TI	TEMPERATURE INDICATOR
FW	FLOW INDICATOR
P	PUMP
R	REBOILER
SP	SEPARATOR
CD	CONDENSER
FR	FRACTIONATOR
HE	HEAT EXCHANGER
ACC	ACCUMULATOR

KOMPONEN	NERACA MASSA (KG)													
	Anus 1	Anus 2	Anus 3	Anus 4	Anus 5	Anus 6	Anus 7	Anus 8	Anus 9	Anus 10	Anus 11	Anus 12	Anus 13	Anus 14
i-C4H10	6183,911		6183,911	7795,148	61,144	7734,904	6122,767	1612,137	6122,767	137,274	76,43	61,144		
i-C4H8	6436,316		6436,316	2534,487	19,179	2515,316	303,083	2012,333	503,083	43,149	23,97	19,179		
i-C3H8O				814,691	7815	814,691				16704,56	158,467	744,264	88,04	70,427
H2O		2715,637		2175,637	18959,434	8710,014	10249,42	6625,85	3623,47	6624,85	17043,75	1115,014	9468,75	7575
JUMLAH	12820,227	2715,637	12820,227	2175,637	18959,434	8710,014	10249,42	6625,85	3623,47	6624,85	17043,75	1115,014	9468,75	7575