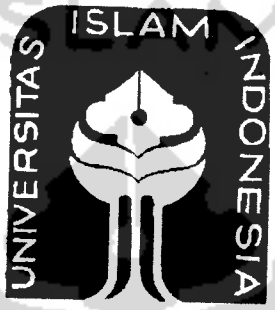
TA/TK/2007/325

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA HEPTENA DARI PROPENA DAN BUTENA KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Pada
Konsentrasi Teknik Kimia
Jurusan Teknik Kimia



Oleh :

Nama	**: Aditya Mahendra**
No. Mahasiswa	**: 02521074**

KONSENTRASI TEKNIK KIMA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2007

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini,

Nama : **Aditya Mahendra**
No. Mahasiswa : **02521074**

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

Demikian pernyatan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana semestinya.

Yogyakarta, November 2007

Aditya Mahendra

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA HEPTENA DARI PROPENA DAN BUTENA KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Disusun Oleh :

Nama	**: Aditya Mahendra**
No. Mahasiswa	**: 02521074**

Yogyakarta, November 2007

Menyetujui,

Pembimbing,

Ir. Aswati Mindaryani, M.Sc

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK KIMIA
HEPTENA DARI PROPENA DAN BUTENA
KAPASITAS 100.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Disusun Oleh :

Nama : Aditya Mahendra
No. Mahasiswa : 02521074

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

Yogyakarta, November 2007

Tim Penguji,

Ir.Aswati Mindaryani, M.Sc ( )
Ketua

Arif Hidayat, ST., MT ( )
Anggota I

Asmanto Subagyo, M.Sc ( )
Anggota II

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Dra. Kamariah Anwar, M.Sc

LEMBAR PERSEMBAHAN

Spesial kupersembahkan :

Kepada Allah SWT penguasa jaGad beserta seluruh isinya, semoga ini menjadi bagian dari ibadahku kepadaMu.

Kepada kedua orang tuaku tercinta, semoga ini termasuk bukti baktiku kepadamu yang telah begitu banyak mencurahkan segenap perhatianmu demi anakmu.

Kepada kakak dan adikku tercinta, semoga ini dapat membahagiakkan dirimu.

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum Wr. Wb

Puji syukur penyusun panjatkan kehadirat Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan karunia-Nya, sehingga penyusun dapat menyelesaikan laporan tugas akhir dengan judul ***"Pra Rancangan Pabrik Kimia Heptena dari Propena dan Butena dengan kapasitas 100.000 Ton/Tahun"*** dengan baik.

Laporan tugas akhir ini disusun sebagai salah satu syarat untuk untuk memperoleh gelar sarjana (S1) pada jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Selama pelaksanaan dan penyusunan laporan tugas akhir, penyusun banyak mendapat bimbingan dan bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu perkenankanlah penyusun menghaturkan terima kasih kepada :

1. Bapak Fathul Wahid, ST., M.Sc selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
2. Ibu Dra. Hj. Kamariah Anwar, M.Sc selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Ibu Ir. Aswati Mindaryani, M.Sc selaku Dosen Pembimbing tugas akhir yang telah memberikan masukan, bimbingan dan pengetahuan yang luas dalam penyusunan laporan ini.
4. Seluruh staf Dosen jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

5. Rekan-rekan *"TK-02"* dan semua pihak yang tidak dapat penyusun sebutkan satu per satu yang terlibat langsung maupun tidak langsung membantu penyusunan laporan tugas akhir ini.

Segala daya dan upaya telah tercurah demi terselesaikannya laporan ini, akan tetapi penyusun sangat sadar dengan segala keterbatasan dan kekurangan. Oleh karena itu, kritik dan saran dari berbagai pihak sangat penyusun butuhkan guna kesempurnaan laporan ini. Dan semoga laporan ini berguna baik bagi penyusun maupun bagi semua pihak. Amien.

Wassalamualaikum Wr. Wb

Yogyakarta, November 2007

Penyusun

DAFTAR ISI

Halaman Judul i

Lembar Pernyataan Keaslian Tugas Akhir ii

Halaman Pengesahan Pembimbing iii

Halaman Pengesahan Penguji iv

Halaman Persembahan v

Kata Pengantar vii

Daftar Isi ix

Daftar Tabel xiii

Daftar Gambar xv

Abstraksi xvi

BAB I PENDAHULUAN 1

1.1. Latar Belakang Pendirian Pabrik 1

1.2. Kapasitas Rancangan 2

1.2.1. Kebutuhan Heptena Dalam Negeri 2

1.2.2. Ketersediaan Bahan Baku 5

1.2.3. Kapasitas Produksi Minimal 6

1.3. Tinjauan Pustaka 6

BAB II PERANCANGAN PRODUK 9

2.1. Spesifikasi Bahan Baku 9

2.1.1. Bahan Baku 9

2.1.2. Bahan Pembantu 10

2.1.3. Hasil Utama 11

2.1.4. Hasil Samping 11

2.2. Pengendalian Produksi 13

2.3. Pengendalian Kualitas 15

2.4. Pengendalian Kuantitas 16

2.4.1. Pengendalian Waktu 16

2.4.2. Pengendalian Bahan Proses 17

BAB III PERANCANGAN PROSES **18**

3.1. Uraian Proses 18

3.1.1. Tahap Persiapan Bahan Baku 18

3.1.2. Tahap Pembentukan Heptena 19

3.1.3. Tahap Pemisahan 19

3.2. Spesifikasi Alat 21

BAB IV PERANCANGAN PABRIK **57**

4.1. Lokasi Pabrik 57

4.1.1. Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik 57

4.1.2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik 59

4.2. Tata Letak Pabrik 60

4.3. Tata Letak Alat Proses 64

4.4. Alir Proses dan Material 69

4.4.1. Perhitungan Neraca Massa 69

4.4.2. Perhitungan Neraca Panas 73

4.5. Pelayanan Teknik/Utilitas 79

4.5.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air 79

4.5.2. Unit Pembangkit Steam..... 89
4.5.3. Unit Pembangkit Listrik..... 90
4.5.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar..... 93
4.5.5. Unit Penyediaan Udara Tekan..... 93
4.5.6. Spesifikasi Alat Utilitas..... 94
4.6. Laboratorium..... 113
4.6.1. Kegunaan Laboratorium..... 113
4.6.2. Program Kerja Laboratorium..... 113
4.6.3. Alat-alat Utama Laboratorium..... 116
4.7. Organisasi Perusahaan..... 116
4.7.1. Bentuk Perusahaan..... 116
4.7.2. Struktur Organisasi Perusahaan..... 118
4.7.3. Tugas dan Wewenang..... 122
4.7.3.1. Pemegang Saham..... 122
4.7.3.2. Dewan Komisaris..... 122
4.7.3.3. Direktur Utama..... 122
4.7.3.4. Manager..... 124
4.7.3.5. Kepala Bagian..... 124
4.7.3.6. Kepala Seksi..... 126
4.7.4. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji..... 132
4.7.5. Pembagian Jam Kerja Karyawan..... 132
4.7.5.1. Jadwal Non Shift..... 133
4.7.5.2. Jadwal Shift..... 133

4.7.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji..... 134
4.7.6.1. Penggolongan Jabatan..... 134
4.7.6.2. Perincian Jumlah Karyawan..... 134
4.7.6.3. Sistem Gaji Pegawai..... 135
4.7.7. Kesejahteraan Sosial Karyawan..... 136
4.7.8. Manajemen Produksi..... 138
4.8. Evaluasi Ekonomi..... 138
4.8.1. Penaksiran Harga Peralatan..... 139
4.8.2. Dasar Perhitungan..... 142
4.8.3. Perhitungan Biaya..... 143
4.8.3.1. Capital Investement..... 143
4.8.3.2. Manufacturing Cost..... 143
4.8.3.3. General Expense..... 144
4.8.3.4. Analisis Kelayakan..... 144
4.8.4. Hasil Perhitungan Ekonomi..... 147
BAB V PENUTUP **153**
5.1. Kesimpulan..... 153
5.2. Saran..... 154
DAFTAR PUSTAKA
LAMPIRAN

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Data Impor Heptena..... 2
Tabel 1.2. Perkiraan Kebutuhan Impor Heptena..... 4
Table 1.3. Kapasitas Produksi..... 6
Table 4.1. Perincian Luas Tanah Bangunan Pabrik..... 62
Table 4.2. Neraca Massa Overall..... 70
Table 4.3. Neraca Massa Reaktor – 01..... 70
Tabel 4.4. Neraca Massa Reaktor – 02..... 71
Table 4.5. Neraca Massa Menara Distilasi – 01..... 71
Table 4.6. Neraca Massa Menara Distilasi – 02..... 71
Table 4.7. Neraca Massa Menara Distilasi – 03..... 72
Table 4.8. Neraca Massa Menara Distilasi – 04..... 72
Table 4.9. Neraca Panas Overall..... 73
Table 4.10. Neraca Panas Reaktor – 01..... 73
Tabel 4.11. Neraca Panas Reaktor – 02..... 74
Table 4.12. Neraca Panas Menara Distilasi – 01..... 74
Table 4.13. Neraca Panas Menara Distilasi – 02..... 75
Table 4.14. Neraca Panas Menara Distilasi – 03..... 75
Table 4.15. Neraca Massa Menara Distilasi – 04..... 76
Table 4.16. Kebutuhan Air Pendingin..... 85
Table 4.17. Kebutuhan Air Pembangkit Steam..... 86
Tabel 4.18. Kebutuhan Steam..... 90
Table 4.19. Kebutuhan Listrik Alat Proses..... 91

Table 4.20. Kebutuhan Listrik Utilitas..... 92
Table 4.21. Penggolongan Jabatan..... 134
Table 4.22. Perincian Jumlah Karyawan..... 134
Table 4.23. Golongan dan Gaji..... 136
Table 4.24. Perkembangan Indeks Harga..... 140
Table 4.25. Fixed Capital Investment..... 147
Table 4.26. Working Capital..... 147
Table 4.27. Manufacturing Cost..... 148
Table 4.28. General Expense..... 148

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Grafik Impor Heptena 3
Gambar 1.2. Grafik Kebutuhan Heptena 5
Gambar 4.1. Tata Letak Pabrik Heptena 63
Gambar 4.2. Tata Letak Alat Proses 68
Gambar 4.3. Diagram Alir Kualitatif 77
Gambar 4.4. Diagram Alir Kuantitatif 78
Gambar 4.5. Diagram Alir Pengolahan Air 88
Gambar 4.6. Struktur Organisasi Perusahaan 121
Gambar 4.7. Grafik Indeks Harga 140
Gambar 4.8. Grafik Analisis BEP dan SDP 152

ABSTRAKSI

Heptena merupakan senyawa intermediate yang digunakan sebagai bahan baku dalam industri oli sintetis, polietilena, detergen, dan Poly Vinyl Cloride (PVC) (Kirk and Othmer, 1978). Proses pembuatan Heptena dari Propena dan Butena terjadi dalam 3 tahap. Tahap pertama ialah Unit persiapan Bahan Baku, tahap kedua yaitu pembentukan Heptena (tahap reaksi) dan tahap yang ketiga adalah tahap pemisahan Heptena dari hasil-hasil samping lain dan sisa bahan bakunya.

Dari segi proses pabrik ini berisiko rendah karena pada proses pembuatannya dijalankan pada suhu rendah dan tekanan medium.

Untuk menghasilkan Heptena sebanyak 100.000 ton/tahun denga kemurnian 99,5% diperlukan bahan baku propena sebanyak 46.581,23 ton/tahun dan butena sebanyak 108.845,905 ton/tahun. Pabrik direncanakan akan didirikan di Cilacap Jawa Tengah pada tahun 2011. Unit pendukung proses pabrik meliputi unit pengadaan air, tenaga listrik, *steam*, bahan bakar, dan udara tekan. Pabrik juga didukung laboratorium yang mengontrol mutu bahan baku dan produk.

Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT), dengan struktur organisasi *line and staff*. Sistem kerja karyawan berdasarkan pembagian jam kerja yang terdiri dari karyawan *shift* dan *non-shift*.

Dari perhitungan evaluasi ekonomi diperoleh modal tetap sebesar Rp. 312.968.574.039 + US$ 22.712.030 modal kerja sebesar Rp. 21.257.759.519 + US$ 32.794.745 biaya produksi sebesar Rp. 151.154.892.753 + US$ 110.885.347 pengeluaran umum sebesar Rp. 37.780.175.314 + US$ 23.862.524 keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 258.310.628.494 keuntungan sesudah pajak Rp. 129.155.314.247 ROI sebelum pajak sebesar 47,93 %, ROI sesudah pajak 23,91 %, POT sebelum pajak 1,73 tahun, POT sesudah pajak 2,95 tahun, BEP sebesar 40,18 %, SDP sebesar 23,92 % dan DCF sebesar 20,24%. Berdasarkan evaluasi ekonomi ini maka pabrik Heptena dari Propena dan Butena dengan kapasitas 100.000 ton/tahun menarik untuk didirikan.

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang Pendirian Pabrik

Indonesia begitu kaya dengan hasil alam. Potensi ini seharusnya dimanfaatkan dalam proses transformasi Indonesia dari negara agraris menjadi negara industri. Semakin berkembangnya perindustrian di tanah air seiring juga dengan meningkatnya pertumbuhan ekonomi dan membaiknya iklim investasi negara, serta mendorong sentra perindustrian negara Indonesia yang sempat lesu untuk bergegas bangkit menyambut era globalisasi.

Industri Bahan *intermediate* (setengah jadi) di Indonesia sedang mengalami perkembangan yang pesat, untuk mencukupi kebutuhan bahan baku industri bahan jadi. Salah satu bahan *intermediate* yang cukup penting adalah Heptena, yang sangat diperlukan untuk membuat berbagai produk yang dibutuhkan manusia seperti PVC, Oli Sintetis dan Deterjen.

Dengan memproduksi Heptena ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan di Indonesia. Selama ini untuk memenuhi kebutuhan olefin di Indonesia dilakukan dengan mengimport dari Amerika Serikat, Jepang, Inggris, dan Jerman(*bps*). Selain itu, dengan pendirian pabrik Heptena yang merupakan sub sektor industri padat modal dan padat teknologi diharapkan dapat menstimulasi tumbuhnya industri-industri baru yang berhubungan dengan Heptena.

Berdasarkan pertimbangan diatas maka pabrik ini layak didirikan di Indonesia. Keuntungan pendirian pabrik Heptena antara lain:

1. Meningkatkan devisa negara.
2. Memacu tumbuhnya industri baru terutama diversifikasi Industri Heptena
3. Memenuhi kebutuhan Heptena dalam negeri.

1.2 Kapasitas Rancangan

Dalam perancangan kapasitas rancangan pabrik Heptena ini ada beberapa pertimbangan:

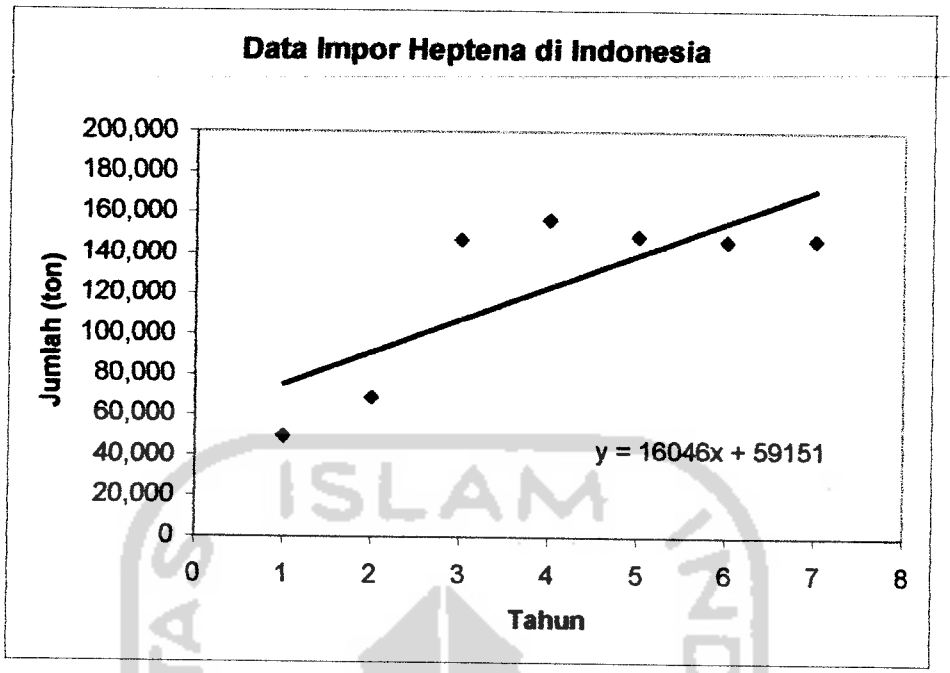
1.2.1 Kebutuhan Heptena dalam negeri

Untuk memenuhi kebutuhan Heptena di Indonesia selama ini, mengandalkan impor. Berdasarkan volume keseluruhan Indonesia mengimpor sebesar 147.090,435 ton/tahun pada tahun 2006 (tabel 1.1) dari berbagai negara.

Tabel 1.1. Kebutuhan Heptena di Indonesia berdasarkan data impor

Tahun	Jumlah (Ton)
2000	49.492,702
2001	68.797,425
2002	146.664,118
2003	156.611,806
2004	148.628,306
2005	146.066,231
2006	147.090,435

(Sumber : Balai Pusat Statistik)



Gambar 1.1. Grafik data impor Heptena di Indonesia tahun 2000 - 2006

Keterangan : Tahun 1,2,3,4,5,6,7... = 2000, 2001, 2002, 2003, 2004, 2005, 2006...

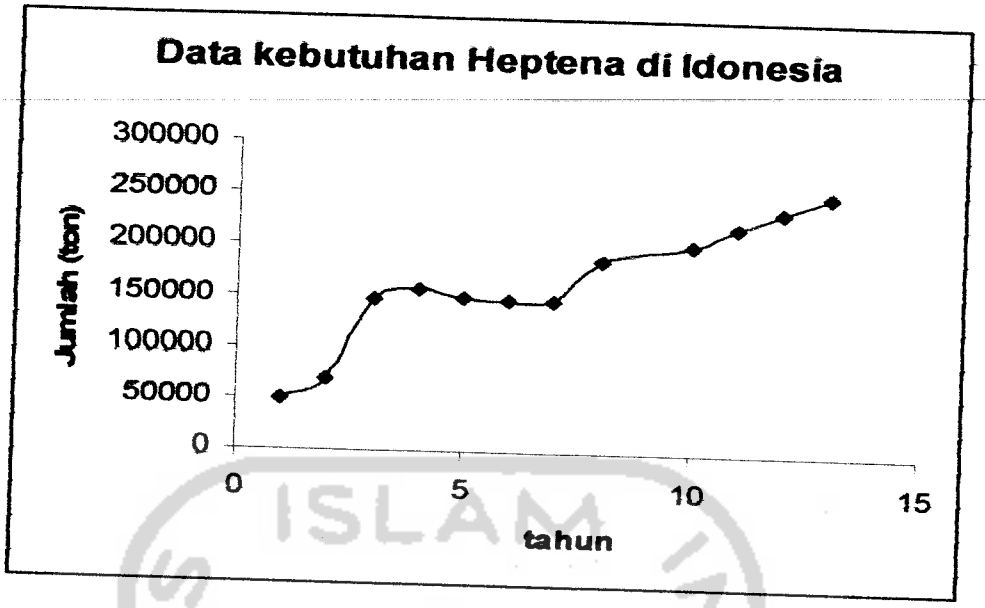
Dari data statistik (tabel 1.1) menunjukkan impor Heptena dari luar negeri. Dari data impor diatas, kemudian dilakukan regresi linier untuk mendapatkan tren kenaikan impor Heptena di Indonesia. Data impor dan regresi linier untuk data impor ditunjukkan dalam grafik 1.1

Dari regresi linier terhadap data impor Heptena didapatkan persamaan regresi $y = 16046x + 59151$.

Berdasarkan dari data impor Indonesia diatas maka dengan menggunakan analisa regresi linier untuk data impor, akan dapat diperkirakan kebutuhan Heptena pada tahun 2011.

Tabel 1.3. Perkiraan kebutuhan impor Heptena

Tahun	x	y (Ton/Tahun)
2000	1	49.492,702
2001	2	68.797,425
2002	3	146.664,118
2003	4	156.611,806
2004	5	148.628,306
2005	6	146.066,231
2006	7	147.090,435
2007	8	187.519,000
2008	9	203.565,000
2009	10	219.611,000
2010	11	235.657,000
2011	12	251.703,000



Gambar 1.2. Grafik data kebutuhan Heptena di Indonesia tahun 2000 - 2011

Keterangan : Tahun 1,2,3,4,.....13 = 2000, 2001, 2002, 2003,.....2011

Dari Gambarl 1.2 diatas, dapat terlihat bahwa kebutuhan *heptena* di Indonesia cenderung meningkat setiap tahunnya, dan pada tahun 2011, diperkirakan kebutuhan impor *heptena* mencapai 251.703 ton/tahun

1.2.2 Ketersediaan bahan baku

- Bahan baku berupa propilen dibeli dari PT. Chandra Asri Petrochemical Center dan PT.pertamina
- N-butena dibeli dari PT. pertamina
- Katalis dibeli dari Shell Chemical Corporation, Eropa.

Berdasarkan dari data "Biro Pusat Statistik Pertambangan Minyak dan Gas Bumi Indonesia" prduksi bahan baku propilen sebesar 152.6584.54 ton/tahun,sedangkan butena sebesar 275.125,895 ton/tahun.

1.2.3 Kapasitas Produksi Minimal

Untuk memproduksi Heptena harus diperhitungkan juga kapasitas produksi yang menguntungkan. Kapasitas produksi secara komersil yang telah ada terlihat pada tabel berikut :

Tabel 1.2 Kapasitas produksi Heptena Komersial

Pabrik	Kapasitas (Ton/Tahun)
Deepak Nitrite Ltd.Bombay	15.000
Qena Distriq Egypt	30.000
Amerika	70.000
Maria Elina, Chilli	80.000
Pedro de valdivia	100.000

(Sumber: Kirk Othmer)

Pabrik Heptena direncanakan dibangun pada tahun 2011 dan akan beroperasi pada tahun 2012. Berdasarkan pada data kebutuhan diatas dan pertimbangan ketersediaan bahan baku serta kapasitas pabrik yang sudah berdiri maka Pemilihan kapasitas produksi yang direncanakan pada tahun 2011 adalah 100.000 ton/tahun guna memenuhi kebutuhan dalam negeri dan mengurangi ketergantungan impor.

1.3 Tinjauan Pustaka

Reaksi yang terjadi pada pembuatan Heptena dari Propena dan n–Butena ini adalah reaksi Alkilasi Friedel -Craft.

Sedangkan katalis yang digunakan Pada proses Alkilasi adalah Almunium Chlorida (Kirk. Otmher, 1993).

Mekanisme reaksi Friedel -Craft adalah sebagai berikut :

$C_3H_6 + AlCl_3 \longrightarrow C_3H_6\text{-}Cl + AlCl_2^+$

$C_3H_6\text{-}Cl + C_4H_8 \longrightarrow C_7H_{14}\text{-}Cl^-$

$C_7H_{14}\text{-}Cl^- + AlCl_2^+ \longrightarrow C_7H_{14} + AlCl_3$ *(Robert, 1987)*

Proses Alkilasi merupakan reaksi eksotermis,sehingga membutuhkan pendingin untuk mempertahankan suhu operasi (J.J. Mc Ketta, 1993)

Heptena merupakan bahan baku untuk industri oli sintetis, Polietilena, deterjen, dan Poly Vinyl Chloride (PVC) (Kirk Othmer, 1978). Heptena juga dapat digunakan sebagai bahan pencampur untuk meningkatkan angka oktan pada motor bakar (Ipatieff and Schaad, 1945).

Pembuatan Heptena dan n – Butena dapat dilakukan dengan dua cara :

1. Pada tekanan tinggi dan suhu tinggi

   Proses pembuatan Heptena dari Propena dan n–Butena dilakukan dalam reaktor *fixed bed* dengan kondisi proses suhu operasi 175 – 225 °C dan tekanan diatas 27 atm. Konversi n–Butena yang menjadi Heptena 40 – 60 %. Katalisator yang digunakan untuk proses ini adalah asam fosfat padat. (Kirk and Othmer, 1978).

   Ipatieff and Schaad, 1945, memperlihatkan data-data proses yaitu pada kondisi operasi suhu 135 °C dan tekanan 38 atm didapatkan produk Heptena 40 – 45 %, Reaktor yang dipakai ialah *Multi Bed Reactor* dengan katalisator asam fosfat padat yang berbentuk silindris dengan ukuran 5 x 5 mm. Reaksi berlangsung pada fase gas – gas.

2. Pada tekanan rendah dan suhu rendah

Reaksi dijalankan dalam reaktor alir tangki berpengaduk pada kondisi operasi suhu 40 °C dan tekanan 8.5 atm dengan perbandingan molar1:1.01 dari Propena. Katalisator yang digunakan adalah $AlCl_3$ Reaksi berlangsung pada fase cair – cair dengan konversi Propena yang menjadi Heptena 75 %, (Chauvel, 1980).

Berdasarkan penelitian di Eropa, proses yang kedua (pada tekanan dan suhu rendah dengan katalisator $AlCl_3$) lebih disukai dan lebih menguntungkan dari pada proses yang pertama pada tekanan dan suhu tinggi dengan katalisator H_3PO_4 padat (Chauvel, 1980).

Dari kedua proses diatas dipilih proses yang kedua yaitu pada tekanan rendah dan suhu rendah dengan pertimbangan :

1. Operasi yang berlangsung pada suhu dan tekanan rendah penanganannya lebih mudah.
2. Konversi yang di hasilkan lebih tinggi yaitu 75 %.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Bahan Baku

1. **Propena**

Rumus molekul : C_3H_6

Berat molekul : 42,08

Titik didih : -47,8 ^{0}C

Titik beku : -185 ^{0}C

Suhu kritis : 91,8 ^{0}C

Tekanan kritis : 45,6 atm

Panas pembentukan: 20,43 kJ/mol

Densitas : 612 kg/m^3

Viskositas : 0,0623 cp

Panas jenis : 66,420 J/mol.K

Fase : Cair (Pada P = 15 atm dan T = 30 ^{o}C)

Komposisi

C_3H_6 : 95 %

C_3H_8 : 5 %

2. **n-Butena**

Rumus molekul : C_4H_8

Berat molekul : 56,108

Titik didih : – 6,3 ^{0}C

Titik beku : – 185,4 ^{0}C

Suhu kritis : 146,6 ^{0}C

Tekanan kritis : 37,2 atm

Panas pembentukan: – 0,13 kJ/mol

Densitas : 595 kg/m^3

Viskositas : 0,1354 cp

Panas jenis : 89,509 J/mol.K

Fase : Cair (Pada P = 5.5 atm dan T = 30 °C)

Komposisi

n-C_4H_8 : 60.239 %

n-C_4H_{10} : 37.773 %

i-C_6H_{12} : 1.988 %

2.1.2 Bahan Pembantu

1. **$AlCl_3$**

Berat molekul : 133,34 kg/mol

Titik lebur : 181,2 ^{0}C

Fase : Padat

Diameter : 0,5 mm

Densitas : 2440 kg/m^3

2.1.3 Hasil Utama

1. **Heptena**

Rumus molekul	: C_7H_{14}
Berat molekul	: 98,189
Titik didih	: 93,6 ^{0}C
Titik beku	: – 118,9 ^{0}C
Suhu kritis	: 264,2 ^{0}C
Tekanan kritis	: 28,4 atm
Panas pembentukan	: – 62,34 kJ/mol
Densitas	: 679 kg/m^3
Viskositas	: 0,2868 cp
Panas jenis	: 161,975 J/mol.K
Fase	: Cair (Pada P = 1 atm dan T = 32 ^{o}C)
Komposisi	
C_7H_{14}	: 99,522 %
n-C_4H_8	: 0,478 %

2.1.4 Hasil Samping

1. **n-Butana**

Rumus molekul	: nC_4H_{10}
Berat molekul	: 58,124
Titik didih	: – 0,5 ^{0}C
Titik beku	: – 138,4 ^{0}C

Suhu kritis : 152,2 ^{0}C

Tekanan kritis : 38 atm

Panas pembentukan: – 126,2 kJ/mol

Densitas : 579 kg/m^3

Viskositas : 0,1549 cp

Panas jenis : 101,731 J/mol.K

Fase : Cair (Pada P = 3 atm dan T = 32 °C)

Komposisi

C_4H_{10} : 96.0535 %

n-C_4H_8 : 0.8129 %

C_7H_{14} : 3.13324 %

2. **iso butena**

Rumus molekul : $_i$-C_4H_8

Berat molekul : 56,108

Titik didih : – 6,9^{0}C

Titik beku : – 147,4 ^{0}C

Suhu kritis : 96,8 ^{0}C

Tekanan kritis : 42,5 atm

Panas pembentukan: – 103,92 kJ/mol

Densitas : 585 kg/m^3

Viskositas : 0,1197 cp

Panas jenis : 89,882 J/mol.K

Fase : Cair (Pada P = 6.3 atm dan T = 32 °C)

Komposisi

$i\text{-}C_4H_8$	: 58,0327 %
$n\text{-}C_4H_8$	: 4,45 %
C_3H_6	: 3,311 %
C_3H_8	: 34.1565 %

2.2 Pengendalian Produksi

Pengendalian produksi dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan ini sudah harus dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi produk. Selain pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah jadi maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat kontrol.

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukan dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan cara *automatic control* yang menggunakan indikator. Apabila terjadi penyimpangan pada indikator dari yang telah ditetapkan atau diatur baik itu *flow rate* bahan baku atau produk, *level control*, maupun *temperature control*, dapat diketahui dari sinyal atau tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau *set* semula baik secara manual atau otomatis.

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

- *Level Control*

  Merupakan alat yang dipasang pada bagian atas tangki. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda / isyarat berupa suara dan nyala lampu.

- *FlowRate*

  Merupakan alat yang dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

- *Temperature Control*

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

Jika pengendalian proses dilakukan terhadap kerja pada suatu harga tertentu supaya dihasilkan produk yang memenuhi standar, maka pengendalian mutu dilakukan untuk mengetahui apakah bahan baku dan produk telah sesuai dengan spesifikasi. Setelah perencanaan produksi disusun dan proses produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik.

Kegiatan proses produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standard dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta

waktu yang tepat sesuai jadwal, untuk itu perlu dilakukan pengendalian produksi sebagai berikut:

2.3 Pengendalian Kualitas

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

a. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

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

b. Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu

   Bahan-bahan pembantu untuk proses pembuatan Heptena di pabrik ini juga perlu dianalisa untuk mengetahui sifat-sifat fisisnya, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan untuk membantu kelancaran proses. Bahan-bahan tersebut antara lain:

   - *Almunium Clorida* (Al, Cl_3), sebagai katalisator
   - *Industrial diesel oil* (IDO), sebagai bahan bakar diesel

c. Pengendalian Kualitas Bahan selama proses

Untuk menjaga kelancaran proses, maka perlu diadakan pengendalian/ pengawasan bahan selama proses berlangsung. Pengendalian tersebut meliputi kadar air dan kadar H_2SO_4-air.

d. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi Heptena dan hasil samping lainnya.

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

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

2.4 Pengendalian Kuantitas

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

2.4.1 Pengendalian Waktu

Untuk mencapai kualitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

2.4.2 Pengendalian Bahan Proses

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

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Proses pembuatan Heptena dari Propena dan Butena terjadi dalam 3 tahap. Tahap pertama ialah Unit persiapan Bahan Baku, tahap kedua adalah pembentukan Heptena (tahap reaksi) dan tahap yang ketiga adalah tahap pemisahan Heptena dari hasil-hasil samping lain dan sisa bahan bakunya.

3.1.1 Tahap persiapan bahan baku.

Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan Heptena adalah Propena, n-Butena, Katalisator Almunium Clorida ($AlCl_3$). Propena 95 % diumpankan dalam bentuk cair Pada suhu 30 °C dan tekanan 15 atm. n-Butena 60 % diumpankan dalam bentuk cair Pada suhu 30 °C dan tekanan 5,5 atm.

Propena dan n-Butena dipompa dari alat pengangkut ke tangki penyimpanan (T-01) dan (T-02) berbentuk silender Horizontal dengan bahan konstruksi dari Carbon Steel. Pada unit persiapan bahan baku ini diperlukan penyesuaian kondisi operasi sebelun memasuki proses reaksi di reaktor agar reaksi terjadi dengan sempurna. Propena sebelum masuk reaktor suhunya dinaikan dengan menggunakan heat exchanger (HE-01) sampai suhunya 40 °C dan diturunkan tekanannya menjadi 13 atm dengan Expander Valve. n-Butena sebelum masuk reaktor suhunya dinaikan menjadi 40 °C menggunakan heat exchanger (HE-02) dan dinaikan tekanannya menjadi 13 atm.

3.1.2 Tahap pembentukan Heptena

Setelah Bahan baku yang berupa Propena dan n-Butena mencapai suhu dan tekanan yang diinginkan pada reaktor yaitu suhu 40 °C dan tekanan 13 atm. Reaksi berlangsung dalam kondisi isothermal antara propena dan n-Butena dengan katalis $AlCl_3$ menghasilkan Heptena. Reaksi yang terjadi direaktor.

$$C_3H_6 \quad + \quad n\text{–}C_4H_8 \quad \longrightarrow \quad C_7H_{14}$$

Reaktor yang digunakan adalah reaktor alir tangki berpengaduk yang disusun seri sebanyak 2 buah dengan konversi n-Butena yang menjadi Heptena adalah 75% . Katalisor yang digunakan adalah $AlCl_3$ sebanyak 11,988 kg dengan diameter 0.5 mm yang dimasukkan diawal reaksi pada saat start up dan diganti tiap satu tahun sekali pada saat pembersihan alat-alat pabrik. Reaktor bekerja secara isotermal pada temperatur 313 K dan tekanan 13 atm. Reaktor dilengkapi dengan koil pendingin serta saringan dengan ukuran 200 mesh yang dipasang pada pipa pengeluaran untuk mencegah lolosnya katalis.

3.1.3 Tahap pemisahan

Campuran hasil reaksi dan sisa bahan baku dari reaktor (R-02) diumpankan ke menara distilasi (MD-01) pada suhu 70 °C dan tekanan 8,2 atm. sebelum diumpankan ke menara distilasi (MD-01) dipanaskan terlebih dulu dengan menggunakan heat exchanger (HE-03) sampai temperatur 343 K dan diturunkan tekanannya menjadi 8,2 atm. Pada menara distilasi (MD-01) Hasil atas yang merupakan sisa bahan baku dalam keadaan cair jenuh, sebelum diumpankan ke menara distilasi (MD-02) dipanaskan terlebih dulu dengan menggunakan heat

exchanger (HE-04) sampai temperatur 326 K dan dinaikkan tekanannya menjadi 15 atm, sedangkan hasil bawah yang merupakan n-butana didinginkan didalam Cooler (Cll-01) sampai temperatur 313 K dan diturunkan tekanannya sampai 13 atm untuk kemudian diumpankan ke Reaktor (R-01) sebagai recycle.

Pada hasil atas menara distilasi (MD-02) campuran propena sebagai hasil atas yang merupakan sisa bahan baku dalam keadaan cair jenuh, sebelum diumpankan ke menara distilasi (MD-03) dipanaskan terlebih dulu dengan menggunakan heat exchanger (HE-05) sampai temperatur 326 K dan dinaikkan tekanannya menjadi 19 atm dan hasil atas yang merupakan Propena didinginkan Cooler (Cl-02) sampai temperatur 313 K dan diturunkan tekanannya sampai 13 atm untuk kemudian diumpankan ke Reaktor (R-01) sebagai recycle, sedangkan isobutena hasil bawah menara destilasi (MD-03) didinginkan dengan Cooler (Cl-03)) sampai temperatur 323 K kemudian disimpan dalam tangki penyimpan (TP-05) diambil sebagai hasil samping.

Pada hasi bawah distilasi (MD-01) sebelum diumpankan kemenara destilasi (MD-04) digunakan sebagai pemanas heat exchanger (HE) sampai temperature turun menjadi 334 K. Pada menara distilasi (MD-04) ini hasil utama Heptena dipisahkan dari hasil samping n-Butana sebagai hasil bawah yang akan disimpan di tangki penyimpan (TP-05) yang sebelumnya didinginkan dengan menggunakan Cooler (Cl-04) sampai temperatur 323 K. Hasil atas n-butana didinginkan dengan Cooler (Cl-05) sampai temperatur 323 K kemudian disimpan dalam tangki penyimpan (TP-04).

3.2 Spesifikasi Alat

1. Tangki Propena (T – 01)

Fungsi	: Menyimpan bahan baku propilen untuk kebutuhan Selama 1 minggu
Jenis	: Silinder horisontal (*horizontal cylinder*) dengan *Eliptical head*
Jumlah	: 2 buah
Volume	: 546,1476 m^3
Kondisi Operasi	
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 15 atm
Bahan Konstruksi	: *Carbon steel* SA 283 *grade* C
Diameter	: 4,70 m
Panjang	: 18,83 m
Tebal *head*	: 2,75 in
Tinggi *head*	: 1,32 m
Tebal shell	: 2,5 in
Harga	: 116,932.58 US$

2. Tangki n-Butena (T – 02)

Fungsi	: Menyimpan bahan baku Butena untuk kebutuhan selama 1 minggu.
Jenis	: Silinder horisontal (*horizontal cylinder*) dengan

Torispherical head

Jumlah : 2 buah

Volume : 827.235994 m^3

Kondisi Operasi

Suhu : 30°C

Tekanan : 5,5 atm

Bahan Konstruksi : *Carbon steel* SA 283 *grade* C

Diameter : 5,40m

Panjang : 21,620m

Tebal *head* : 1,5 in

Tinggi *head* : 0.99 m

Tebal shell : 1,25 in

Harga : 174,440.42 US$

3. Tangki n-Butana (T – 03)

Fungsi : Menyimpan Produk butana selama 1 bulan.

Jenis : Silinder horisontal (*horizontal cylinder*) dengan *Torispherical head*

Jumlah : 3 buah

Volume : 1603.923 m^3

Kondisi Operasi

Suhu : 30°C

Tekanan : 4 atm

Bahan Konstruksi	: *Carbon steel* SA 283 *grade* C
Diameter	: 8,49 m
Panjang	: 33, 97 m
Tebal *head*	: 1.0 in
Tinggi *head*	: 1,9 m
Tebal shell	: 1,25 in
Harga	: 472,416.08 US$

4. Tangki i-Butena (T – 04)

Fungsi	: Menyimpan bahan Produk isobutana selama 1 bulan
Jenis	: Silinder horisontal (*horizontal cylinder*) dengan *Torispherical head*
Jumlah	: 1 buah
Volume	: 236,008 m^3
Kondisi Operasi	
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 6.5 atm
Bahan Konstruksi	: *Carbon steel* SA 283 *grade* C
Diameter	: 4,48 m
Panjang	: 17,93 m
Tebal *head*	: 1.5 in
Tinggi *head*	: 0,89 m

Tebal shell : 1,25 in

Harga : 101,916.65 US$

5. Tangki Heptena (T – 06)

Fungsi : Menyimpan Produk heptena selama 1 bulan.

Tipe : Silinder tegak (*vertical cylinder*) dengan *head* dan *bottom* berbentuk *conical*

Jumlah : 4 buah

Volume : 15951,29 m^3

Kondisi Operasi

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Bahan konstruksi : *Carbon steel* SA 283 *grade* C

Diameter : 18,2882 m

Tinggi : 16,46 m

Tebal *shell* : 0,45 in

Tebal *head* : 0,55 in

Harga : 1,583,978.65 US$

6. Reaktor

Fungsi : Mereaksikan propena sebanyak 7.291,88 Kg/jam dengan butena sebanyak 9.818,79 Kg/jam

Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Jumlah	: 2
Kondisi Operasi	
Suhu	: 40 ^{0}C
Tekanan	: 13 atm
Volume	: 58,83 m^3
Bahan	: *Carbon steel* SA 283 *grade* C
Diameter	: 3,95 m
Tinggi	: 7,9 m
Tebal shell	: 1 in
Tebal head	: 1,25 in
Pengaduk	
Jenis	: Six flat blades
Diameter Impeller	: 1,185 m
Lebar Impeller	: 0,19 m
Panjang Impeller	: 1,85 m
Jumlah baffle	: 4 buah
Lebar baffle	: 0,205 m
Power pengaduk	: 12,47 Hp
Power Motor	: 15 Hp
Jumlah	: 1 buah
Coil	
Id	: 7,981 in

Tinggi menara : 18,5 m

Letak umpan masuk : pada *plate* ke- 15

Tebal shell : 0,5 in

Tebal head : 0,5 in

Seksi *Rectifying* : 15 *plate*

Seksi *Stripping* : 33 *plate*

Jumlah plate total : 38 plate

Jarak antar plate : 18 in

Jumlah Hole : 9257 /*plate*

Bahan Kontruksi : *Carbon steel* SA 283 *grade C*

Jumlah : 1

Harga : 431,056.32 US$

8. Menara Distilasi (MD - 02)

Fungsi : Memisahkan i-Butena sebagai hasil atas sebanyak 317,60 kg/jam dan n-Butena sebagai hasil bawah sebanyak 2381.485 kg/jam.

Tipe : *Sieve tray distillation (Perforated Plate)*

Kondisi Operasi

Umpan

Suhu : 58,5 °C

Tekanan : 15 atm

Hasil atas

Suhu : 50 °C

Tekanan : 15 atm

Hasil bawah

Suhu : 92 °C

Tekanan : 15 atm

Dimensi Menara Distilasi

Diameter menara : 2,85 m

Tinggi menara : 28,67 m

Letak umpan masuk : pada *plate* ke- 25

Tebal shell : 0,75 in

Tebal head : 0,75 in

Seksi *Rectifying* : 25 *plate*

Seksi *Stripping* : 35 *plate*

Jumlah plate total : 60 plate

Jarak antar plate : 18 in

Jumlah Hole : 11200 */plate*

Bahan Kontruksi : Carbon Steel SA 285

Jumlah : 1

Harga : 623,661.75 US$

9. Menara Distilasi (MD - 03)

Fungsi : Memisahkan Propena sebagai hasil atas sebanyak 1742kg/jam dan Propana sebagai hasil bawah

sebanyak 376,1 kg/jam.

Tipe	: *Sieve tray distillation (Perforated Plate)*
Kondisi Operasi	
Umpan	
Suhu	: 54,65 °C
Tekanan	: 19 atm
Hasil atas	
Suhu	: 50 °C
Tekanan	: 19 atm
Hasil bawah	
Suhu	: 70,6 °C
Tekanan	: 19 atm
Dimensi Menara Distilasi	
Diameter menara	: 1,98 m
Tinggi menara	: 16,67 m
Letak umpan masuk	: pada *plate* ke- 14
Tebal shell	: 1 in
Tebal head	: 1 in
Seksi *Rectifying*	: 14 *plate*
Seksi *Stripping*	: 20 *plate*
Jumlah plate total	: 34 plate
Jarak antar plate	: 18 in
Jumlah Hole	: 4375 */plate*

Bahan Kontruksi : *Carbon steel* SA 283 *grade* C

Jumlah : 1

Harga : 405,254.08 US$

10. Menara Distilasi (MD - 04)

Fungsi : Memisahkan Butana sebagai hasil atas sebanyak 6252 kg/jam dan Heptena sebagai hasil bawah sebanyak 12626.263 kg/jam.

Tipe : *Sieve tray distillation (Perforated Plate)*

Kondisi Operasi

Umpan

Suhu : 60,65 °C

Tekanan : 3 atm

Hasil atas

Suhu : 50 °C

Tekanan : 3 atm

Hasil bawah

Suhu : 133,6 °C

Tekanan : 3 atm

Dimensi Menara Distilasi

Diameter menara : 1.25 m

Tinggi menara : 10 m

Letak umpan masuk : pada *plate* ke- 8

Tebal shell	: 0,25 in
Tebal head	: 0,25 in
Seksi *Rectifying*	: 8 *plate*
Seksi *Stripping*	: 12 *plate*
Jumlah plate total	: 20 plate
Jarak antar plate	: 18 in
Jumlah Hole	: 1141 */plate*
Bahan Kontruksi	: *Carbon steel* SA 283 *grade* C
Jumlah	: 1
Harga	: 211,394.11 US$

11. Condenser (CD - 01)

Fungsi	: Mengembunkan uap hasil atas MD – 01 sebanyak 5069,75 kg/jam dengan menggunakan media pendingin air.
Tipe	: Double pipe
Ukuran	: 5 x 4 in

Fluida Panas : Annulus

ID	: 5,04 in

Fluida Dingin : Inner pipe

ID	: 4,02 in
Kebutuhan air	: 359584 lb/jam
Panjang Hairpin	: 48 ft

Harga : 31,735.8 US$.

12. Condenser (CD - 02)

Fungsi : Mengembunkan uap hasil atas MD – 02 sebanyak 2895,3147 kg/jam dengan menggunakan media pendingin air.

Tipe : Double pipe

Ukuran : 3 x 2 in

Fluida Panas : Annulus

ID : 3,06 in

Fluida Dingin : Inner pipe

ID : 2,06 in

Kebutuhan air : 26649.93 lb/jam

Panjang Hairpin : 32,65 ft

Harga : 21,086.2 US$.

13. Condenser (CD - 03)

Fungsi : Mengembunkan uap hasil atas MD – 03 sebanyak 1794,18 kg/jam dengan menggunakan media pendingin air.

Tipe : Double pipe

Ukuran : 2 x 1 in

Fluida Panas : Annulus

ID : 2,06 in

Fluida Dingin : Inner pipe

ID : 1,05 in

Kebutuhan air : 3316,49 lb/jam

Panjang Hairpin : 19,5 ft

Harga : 18,956.28 US$.

14. Condenser (CD - 04)

Fungsi : Mengembunkan uap hasil atas MD – 04 sebanyak 5936,216 kg/jam dengan menggunakan media pendingin air.

Tipe : Double pipe

Ukuran : 4 x 3 in

Fluida Panas : Annulus

ID : 4,02 in

Fluida Dingin : Inner pipe

ID : 3,02 in

Kebutuhan air : 101414,4 lb/jam

Panjang Hairpin : 40 ft

Harga : 17,465.34 US$.

15. Accumulator (ACC - 01)

Fungsi : Menampung sementara cairan yang keluar dari

condenser 01 sebanyak 5069,75 kg/jam

Tipe : Tangki silinder horizontal dengan *Torispherical head*

Waktu tinggal : 15 menit

Dimensi Accumulator

Diameter : 0,75 m

Tinggi : 1,5 m

Bahan Kontruksi : *Carbon steel* SA 283 *grade C*

Tebal shell : 0,5 in

Tebal head : 0,5 in

Jumlah : 1

Harga : 21,352.44 US$

16. Accumulator (ACC - 02)

Fungsi : Menampung sementara cairan yang keluar dari condenser 02 sebanyak 2895,3147 kg/jam

Tipe : Tangki silinder horizontal dengan *Torispherical head*

Waktu tinggal : 15 menit

Dimensi Accumulator

Diameter : 0,5 m

Tinggi : 1 m

Bahan Kontruksi : *Carbon steel* SA 283 *grade C*

Tebal shell	: 0,75 in
Tebal head	: 0,75 in
Jumlah	: 1
Harga	: 18,636.8 US$

17. Accumulator (ACC - 03)

Fungsi	: Menampung sementara cairan yang keluar dari condenser 03 sebanyak 1794,18 kg/jam
Tipe	: Tangki silinder horizontal dengan *Torispherical head*
Waktu tinggal	: 15 menit
Dimensi Accumulator	
Diameter	: 0,5 m
Tinggi	: 1 m
Bahan Kontruksi	: *Carbon steel* SA 283 *grade C*
Tebal shell	: 1 in
Tebal head	: 1 in
Jumlah	: 1
Harga	: 5,644.39 US$

18. Accumulator (ACC - 04)

Fungsi	: Menampung sementara cairan yang keluar dari condenser 04 sebanyak 5936,216 kg/jam

Tipe : Tangki silinder horizontal dengan *Elliptical Dished*

Waktu tinggal : 15 menit

Dimensi Accumulator

Diameter : 0,85 m

Tinggi : 1,75 m

Bahan Kontruksi : *Carbon steel* SA 283 *grade* C

Tebal shell : 0,25 in

Tebal head : 0,25 in

Jumlah : 1

Harga : 24,707.568 US$

19. Reboiler (RB - 01)

Fungsi : Menguapkan cairan hasil bawah MD – 01 sebanyak 18562,47 kg/jam menggunakan steam

Tipe : *Shell & Tube Kettle Reboiler*

Kebutuhan steam : 5253,55 lb/jam

Spesifikasi Shell : Fluida dingin

ID : 23,25 in

Baffle : 17,4

Pass : 1

Spesifkasi tube : Fluida panas

ID : 1,2 in

Harga : 19,488.76 US $.

21. Reboiler (RB - 03)

Fungsi : Menguapkan cairan hasil bawah MD – 01 sebanyak 1101,13 kg/jam menggunakan steam

Tipe : *Shell & Tube Kettle Reboiler*

Kebutuhan steam : 156.78 lb/jam

Spesifikasi Shell : Fluida dingin

ID : 10 in

Baffle : 7,5 in

Pass : 2

Spesifkasi tube : Fluida panas

ID : 0,37 in

OD : 0,5 in

BWG : 16

Pass : 2

Jumlah tube : 32

Jumlah : 1

Harga : 17,678.33 US $.

22. Reboiler (RB - 04)

Fungsi : Menguapkan cairan hasil bawah MD – 04 sebanyak 12626,263 kg/jam menggunakan steam

Spesifkasi tube : Fluida panas

ID	: 1,15 in
OD	: 1,25 in
BWG	: 10
Pass	: 2
Pitch	: 1,56 in *Triangular pitch*
Jumlah tube	: 65
Jumlah	: 1
Harga	: 18,956.28 US$.

24. Cooler (CL - 02)

Fungsi	: Menurunkan suhu keluaran Md-03 dengan air dari suhu 48,5 °C menjadi 40 °C
Tipe	: *Shell and Tube HE 1 – 2 pass*

Spesifikasi Shell : Fluida dingin

ID	: 8 in
Baffle	: 6 in
Pass	: 1

Spesifkasi tube : Fluida panas

ID	: 0,48 in
OD	: 0,75 in
BWG	: 10
Pass	: 2

Pitch	: 1 in *Triangular pitch*
Jumlah tube	: 42
Jumlah	: 1
Harga	: 12,673.02 US$.

25. Cooler (CL - 03)

Fungsi	: Menurunkan suhu keluaran Md-03 dengan air dari suhu 68°C menjadi 32 °C
Tipe	: *Shell and Tube HE 1 – 2 pass*

Spesifikasi Shell : Fluida dingin

ID	: 13,25 in
Baffle	: 9,9 in
Pass	: 1

Spesifkasi tube : Fluida panas

ID	: 0,48 in
OD	: 0,75 in
BWG	: 10
Pass	: 2
Pitch	: 1 in *Triangular pitch*
Jumlah tube	: 43
Jumlah	: 1
Harga	: 15,441.92 US$.

26. Cooler (CL - 04)

Fungsi : Menurunkan suhu keluaran Kondenser-04 dengan air

dari suhu 48,5 °C menjadi 32 °C

Tipe : *Shell and Tube HE 1 – 2 pass*

Spesifikasi Shell : Fluida dingin

ID : 13,25 in

Baffle : 9,9 in

Pass : 1

Spesifkasi tube : Fluida panas

ID : 0,87 in

OD : 1in

BWG : 10

Pass : 2

Pitch : 1,25 in *Triangular pitch*

Jumlah tube : 96

Jumlah : 1

Harga : 18,530.40 US$.

27. Cooler (CL - 05)

Fungsi : Menurunkan suhu keluaran Reboiler 04 dengan air dari suhu 133 °C menjadi 32 °C

Tipe : *Shell and Tube HE 1 – 2 pass*

Spesifikasi Shell : Fluida dingin

ID	: 19,25 in
Baffle	: 14,4 in
Pass	: 1

Spesifkasi tube : Fluida panas

ID	: 1,17 in
OD	: 1,5 in
BWG	: 10
Pass	: 2
Pitch	: 2,125 in *Triangular pitch*
Jumlah tube	: 130
Jumlah	: 1
Harga	: 44,728.41 US$.

28. Heat Exchanger (EX - 01)

Fungsi	: Menukar panas antara keluaran T-01 dengan keluaran Reboiler - 01 dari suhu 32 °C menjadi 40 °C
Tipe	: Double pipe Exchanger
Ukuran	: 1,5 x 0,75 in

Fluida panas : annulus

ID	: 1,5 in

Fluida dingin : Inner pipet

ID	: 0,75 in
Panjang Hairpin	: 32 ft
Jumlah Hairpin	: 1
Harga	: 6,070.27 US$.

29. Heat Exchanger (EX - 02)

Fungsi	: Menukar panas antara keluaran T-02 dengan keluaran Reboiler-01 dari suhu 32 °C menjadi 40
Tipe	: Double pipe Exchanger
Ukuran	: 1,75 x 1 in
Fluida panas : annulus	
ID	: 1,75 in
Fluida dingin : Inner pipet	
ID	: 1 in
Panjang Hairpin	: 41 ft
Jumlah Hairpin	: 1
Harga	: 5,111.81 US$.

30. Heat Exchanger (EX - 03)

Fungsi	: Menukar panas antara keluaran R-01 dengan keluaran Reboiler-01 dari suhu 40°C menjadi 70 °C

Tipe : Double pipe Exchanger

Ukuran : 3,5 x 2.5 in

Fluida panas : annulus

ID : 3,5 in

Fluida dingin : Inner pipet

ID : 2,5 in

Panjang Hairpin : 92 ft

Jumlah Hairpin : 4

Harga : 13,631.49 US$.

31. Heat Exchanger (EX - 04)

Fungsi : Menukar panas antara keluaran CD-01 dengan keluaran Reboiler-01 dari suhu 48,5°C menjadi 58 °C

Tipe : Double pipe Exchanger

Ukuran : 0,75 x 0,5 in

Fluida panas : annulus

ID : 0,75 in

Fluida dingin : Inner pipet

ID : 0,5 in

Panjang Hairpin : 53 ft

Jumlah : 1

Harga : 3,833.86 US$.

32. Heat Exchanger (EX - 05)

Fungsi : Menukar panas antara keluaran CD-02 dengan keluaran Reboiler-01 dari suhu 48,5°C menjadi 53 °C

Tipe : Double pipe Exchanger

Ukuran : 0,75 x 0,5 in

Fluida panas : annulus

ID : 0,75 in

Fluida dingin : Inner pipet

ID : 0,5 in

Panjang Hairpin : 38 ft

Jumlah : 1

Harga : 8,040.85 US$.

33. Expander Valve (EV - 01)

Fungsi : Menurunkan tekanan cairan yang mengalir dari T- 01 ke Reaktor dari 17 atm menjadi 8,5 atm

Pipa standart dengan spesifikas ,

Di : 2,35 in

Nps : 2 ½ in

Sch N : 40

OD : 2,88 in

A't : 0,03 ft^2

Panjang Elbow	: 30 ft
Gate valve	: ½ open
Jumlah valve	: 3 buah
Harga	: 2,396.3 US$

34. Expander Valve (EV - 02)

Fungsi : Menurunkan tekanan cairan yang mengalir dari R-02 ke MD-01 dari 8,5 atm menjadi 8,2 atm

Pipa standart dengan spesifikas ,

Di	: 2,35 in
Nps	: 2 ½ in
Sch N	: 40
OD	: 2,88 in
A't	: 0,03 ft^2
Panjang Elbow	: 30 ft
Gate valve	: ½ open
Jumlah valve	: 1 buah
Harga	: 990.42 US$

35. Expander Valve (EV - 03)

Fungsi : Menurunkan tekanan cairan yang mengalir dari MD-02 ke R-01 dari 15 atm menjadi 8,5 atm

Pipa standart dengan spesifikas ,

Di	: 2,35 in
Nps	: 2 ½ in
Sch N	: 40
OD	: 2,88 in
A't	: 0,03 ft^2
Panjang Elbow	: 30 ft
Gate valve	: ½ open
Jumlah valve	: 3 buah
Harga	: 1,207.9 US$

36. Expander Valve (EV - 04)

Fungsi : Menurunkan tekanan cairan yang mengalir dari MD-03 ke R-01 dari 19 atm menjadi 8,5 atm

Pipa standart dengan spesifikas ,

Di	: 2,35 in
Nps	: 2 ½ in
Sch N	: 40
OD	: 2,88 in
A't	: 0,03 ft^2
Panjang Elbow	: 30 ft
Gate valve	: ½ open
Jumlah valve	: 3 buah
Harga	: 2,718.84 US$

37. Expander Valve (EV - 05)

Fungsi : Menurunkan tekanan cairan yang mengalir dari MD - 03 ke T - 03 dari 19 atm menjadi 5,5 atm

Pipa standart dengan spesifikas ,

Di	: 2,35 in
Nps	: 2 ½ in
Sch N	: 40
OD	: 2,88 in
A't	: 0,03 ft^2
Panjang Elbow	: 30 ft
Gate valve	: ½ open
Jumlah valve	: 4 buah
Harga	: 3,259.41 US$

38. Expander Valve (EV - 06)

Fungsi : Menurunkan tekanan cairan yang mengalir dari MD - 04 ke T-04 dari 3 atm menjadi 1 atm

Pipa standart dengan spesifikas ,

Di	: 2,35 in
Nps	: 2 ½ in
Sch N	: 40
OD	: 2,88 in
A't	: 0,03 ft^2

Panjang Elbow	: 30 ft
Gate valve	: ½ open
Jumlah valve	: 2 buah
Harga	: 546.11 US$

39. Pompa (P – 01)

Fungsi	: Mengalirkan bahan dari Alat pengangkut bahan baku ke dalam T-01
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Kecepatan Volume	: 703,77 gpm
Ukuran pipa	
Id	: 6,407 in
Od	: 6,68 in
Head pompa	: 10,83 m
Tenaga pompa	: 17,5 Hp
Tenaga motor	: 20 Hp
Jumlah	: 5 buah
Harga	: 50,312.95 US$

40. Pompa (P – 02)

Fungsi	: Mengalirkan bahan baku dari Alat pengangkut ke dalam T-02
Jenis	: Centrifugal pump single stage

Kecepatan Volume	: 869,28 gpm
Ukuran pipa	
Id	: 8,05 in
Od	: 8,65 in
Head pompa	: 49,9 m
Tenaga pompa	: 29,5 Hp
Tenaga motor	: 32 Hp
Jumlah	: 5 buah
Harga	: 80,989.1 US$

41. Pompa (P – 03)

Fungsi	: Mengalirkan bahan baku dari T-02 ke dalam Reaktor.
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Kecepatan Volume	: 120 gpm
Ukuran pipa	
Id	: 2 in
Od	: 2,33 in
Head pompa	: 70,32 m
Tenaga pompa	: 1,524 Hp
Tenaga motor	: 3 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: 13,954.25US$

42. Pompa (P – 04)

Fungsi	: Mengalirkan Cairan dari R-01 ke dalam R-02.
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Kecepatan Volume	: 205 gpm
Ukuran pipa	
Id	: 2,5 in
Od	: 2,88 in
Head pompa	: 8,32 m
Tenaga pompa	: 4,51 Hp
Tenaga motor	: 5 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: 15,289.35US$

43. Pompa (P – 05)

Fungsi	: Mengalirkan Cairan dari MD-01 ke dalam MD- 02.
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Kecepatan Volume	: 55,98 gpm
Ukuran pipa	
Id	: 2 in
Od	: 2,375 in
Head pompa	: 17,32 m
Tenaga pompa	: 0,824 Hp

Tenaga motor	: 1Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: 11,631.89 US$

44. Pompa (P – 06)

Fungsi	: Mengalirkan Cairan dari MD-02 ke dalam MD-03.
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Kecepatan Volume	: 31,25 gpm
Ukuran pipa	
Id	: 2 in
Od	: 2,375 in
Head pompa	: 17,32 m
Tenaga pompa	: 0,425 Hp
Tenaga motor	: 1Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: 11,631.89 US$

45. Pompa (P – 07)

Fungsi	: Mengalirkan Cairan dari MD-03 ke dalam R-01.
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Kecepatan Volume	: 20,4gpm
Ukuran pipa	

Id	: 1,5 in
Od	: 1,9 in
Head pompa	: 12,12 m
Tenaga pompa	: 0,265 Hp
Tenaga motor	: 1 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: 11,631.89 US$

46. Pompa (P – 08)

Fungsi	: Mengalirkan Cairan dari MD-04 untuk Refluk.
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Kecepatan Volume	: 9,97gpm
Ukuran pipa	
Id	: 1,05 in
Od	: 1,35 in
Head pompa	: 16,8 m
Tenaga pompa	: 0,128 Hp
Tenaga motor	: 1 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: 11,631.89 US$

47. Pompa (P – 09)

Fungsi	: Mengalirkan bahan baku dari T-03 ke dalam truk
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Kecepatan Volume	: 10,71 gpm
Ukuran pipa	
Id	: 1,05 in
Od	: 1,32 in
Head pompa	: 8,09 m
Tenaga pompa	: 0,159 Hp
Tenaga motor	: 1 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: 11,631.89 US$

48. Pompa (P – 10)

Fungsi	: Mengalirkan bahan baku dari T-04 ke dalam truk
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Kecepatan Volume	: 56,32 gpm
Ukuran pipa	
Id	: 2,469 in
Od	: 2,88 in
Head pompa	: 9,69 m
Tenaga pompa	: 0,347 Hp
Tenaga motor	: 1 Hp

Jumlah	: 1 buah
Harga	: 11,631.89 US$

49. Pompa (P – 11)

Fungsi	: Mengalirkan bahan baku dari T-05 ke dalam truk
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Kecepatan Volume	: 96,79 gpm
Ukuran pipa	
Id	: 3,069 in
Od	: 3,5 in
Head pompa	: 9,3 m
Tenaga pompa	: 0,77 Hp
Tenaga motor	: 1 Hp
Jumlah	: 1 buah
Harga	: 11,631.89 US$

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi merupakan hal yang penting dalam perancangan suatu pabrik, karena berhubungan langsung dengan nilai ekonomis dari pabrik yang akan didirikan. Pabrik *Heptena* dari *Propena dan Butena* dengan kapasitas 100.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di kawasan industri Cilacap. Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik ini antara lain:

4.1.1 Faktor Primer Penentuan Lokasi Pabrik

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

1. Penyediaan bahan baku

   Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan produksi suatu pabrik sehingga penyediaan bahan baku sangat diprioritaskan. Bahan baku yang digunakan untuk membuat Heptena adalah Propena danButena. Dengan mengadakan kontrak kerja sama dengan PT - PT yang terdapat pada kawasan industri di Cilacap, diharapkan mampu memenuhi kebutuhan bahan baku tersebut.

2. Pemasaran

   Pabrik ini menghasilkan Heptena yang banyak sekali diperlukan oleh industri-industri kimia sebagai bahan baku pembuatan PVC dan bahan

Detejen, disamping itu juga digunakan sebagai Oli sintesis pada industri minyak pelumas seperti Pertamina yang lokasinya berada di Cilacap sehingga dalam hal pemasaran tidak mengalami kesulitan.

3 Utilitas

Pabrik Heptena ini cukup banyak memerlukan air yaitu sebagai air proses dalam produksinya, juga kebutuhan air untuk air sanitasi, air perkantoran dan lain-lain. Untuk penyediaan air ini dapat diperoleh dari air sungai terdekat dengan kawasan industri.

Bahan bakar sebagai sumber energi dapat diperoleh dengan mudah, pengadaannya dapat diperoleh dengan membeli dari Pertamina dan listrik dari PLN.

4. Tenaga Kerja

Di Cilacap, Propinsi Jawa Tengah banyak dan mudah didapat tenaga ahli maupun non-ahli. Hal ini disebabkan selain merupakan daerah zone pertumbuhan industri, Cilacap merupakan propinsi dengan tingkat pendidikan dan produktivitas penduduk yang tinggi.

5. Transportasi

Untuk transportasi pengadaan bahan baku dan pemasaran produk hasil, Cilacap memiliki dermaga yang cukup untuk berlabuh kapal-kapal pengangkut produk hasil, dan tersedia juga sarana transportasi darat yang memadai yang kesemuanya itu tentunya memudahkan dalam pemasaran hasil produksi.

4.1.2 Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

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

1. Perluasan Areal Pabrik

   Perluasan pabrik dan penambahan bangunan di masa mendatang harus sudah masuk dalam perhitungan awal. Sehingga sejumlah areal khusus sudah harus disiapkan sebagai perluasan pabrik bila suatu saat dimungkinkan pabrik menambah peralatannya untuk menambah kapasitas. Pemilihan lokasi pabrik berada di 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

Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat peralatan, tempat penimbunan bahan baku dan produk yang saling berhubungan. Tata letak pabrik harus dirancang sedemikian rupa sehingga penggunaan area pabrik effisien dan proses produksi serta distribusi dapat berjalan dengan lancar, keamanan, keselamatan, dan kenyamanan bagi karyawan dapat terpenuhi. Selain peralatan proses, beberapa banguna fisik lain seperti kantor, bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, pemadam kebakaran, pos penjagaan, dan sebagainya ditempatkan pada bagian yang tidak mengganggu lalu lintas, barang dan proses.

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

1. Daerah Proses

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

2. Keamanan

   Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan,

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

3. Luas Area yang Tersedia

   Harga tanah menjadi hal yang membatasi kemampuan penyedia area. Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah amat tinggi, maka diperlukan effisiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan diatas peralatan yang lain, ataupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

4 Instalasi dan Utilitas

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

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

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

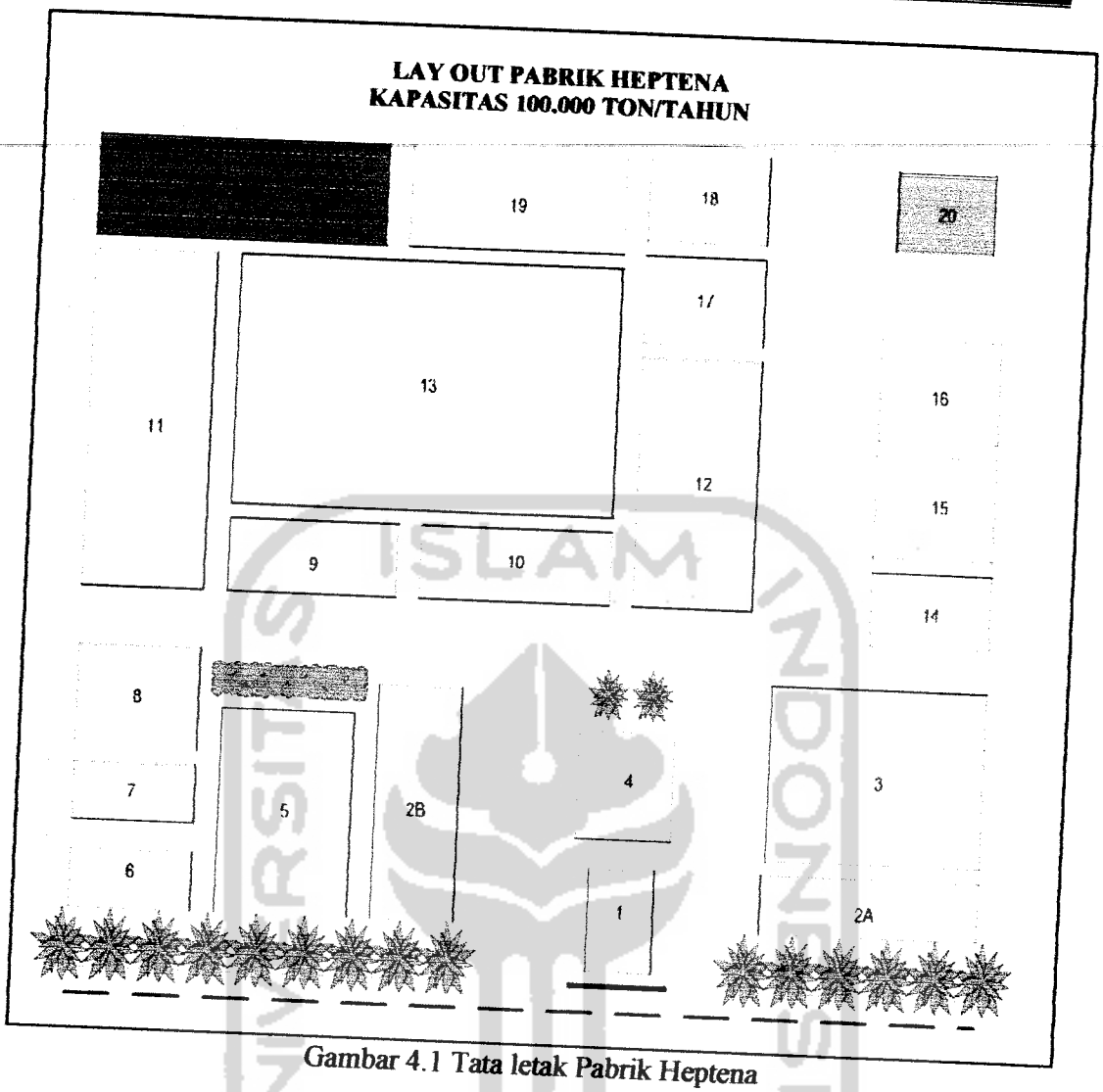
   Daerah tempat alat-alat proses diletakkan dan tempat proses berlangsung

3. Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi

4. Daerah utilitas

Tabel 4.1. Perincian luas tanah bangunan pabrik

No	Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m^2)
1	Kantor Utama	60 x 30	1800
2	Pos Keamanan/Satpam	5 x 10	50
3	Parkir	20 x 15	300
4	Mesjid	20 x 25	500
5	Kantin	20 x 20	400
6	Bangkel	20 x 15	300
7	Klinik	10 x 15	150
8	Kantor Teknik dan Produksi	20 x 20	400
9	Ruang timbang truk	5 x 15	75
10	Unit pemadam kebakaran	20 x 15	300
11	Gudang alat	20 x 10	200
12	Gudang bahan kimia	20 x 15	300
13	Laboratorium	20 x 30	600
14	Utilitas	65 x 30	1950
15	Daerah proses	60 x 100	6000
16	Ruang kontrol	20 x 15	300
17	Ruang kontrol utilitas	20 x 10	200
18	Tangki Bahan baku	30 x 80	2400
19	Tangki produk	30 x 60	1800
20	Mess	70x30	2100
21	Jalan dan taman	50 x 20	1000
22	PerluasanPabrik	75x50	3750
	Jumlah		**24.875**



Gambar 4.1 Tata letak Pabrik Heptena

Skala 1 : 10.000

Keterangan			
1	Pos Keamanan	12	Tangki Produk
2	(A) Parkir Yamu	13	Daerah Proses
3	(B) Parkir Truk	14	Bengkel
4	Ruang Timbang Truk	15	Pemadam Kebakaran
5	Kantor Teknik dan Produksi	16	Gudang Bahan Kimia
6	Klinik	17	Gudang Alat
7	Kantin	18	Ruang Kontrol Utilitas
8	Mesjid	19	Utilitas
9	Laboratorium	20	Mess
10	Ruang Kontrol	21	Daerah Perluasan Pabrik
11	Tangki Bahan Baku	- - -	Jalan Raya

4.3 Tata Letak Alat Proses

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

1. Aliran bahan baku dan produk

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

2. Aliran udara

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

3. Cahaya

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

4 Lalu lintas manusia

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

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

5 Tata letak alat proses

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

6 Jarak antar alat proses

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

7 Maintenance

Maitenance berguna untuk menjaga sarana atau fasilitas peralatan pabrik dengan cara pemeliharaan dan perbaikan alat agar produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas menjadi tinggi sehingga akan tercapai target produksi dan spesifikasi bahan baku yang diharapkan.Perawatan *preventif* dilakukan setiap hari untuk menjaga dari kerusakan alat dan kebersihan lingkungan alat. Sedangkan perawatan periodik dilakukan secara terjadwal sesuai dengan buku petunjuk yang ada. Penjadwalan tersebut dibuat sedemikian rupa sehingga alat-alat mendapat perawatan khusus secara bergantian. Alat-alat berproduksi secara kontinyu dan akan berhenti jika terjadi kerusakan.

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

a. *Over head 1 x 1 tahun*

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

b. *Repairing*

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

1. Umur alat

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

2. Bahan baku

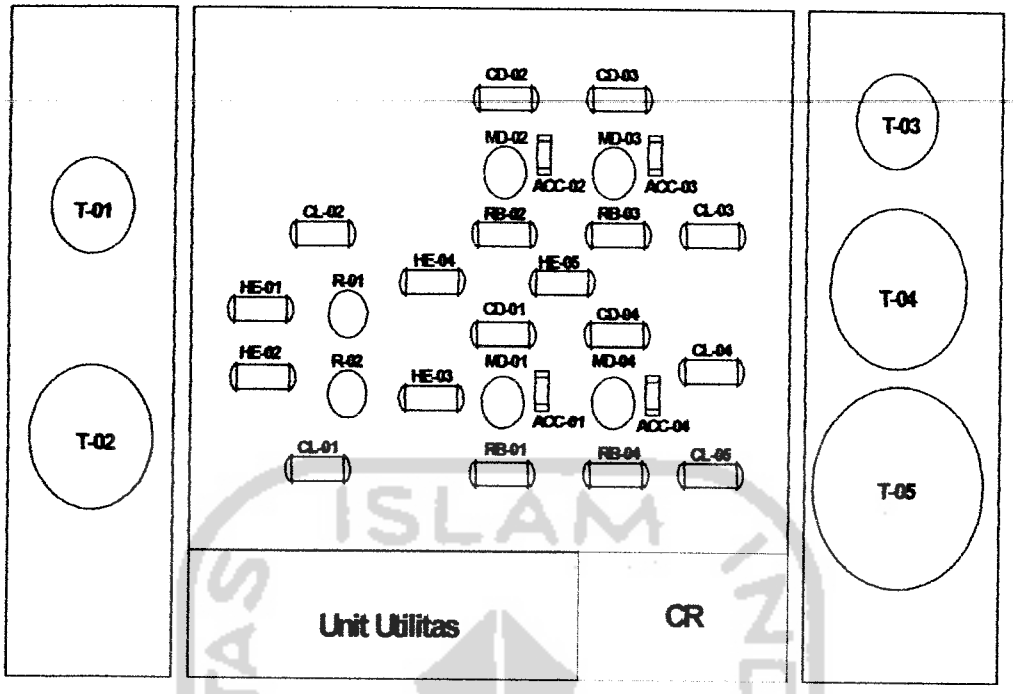
   Penggunaan bahan baku yang kurang berkualitas akan menyebabkan kerusakan alat sehingga alat akan lebih sering dibersihkan.

Tata letak alat proses harus harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

a. Kelancaran proses produksi dapat terjamin
b. Dapat mengefektifkan penggunaan ruangan
c. Biaya material dikendalikan agar lebih rendah, sehingga dapat mengurangi biaya kapital yang tidak penting.

d. Jika tata letak peralatan proses sudah benar dan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu memakai alat angkut dengan biaya mahal.

Tata letak peralatan pabrik *Heptena* dari bahan baku *Propena dan Butena* dapat dilihat pada gambar berikut:



Gambar .4.2 Tata letak Alat Proses Skala 1:100

Keterangan	
T	Tangki
R	Reaktor
MD	Menara Distilasi
CD	Condenser
RB	Reboiler
ACC	Accumulator
HE	Heat Exchanger
CL	Cooler
CR	Control Room

4.4 Alir Proses dan Material

Berdasarkan kapasitas yang ada maka di peroleh neraca massa dan neraca panas baik produk maupun bahan baku. Sehingga kita dapat menentukan alat-alat apa yang akan kita gunakan dalam pendirian pabrik, selain dari sifat-sifat kimia dan fisik produk dan bahan baku. Hasil perhitungan neraca massa dan neraca panas sebagai berikut:

4.4.1 Perhitungan Neraca Massa

KAPASITAS 100.000 TON / TAHUN

Kapasitas produk : 100.000 ton/tahun

Diambil dalam 1 tahun : 330 hari kerja

1 hari kerja : 24 jam

Basis perhitungan : 1 jam

$$= \frac{100{,}000\,\text{Ton}}{\text{Tahun}} \times \frac{100{,}000{,}000\,\text{Kg}}{1\,\text{Ton}} \times \frac{1\,\text{Ton}}{330\,\text{Hari}} \times \frac{1\,\text{Hari}}{24\,\text{Jam}}$$

$$= 12{,}626.2626\,\text{Kg/jam}$$

1. Neraca Massa Overall

Tabel 4.2. Neraca Massa Overall

Masuk		Keluar	
Komponen	Kg/jam	Komponen	Kg/jam
		Bottom MD- 3	
C3H6	5587.403	C3H6	36.4594
C3H8	294.0738	C3H8	326.1075
N-C4H8	8278.748	I-C4H8	660.0575
I-C4H10	273.2142	N-C4H8	39.54712
N-C4H10	5191.208	**Top MD-04**	
		N-C4H8	50.55829
		N-C4H10	5693.619
		C7H14	192.0385
		Bottom MD-4	
		N-C4H10	57.5113
		C7H14	12568.75
Total	19624.65		19624.65

2. Neraca Massa Reaktor

Tabel 4.3. Neraca Massa Reaktor – 01

Masuk		Keluar	
Komponen	Kg/jam	Komponen	Kg/jam
C3H6	7291.879929	C3H6	3179.82504
C3H8	383.7831541	C3H8	383.7831541
N-C4H8	9819.794192	N-C4H8	4337.0572
I-C4H10	652.0555914	I-C4H10	652.0555914
N-C4H10	5868.500322	N-C4H10	5868.500322
C7H14		C7H14	9594.79192
Total	24016.01319		24016.01319

Tabel 4.4. Neraca Massa Reaktor – 02

Masuk		Keluar	
Komponen	Kg/jam	Komponen	Kg/jam
C3H6	3179.82504	C3H6	1822.969982
C3H8	383.7831541	C3H8	383.7831541
N-C4H8	4337.0575	N-C4H8	2527.914263
I-C4H10	652.0555914	I-C4H10	652.0555914
N-C4H10	5868.0555914	N-C4H10	5868.0555914
C7H14	9594.79192	C7H14	12760.78988
Total	24016.01319		24016.01319

3. Menara Distilasi (MD – 01)

Tabel 4.5. Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	Masuk	Keluar	
	Kg/jam	Atas (Kg/jam)	Bawah (Kg/jam)
C3H6	1822.969982	1822.969982	
C3H8	383.7831541	383.7831541	
N-C4H8	2527.914263	625.0555914	
I-C4H10	625.0555914	2477.355978	50.5582853
N-C4H10	5868.500322	117.3700064	5751.13032
C7H14	12760.78988		12760.7899
		5453.534712	18562.4785
Total	24016.01319	24016.01319	

4. Menara Distilasi (MD – 02)

Tabel 4.6. Neraca Massa Menara Distilasi (MD – 02)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Kg/jam	Atas (Kg/jam)	Bawah (Kg/jam)
C3H6	1822.969982	1822.969982	
C3H8	383.7831541	383.7831541	
N-C4H8	625.0555914	639.0144795	13.0411118
I-C4H10	2477.355978	49.54711956	2427.80886
N-C4H10	117.3700064		117.3700064
		2895.314735	2558.21998
Total	5453.534712	5453.534712	

5. Menara Distilasi (MD – 03)

Tabel 4.7. Neraca Massa Menara Distilasi (MD – 03)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Kg/jam	Atas (Kg/jam)	Bawah (Kg/jam)
C3H6	1822.969982	1786.510583	36.4593996
C3H8	383.7831541	7.675663083	376.107491
N-C4H8	639.0144795		639.01448
I-C4H10	49.54711956		49.5471196
		1794.186246	1101.12849
Total	2895.314735	2895.314735	

6. Menara Distilasi (MD – 04)

Tabel 4.8. Neraca Massa Menara Distilasi (MD - 04)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Kg/jam	Atas (Kg/jam)	Bawah (Kg/jam)
N-C4H8	50.55828527	50.55828527	
I-C4H10	5751.130316	5693.619013	57.5113032
C7H14	12760.78988	192.0385483	12568.7513
		5936.215846	12626.2626
Total	18562.47848	18562.47848	

4.4.2 Perhitungan Neraca Panas

1. Neraca Panas Overall

Tabel 4.9. Neraca Panas Overall

Input		Output	
Komponen	Kkal/jam	Komponen	Kkal/jam
Masuk Reaktor		**Bottom MD- 3**	
C3H6	18284.161	C3H6	118.1338
C3H8	956.49242	C3H8	1211.2584
N-C4H8	23774.845	N-C4H8	1830.1124
I-C4H10	411.8861	I-C4H8	74.4914
N-C4H10	15187.07	**Top MD-04**	
C7H14	0	N-C4H10	114.7969
		N-C4H10	9441.2890
		C7H14	1402.4600
		Bottom MD-4	
		N-C4H10	167.7926
		C7H14	44224.1206
Total	58614.455		58614.455

2. Neraca Panas Reaktor

Tabel 4.10. Neraca panas reaktor - 01

Input		Output	
Komponen	Kkal/jam	Komponen	Kkal/jam
C3H6	72004.32766	C3H6	30993.43314
C3H8	3763.572988	C3H8	3763.572988
N-C4H8	85267.23377	N-C4H8	37183.13919
I-C4H10	1449.279139	I-C4H10	1449.279139
N-C4H10	54404.96261	N-C4H10	54404.96261
C7H14	0	C7H14	217009.3187
AlCl3	374.3653134		374.3653134
Q reaksi	1468089.756	Q pendingin	1340261.115
Total	1685353.74		1685353.74

Tabel 4.11. Neraca panas reaktor - 02

Input		Output	
Komponen	Kkal/jam	Komponen	Kkal/jam
C3H6	30993.43314	C3H6	18035.7985
C3H8	3763.572988	C3H8	3763.572988
N-C4H8	37183.13919	N-C4H8	11326.49937
I-C4H10	1449.279139	I-C4H10	1449.279139
N-C4H10	54404.96261	N-C4H10	54404.96261
C7H14	217009.3187	C7H14	286309.5072
AlCl3	374.3653134		374.3653134
Q reaksi	968194.5289		937708.615
	1313372.6		1313372.6

3. Neraca panas Menara Destilasi (MD - 01)

Tabel 4.12. Neraca Panas Menara Distilasi (MD – 01)

Input		Output	
Komponen	Kkal/jam	Komponen	Kkal/jam
		Q Top	
C3H6	56658.4146	C3H6	54448.5561
C3H8	11826.74661	C3H8	11656.0295
I-C4H8	33142.836	I-C4H8	4193.32651
N-C4H8	8712.044454	N-C4H8	64405.0077
N-C4H10	168056.1292	N-C4H10	1656.89664
C7H14	911777.7618	*Q Bottom*	
		N-C4H8	1300.49902
		N-C4H10	327223.599
		C7H14	1873060.63
Q reaksi	1159286.79	Q condenser	11516.1835
	2349460.72		2349460.72

4. Neraca panas Menara Destilasi (MD-2)

Tabel 4.13. Neraca Panas Menara Distilasi (MD – 02)

Input		Output	
Komponen	Kkal/jam	Komponen	Kkal/jam
		Q Top	
C3H6	77843.83235	C3H6	33528.50656
C3H8	14092.98555	C3H8	7183.209827
I-C4H8	4669.350016	I-C4H8	2655.887607
N-C4H8	71380.63234	N-C4H8	384.0640742
N-C4H10	23576.09123	*Q Bottom*	
		I-C4H8	48884.40492
		N-C4H8	101226.7478
		N-C4H10	50486.49321
Q reaksi	62376.37042	Q condenser	9589.947917
	253939.2619		253939.2619

5. Neraca panas Menara Destilasi (MD-3)

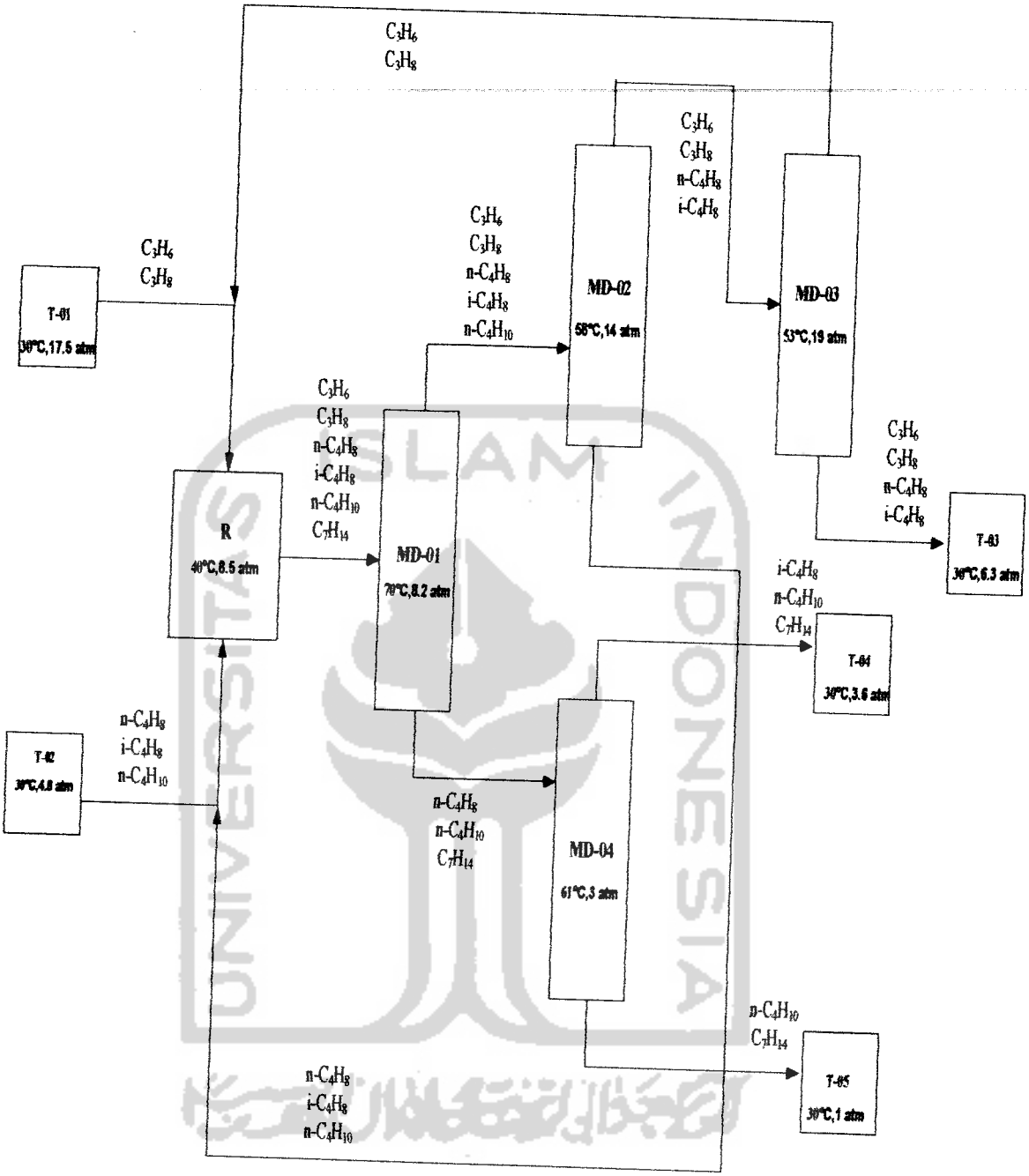
Tabel 4.14. Neraca Panas Menara Distilasi (MD – 03)

Input		Output	
Komponen	Kkal/jam	Komponen	Kkal/jam
		Q Top	
C3H6	35659.32022	C3H6	35302.72701
C3H8	7638.901481	C3H8	76.38901481
I-C4H8	2813.245697	*Q Bottom*	
N-C4H8	4080.89388	C3H6	539.8149231
		C3H8	11437.54538
		I-C4H8	4160.00675
		N-C4H8	612.8262998
Q reaksi	8314.7886623	Q condenser	6377.84051
	58507.1499		58507.1499

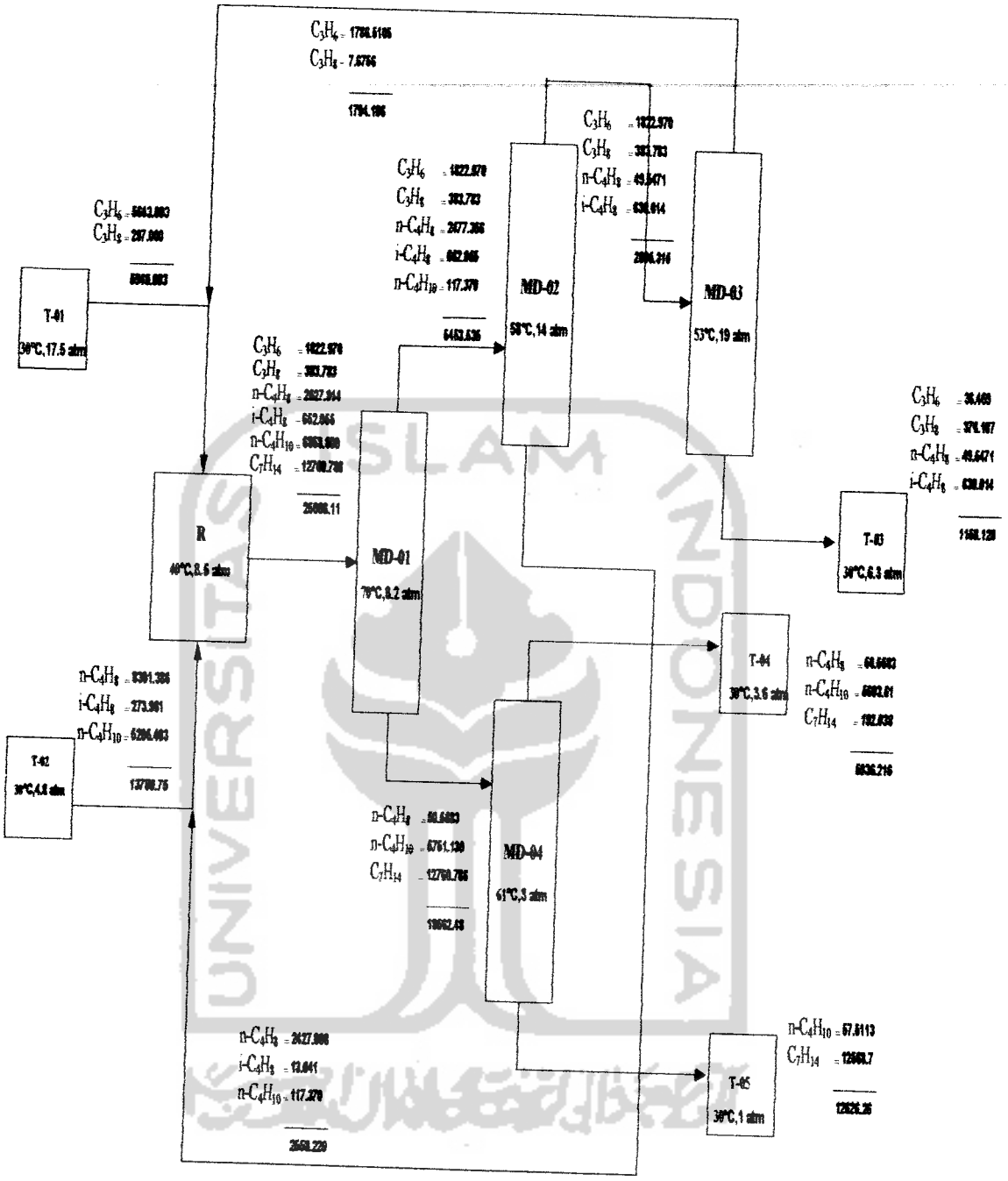
6. Neraca panas Menara Destilasi (MD - 04)

Tabel 4.15. Neraca Panas Menara Distilasi (MD – 04)

Input		Output	
Komponen	Kkal/jam	Komponen	Kkal/jam
		Q Top	
N-C4H8	561.9876319	N-C4H8	329.125487
N-C4H10	204639.8616	N-C4H10	82296.50954
C7H14	987530.6276	C7H14	4494.837632
		Q Bottom	
		N-C4H10	4144.575945
		C7H14	2378841.008
Q reaksi	1288377.93	Q condenser	11004.34982
	2481110.406		2481110.406



Gambar 4.3. Diagram Alir Kualitatif



Gambar 4.4. Diagram Alir Kuantitatif

4.5 Pelayanan Teknik (Utilitas)

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

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

4.5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

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

- Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kekurangan air dapat dihindari.
- Pengolahan air sungai relatif mudah dan sederhana serta biaya pengolahannya relatif murah

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik yang berasal dari air sungai digunakan untuk.

1. Air pendingin

   Pra rancangan pabrik *Heptena* ini membutuhkan air pendingin untuk penyediaan *condenser, cooler* dan *reaktor* sebanyak = 680264.76184 kg/jam. Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut:

   a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
   b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
   c. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
   d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
   e. Tidak terdekomposisi.

2. Air Umpan Boiler *(Boiler Feed Water)*

   Air yang diperlukan untuk penyediaan steam sebanyak 4432,067 kg/jam. Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penanganan air umpan boiler adalah sebagai berikut:

   a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

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

   b. Zat yang menyebabkan kerak (scale foaming)

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

   c. Zat yang menyebabkan *foaming*.

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

3. Air sanitasi.

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi. Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran, laboratorium, masjid. Air untuk keperluan kantor, rumah tangga dan kebutuhan lain dibutuhkan 8.000 kg/jam. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

a. Syarat fisika, meliputi:

- Suhu : dibawah 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.

Sehingga kebutuhan air keseluruhan dan air make up sebanyak 67218,704 kg/jam. Adanya air make up dikarenakan adanya air yang hilang pada saat pengolahan air baik untuk air pendingin dan kantor maupun untuk penyediaan steam. sehingga diperlukan air yang tidak dapat direcycle/ air make up

Unit Penyediaan dan Pengolahan Air meliputi :

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

Unit Penyediaan dan Pengolahan Air meliputi:

1. Clarifier

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

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

1. Al2(SO4)3.18H2O, yang berfungsi sebagai flokulan.
2. Na2CO3, yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukkan ke dalam clarifier untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum (Al2(SO4)3.18H2O), koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah clarifier dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir clarifier secara overflow, sedangkan sludge (flok) yang terbentuk akan mengendap secara grafitasi dan di blowdown secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai turbidity sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar clarifier turbiditynya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

2. Penyaringan

Air dari clarifier dimasukkan ke dalam sand filter untuk menahan/menyaring partikel-partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari clarifier. Air keluar dari sand filter dengan turbidity kira-kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (filter water reservoir). Air bersih ini emudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. Sand filter akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan 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 dibawah 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 cation 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:

$2NaCl + RH_2 \longrightarrow RNa_2 + 2HCl$

$BaCl_2 + RH_2 \longrightarrow RBa + 2HCL$

$CaCO_3 + RH_2 \longrightarrow RCa + H2CO_3$

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

Reaksi:

$RNa_2 + H_2SO_4 \longrightarrow RH2 + Na_2SO_4$

b. Anion Exchanger

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti $CO3^{2-}$, Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut.

$R(OH_2) + 2HCl \longrightarrow RCl_2 + 2\,H_2O$

$R(OH_2) + H2SO_4 \longrightarrow RSO_4 + 2\,H_2O$

$R(OH_2) + H2CO_3 \longrightarrow RCO_3 + 2\,H_2O$

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

Reaksi:

$RCl2 + 2NaOH \longrightarrow R(OH)_2 + 2NaCl$

c. Deaerasi

Dearasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi *(polish water)* dipompakan ke dalam *deaerator* dan diinjeksikan *Hidrazin* (N_2H_4) untuk mengikat

oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak *(scale)* pada tube boiler.

Reaksi:

$2N_2H_2 + O_2 \longrightarrow 2H_2O + 2N_2$

Kedalam deaerator juga dimasukan 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, 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 dapat dibagi menjadi empat:

A. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4.16. Kebutuhan Air untuk Pendingin (kg/jam)

Alat	Kebutuhan (Kg/jam)
Cooler - 01	1743.130052
Cooler - 02	3705.8683215
Cooler - 03	37082.10848
Cooler - 04	2927.709766
Cooler - 05	87285.67104
Kondenser - 01	163103.9896
Kondenser - 02	12099.06906
Kondenser - 03	1505.914068
Kondenser - 04	46042.1488
Pendingin Coil	201513.9045
Jumlah	550560.5153

Recovery 20 % = 20 % x 56687.3 kg/jam = 680264.76184 kg/jam

Air pendingin 90% dimanfaatkan kembali, maka make up yang diperlukan 10%, sehingga,

Make up air pendingin = 10 % x 680264.76184 kg/jam = 68026,476 kg/jam

B. Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Tabel 4.17.Kebutuhan Air Pembangkit Steam

Alat	Kebutuhan (Kg/jam)
Reboiler - 01	2376.418
Reboiler - 01	625,3211
Reboiler - 01	345,1125
Reboiler - 01	1085.215
Jumlah	4432,067

Recovery20 % = 20%x 4432,067 kg/jam = 5318,48 kg/jam

Air pembangkit steam 90% dimanfaatkan kembali, maka *make up* yang diperlukan 10%, sehingga:

Make up Steam = 10%x 5318,48 kg/jam = 531,848kg/jam

C. Air Untuk Keperluan Perkantoran dan Rumah Tangga

Pabrik akan mendirikan rumah sebanyak 30 unit dimana tiap unit rumah diperkirakan dihuni 5 orang dan diperkirakan kebtuhan setiap orang 1 m^3/hari Jadi kebutuhan air rumah tangga :

= 5 orang/rumah x 30 rumah x 800 kg/hari.orang x 1 hari/24jam

= 5.000 kg/jam

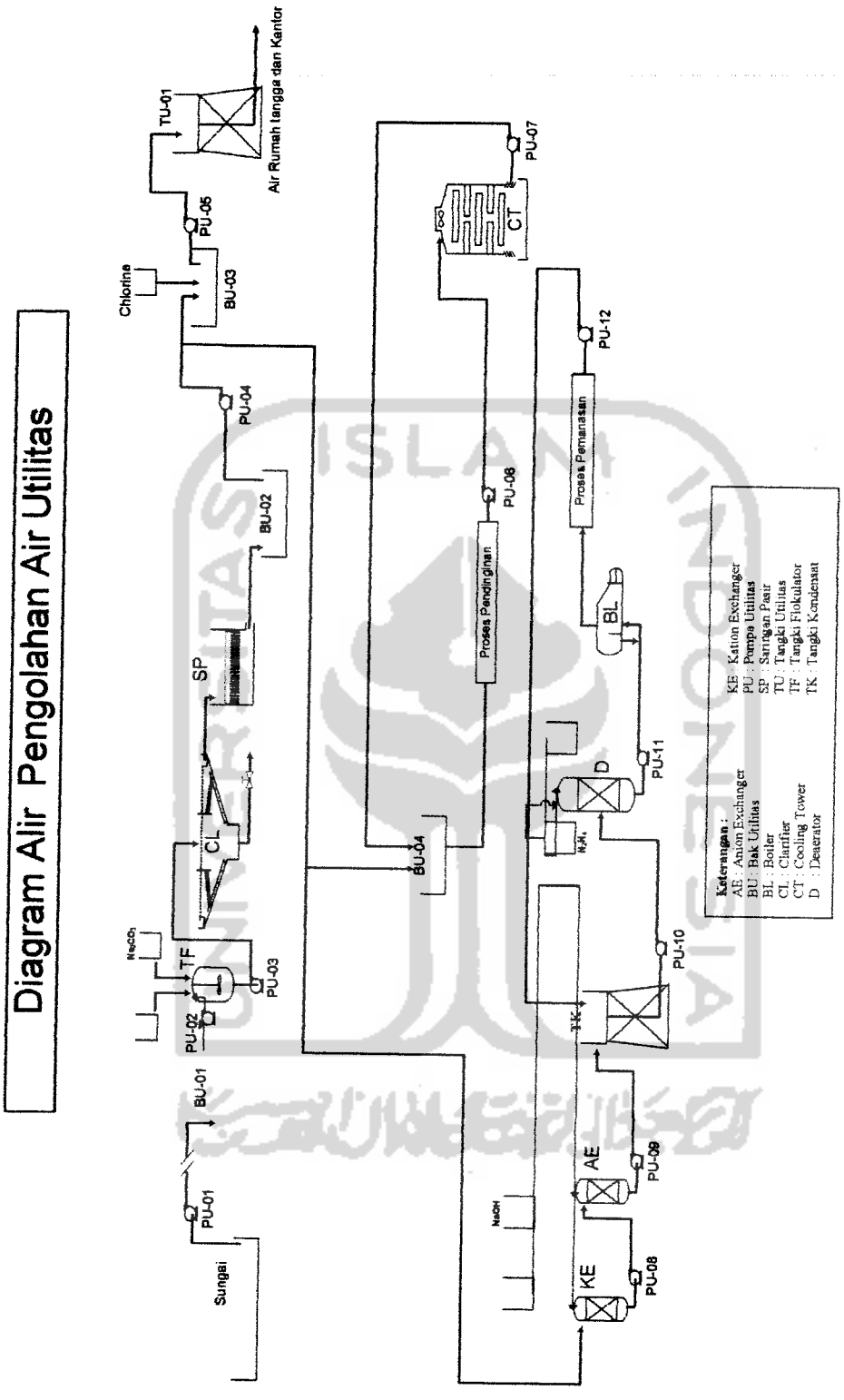
Dan untuk kebutuhan laboratorium dan perkantoran diperkirakan membutuhkan air sebanyak = 3 m^3/jam = 3.000kg/jam

Total kebutuhan air untu kebutuhan perkantoran dan rumah tangga 8.000 kg/jam

D. Air Untuk Unit Pemadam Kebakaran

Diasumsikan sebesar 20 % dari kebutuhan umum= 1600,0000 kg/jam

Kebutuhan air total : (68.026,476 + 531,848 + 8.000 + 1600,0) kg/jam =78.1158,33 kg/jam



Gambar 4.5. Diagram Alir Pengolahan Air

4.5.2 Unit Pembangkit Steam

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

Kapasitas	: 2011.4920 kg/jam
Tekanan	: 18 atm
Jenis	: *Fire Tube Boiler*
Jumlah	: 1 buah

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve system* dan pengaman-pengaman yang bekerja secara otomatis.

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan boiler terlebih dahulu diatur kadar silica, O_2, Ca, Mg yang mungkin masih terikut, dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam boiler *feed water tank.* Selain itu juga perlu diatur pH nya yaitu sekitar 10,5 – 11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosifitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke boiler, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer,* yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari boiler. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 100 -102^{0}C, kemudian diumpankan ke boiler.

Di dalam boiler, api yang keluar dari alat pembakaran *(burner)* bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam boiler menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 10

bar, baru kemudian dialirkan ke steam header untuk didistribusikan ke area-area proses.

Tabel 4.18. Kebutuhan steam

Alat	Kebutuhan (kg/jam)
Reboiler-01	2376.418
Reboiler-01	625,3211
Reboiler-01	345,1125
Reboiler-01	1085.215
Jumlah	4432,067

Recovery20 % = 20%x 4432,067 kg/jam = 5318,48 kg/jam

Air pembangkit steam 90% dimanfaatkan kembali,maka *make up* yang diperlukan 10%, sehingga:

Make up Steam = 10%x 5318,48 kg/jam = 531,848kg/jam

4.5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan akan tenaga listrik dipabrik ini sebesar 383,196 kW. Sudah termasuk penerangan, laboratorium, rumah tangga, perkantoran, pendingin ruangan (AC) dan kebutuhan lainnya. Untuk mencukupi kebutuhan tersebut, pabrik *Heptena* menggunakan listrik dari PLN, dan untuk cadangan listrik digunakan generator diesel dengan kapasitas 2000 kW jika pasokan listrik kurang. Spesifikasi generator diesel yang digunakan adalah:

- Kapasitas : 2000 kWatt
- 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 didistribusikan 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 4.19. Kebutuhan listrik alat proses

Nama Alat	Kode Alat	Power (Hp)
Pompa - 01	P - 01	10
Pompa - 02	P - 01	7.5
Pompa - 03	P - 01	1.5
Pompa - 04	P - 01	2
Pompa - 05	P - 01	1
Pompa - 06	P - 01	1
Pompa - 07	P - 01	0.5
Pompa - 08	P - 01	8
Pompa - 09	P - 01	0.5
Pompa - 10	P - 01	2
Pompa - 11	P - 01	3
Reaktor - 01	R - 01	8
Reaktor - 02	R - 02	5
Total		50

Kebutuhan listrik untuk peralatan proses sebesar 50 Hp

- Peralatan utilitas

Tabel 4.20. Kebutuhan listrik untuk utilitas

Nama Alat	Kode Alat	Power (Hp)
Pompa - 01	PU - 01	5
Pompa - 02	PU - 02	5
Pompa - 03	PU - 03	2.5
Pompa - 04	PU - 04	0.5
Pompa - 05	PU - 05	2.5
Pompa - 06	PU - 06	1
Pompa - 07	PU - 07	5
Pompa - 08	PU - 08	5
Pompa - 09	PU - 09	5
Pompa - 10	PU - 10	0.5
Pompa - 11	PU - 11	0.5
Pompa - 12	PU - 12	0.5
Flokulator	FL - 01	7.5
Deaerator	DE - 01	0.5
Blower	BL - 01	40
Compresor	C - 01	7.5
Total		88.5

Kebutuhan litsrik untuk utilitas = 88,5 Hp Total kebutuhan listrik untuk keperluan proses 50 Hp + 88,5 Hp = 138,5 Hp

Diambil angka keamanan 10 % = 151,8 Hp

b. Listrik untuk alat kontrol dan penerangan

Kebutuhan listrik untuk alat control, penerangan dan lain-lain diperkirakan sebesar 225 kW

c. Kebutuhan listrik untuk perumahan

Setiap rumah diperkirakan memerlukan listrik : 500 Watt

Jumlah rumah : 30 buah

Kebutuhan listrik perumahan : 30 x 1500 Watt

: 45000 Watt

: 45 kW

4.5.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit ini bertujuan untuk menyediakan bahan bakar yang digunakan pada generator dan boiler. Bahan bakar yang digunakan untuk generator adalah solar *Industrial Diesel Oil (IDO)* yang diperoleh dari PT. Pertamina, Cilacap. Sedangkan bahan bakar yang dipakai pada boiler adalah *Medium Furnace Oil* yang juga diperoleh dari PT. Pertamina, Cilacap.

Unit ini menyimpan kebutuhan bahan bakar di Boiler sebesar 5 843,494 kg/jam. Sedangkan untuk kebutuhan bahan bakar untuk generator sebesar 428,4318 kg/jam.

Alat untuk penyediaan bahan bakar berupa tangki bahan bakar yang berbentuk tangki silinder dengan *Conical Roof dan Flat Bottomed.*

4.5.5 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control.* Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 500 kg/jam Alat untuk menyediakan udara tekan berupa kompresor yang dilengkapi dengan *dryer* yang berisi *silica gel* untuk menyerap kandungan air sampai diperoleh kandungan air maksimal 84 ppm.

4.5.6 Spesifikasi Alat-Alat Utilitas

1. Bak Pengendap Awal

Fungsi : Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa Dari air sungai.

Kapasitas : 230, 03 m^3

Jenis : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang.

Dimensi

Tinggi : 6 m

Lebar : 4,8m

Panjang : 9,4m

Harga : 17,320.63 US$

2. Bak Penggumpal

Tugas : Menggumpalkam koloid dengan koagulan dengan cara menambahkan $Al_2(SO_4)_3$ dan Na_2CO_3

Kapasitas : 43,564 m^3

Jenis : Tangki Silinder Berpengaduk

Dimensi

D : 3,25 m

H : 6,5 m

Pengaduk : *Marine Propeller* dengan 4 *Bafle* dalam Tangki

Power motor : 4 Hp

Harga : 74,410.4 US$

3. Clarifier

Fungsi : Mengendapkan gumpalan – gumpalan kotoran dari bak penggumpal secara sedimentasi

Jenis : *Circular Clarifiers*

Kapasitas : 43,456 m^3

Waktu tinggal : 1 jam

Dimensi

Diameter

Atas : 7,1 m

Bawah : 4,3 m

Tinggi cairan : 10,57 m

Tinggi Clarifier : 15 m

Harga : 48,478.4 US$

4. Sand Filter

Fungsi : Menyaring sisa-siasa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran berukuran kecil yang tidak dapat mengendap dalam *clarifier*

Jenis : 2 buah kolom dengan saringan pasir

Tinggi bed : 4, 58m

Waktu tinggal : 45 menit

Jumlah bed : 9 buah

Harga :12,977.75 US$

5. Bak Penampung air bersih

Fungsi : Menampung air bersih yang keluar dari bak saringan pasir

Jenis : Bak empat persegi panjang beton bertulang

Tinggi : 3,5 m

Volume : 66,04 m^3

Lebar : 5,6 m

Panjang : 10.8 m

Harga : 45,746.78 US$

6. Tangki Desinfektan

Fungsi : Mencampur Klorin dalam bentuk Kaporit ke dalam air untuk kebutuhan air minum dan rumah tangga

Jenis : Tangki silinder berpengaduk.

Kapasitas : 3,2 m^3

Waktu tinggal : 1 hari

Dimensi

Diameter : 1,2 m

Tinggi : 2,4 m

Pengaduk	: *Marine Propeller 4 Bafle*
Putaran	: 420 rpm
Power motor	: 0,5 Hp
Harga	: 4,686.39 US$

7. Bak Penampung air kantor dan rumah tangga

Fungsi	: Menampung air bersih untuk keperluan kantor dan rumah tangga
Jenis	: Bak empat persegi panjang beton bertulang
Tinggi	: 1,5m
Volume	: 3.85m^3
Panjang	: 8,32m
Lebar	: 1.33 m
Jumlah	: 1
Harga	: 489,48 US$

8. Bak Penampung air pendingin

Fungsi	: Menampung air untuk keperluan proses yang membutuhkan air pendingin
Jenis	: Bak empat persegi panjang beton bertulang
Tinggi	: 2.5 m
Volume	: 35,3 m^3
Panjang	: 5,2 m

Lebar : 10,4 m

Harga : 23,249.24 US$

9. Cooling Tower

Fungsi : Mendinginkan air pendingin yang telah dipakai dalam proses pabrik.

Jenis : *Cooling tower induced draft.*

Tinggi : 8 m

Groundarea : 5,764 m^2

Jumlah : 1

Harga : 31,882.87 US$

10. Kation Exchanger (KEU)

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan boiler

Jenis : Down Flow Cation Exchanger

Kapasitas : 0,138 m3/jam

Resin : Natural Greensand Zeolit

Dimensi

Diameter : 0,99 ft

Tinggi : 6,25 ft

Luas : 0,78 ft2

Harga : 5,551.3 US$

11. Anion Exchanger (AEU)

Fungsi	: Menghilangkan *Anion* dari air keluaran *Kation Exchanger*
Jenis	: *Down Flow Anion Exchanger*
Kapasitas	: 0,098 m3/jam
Resin	: *Weakly Basic Anion Exchanger*
Dimensi	
Luas	: 0,842 ft^2
Tinggi	: 6,25 ft
Diameter	: 0,99 ft
Harga	: 5,551.3 US$

12. Deaerator (DAU)

Fungsi	: Menghilangkan Kandungan Gas dalam Air terutama O_2, CO_2, NH_3, dan H_2S
Jenis	: *Cold Water Vacuum Deaerator*
Kapasitas	: 0,455 m^3/jam
Resin	: *Weakly Basic Anion Exchanger*
Dimensi	
Luas	: 1,69m^2
Diameter	: 1,47 m
Tingggi *packing*	: 1,75 m
Harga	: 41,634.75 US$

13. Boiler Feed Water Tank (TU-04)

Fungsi	: Mencampur kondensat sirkulasi dan *make-up* air umpan boiler sebelum diumpankan dibangkitkan sebagai *steam* di dalam boiler
Jenis	: Tangki Silinder Tegak
Kapasitas	: 4,17 m^3
Dimensi	
Diameter	: 2,4m
Tinggi	: 2,4m
Harga	: 24,425.72 US$

14. Boiler (BLU)

Fungsi	: Membuat steam jenuh pada tekanan 20 atm
Jenis	: Fire tube boiler
Kondisi operasi	
Tekanan	: 8,5 atm
Suhu air umpan	: 90°C
Suhu steam jenuh	: 175 °C
Kebutuhan bahan bakar	: 48,1352 Kg/jam
Luas perpindahan panas	: 8310 m^2
Harga	: 443,326.8 US$

15. Blower (BWU)

Fungsi	: Mengalirkan udara segar ke dalam Boiler (BLU)
Jenis	: *Centrifugal Blower*
Kapasitas	: 243541,7022 kg/jam
Power motor	: 800 Hp
Harga	: 8,419.67 US$

16. Kompressor (KU)

Fungsi	: Menyediakan udara tekan 4 atm untuk keperluan alat instrumentasi dan kontrol
Jenis	: *Single Stage Centrifugal Compressor*
Kapasitas	: 201,6 m^3/jam
Power motor	: 22,19 Hp
Harga	: 22,205.199 US$

17. Generator (GU)

Fungsi	: Membangkitkan Listrik untuk keperluan proses,utilitas, dan umum apabila listrik dari PLN padam
Jenis	: Generator diesel
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 2000 kW
Kebutuhan	: 428,4318 kg/jam

bahan bakar

Harga : 129,626.7017 US$

18. Tangki Bahan Bakar (TU-05)

Fungsi : Menyimpan kebutuhan bahan bakar Boiler (BLU) untuk kebutuhan 7 hari dan bahan bakar Generator (GU)

Jenis : Tangki Silinder dengan *Conical Roof dan Flat Bottomed*

Kapasitas : 1,627 m^3/jam

Dimensi

Diameter : 3,2 m

Tinggi : 1,6 m

Harga : 9,685.31 US$

19. Tangki Soda Abu (T-1)

Fungsi : Menyimpan dan menyiapkan larutan soda abu 5 % selama 24 jam

Jenis : Tangki silinder tegak

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi:

Tekanan : 1 atm

Suhu : 32°C

Volume	: 0,871 m^3
Dimensi Tangki	
Diameter	: 0,414m
Tinggi	: 0,414m
Bahan konstruksi	: Stainless steel SA-285 Grade C
Harga	: 4,996.17 US$

20. Tangki Larutan Alum (T-2)

Fungsi	: Menyimpan dan menyiapkan larutan soda abu 5 % selama 24 jam
Jenis	: Tangki silinder tegak
Jumlah	: 1 buah
Kondisi Operasi:	
Tekanan	: 1 atm
Suhu	: 32°C
Volume	: 3,21 m^3
Dimensi Tangki	
Diameter	: 1,254m
Tinggi	: 1,254m
Bahan konstruksi	: Stainless steel SA-285 Grade C
Harga	: 4,996.17 US$

21. Tangki Larutan H_2SO_4(T-3)

Fungsi : Membuat larutan H_2SO_4 jenuh yang akan digunakan untuk meregenerasi kation exchanger.

Jenis : Tangki silinder tegak.

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 32°C

Volume : 0,176 m^3

Dimensi Tangki

Diameter : 0,61m

Tinggi : 0,61m

Bahan konstruksi : Stainless steel SA-285 Grade C

Harga : 1,665.39

22. Tangki Larutan NaOH (T-4)

Fungsi : Membuat larutan NaOH yang akan digunakan untuk meregenerasi anion exchanger.

Jenis : Tangki silinder tegak.

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 32°C

Volume : 0,047 m^3

Dimensi Tangki

Diameter : 0,39 m

Tinggi : 0,39 m

Bahan konstruksi : Stainless steel SA-285 Grade C

Harga : 1,665.39 US$

23. Tangki Kaporit (T-5)

Fungsi : Membuat larutan desinfektan dari bahan kaporit untuk air yang akan digunakan di kantor dan rumah tangga selama 2 minggu.

Jenis : Tangki silinder tegak.

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm

Suhu : 32°C

Volume : 0,153 m^3

Dimensi Tangki

Diameter : 0,28m

Tinggi : 0,28m

Bahan konstruksi : Stainless steel SA-285 Grade C

Harga : $ 1,665.39

24. Tangki Larutan Na_2SO_4 (T-6)

Fungsi : Melarutkan Na_2SO_4 yang berfungsi mencegah kerak dalam alat proses.

Jenis : Tangki silinder tegak

Tinggi : 0,63 m

Volume : 0,19 m^3

Diameter : 0,63 m

Jumlah : 1

Harga : 8,685 US$

25. Tangki Larutan N_2H_4 (T-7)

Fungsi : Melarutkan N_2H_4 yang berfungsi mencegah kerak dalam alat proses.

Jenis : Tangki silinder tegak

Tinggi : 0,63 m

Volume : 0,19 m^3

Diameter : 0,63 m

Jumlah : 1

Harga : 7,163 US$

26. Pompa Utilitas 01 (PU-01)

Fungsi : Memompa Air Sungai ke Bak Pengendap Awal

Jenis : Centrifugal pump single stage

Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 362,8214 gpm
Head	: 8,05 m
Tenaga pompa	: 2,219 Hp
Tenaga motor	: 3 Hp
Harga	: 8,167.556 US$

27. Pompa Utilitas 02 (PU-02)

Fungsi	: Memompa Air dari Bak Pengendap Awal ke Bak penggumpal.
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 362,8214 gpm
Head	: 7,23 m
Tenaga pompa	: 2,55 Hp
Tenaga motor	: 3 Hp
Harga	: 8,167.556 US$

28. Pompa Utilitas 03 (PU-03)

Fungsi	: Memompa Air dari bak penggumpal ke *Clarifier*
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 362,8214 gpm

Head : 6,55 m

Tenaga pompa : 2,125 Hp

Tenaga motor : 3 Hp

Harga : 8,167.556 US$

29. Pompa Utilitas 04 (PU-04)

Fungsi : Memompa Air dari *clarifier* ke *Sand Filter*

Jenis : Centrifugal pump single stage

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 362,8214 gpm

Head : 2,46 m

Tenaga pompa : 2,026 Hp

Tenaga motor : 3 Hp

Harga : 8,167.556 US$

30. Pompa Utilitas 05 (PU-05)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak saringan pasir kedalam bak penampung air bersih

Jenis : Centrifugal pump single stage

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 362,8214 gpm

Head : 7,45 m

Tenaga pompa : 2,26 Hp

Tenaga motor : 3 Hp

Harga : 8,167.556 US$

31. Pompa Utilitas 06 (PU-06)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung air bersih kedalam kantor, pendingin, pembangkit steam

Jenis : Centrifugal pump single stage

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 362,8214 gpm

Head : 4,12 m

Tenaga pompa : 2,086 Hp

Tenaga motor : 3 Hp

Harga : 8,167.556 US$

32. Pompa Utilitas 07 (PU-07)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak pendingin kedalam Pabrik.

Jenis : Centrifugal pump single stage

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 248,665 gpm

Head : 9,12 m

Tenaga pompa : 3,862 Hp

Tenaga motor : 5 Hp

Harga : 13,364.54 US$

33. Pompa Utilitas 08 (PU-08)

Fungsi	: Mengalirkan air dari cooling tower kedalam pabrik sebagai pendingin
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 248,665 gpm
Head	: 8,12 m
Tenaga pompa	: 3,252 Hp
Tenaga motor	: 5 Hp
Harga	: 13,364.54 US$

34. Pompa Utilitas 10 (PU-10)

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki kation kedalam
Tangki Anion	
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 2,674 gpm
Head	: 6,12 m
Tenaga pompa	: 0,0252 Hp
Tenaga motor	: 0,5 Hp
Harga	: 5,986.98 US$

35. Pompa Utilitas 11 (PU-11)

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki anion kedalam tangki Deaerator
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 2,674 gpm
Head	: 3,12 m
Tenaga pompa	: 0,015 Hp
Tenaga motor	: 0,5 Hp
Harga	: 5,986.98 US$

36. Pompa Utilitas 12 (PU-12)

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki deaerator kedalam Tangki umpan boiler
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 2,674 gpm
Head	: 3,12 m
Tenaga pompa	: 0,015 Hp
Tenaga motor	: 0,5 Hp
Harga	: 5,986.98 US$

37. Pompa Utilitas 13 (PU-13)

Fungsi	: Mengalirkan air dari tangki umpan boiler kedalam Boiler
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 16,12 gpm
Head	: 11,12 m
Tenaga pompa	: 2,015 Hp
Tenaga motor	: 3 Hp
Harga	: 8,167.556 US$

38. Pompa Utilitas 14 (PU-14)

Fungsi	: Mengalirkan air dari bak air kantor kedalam kantor
Jenis	: Centrifugal pump single stage
Jumlah	: 1 buah
Kapasitas	: 42,352 gpm
Head	: 10, 2 m
Tenaga pompa	: 3,045 Hp
Tenaga motor	: 5 Hp
Harga	: 13,364.54 US$

4.6 Laboratorium

4.6.1 Kegunaan Laboratorium

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

4.6.2 Progran Kerja Laboratorium

1. Analisa Bahan Baku dan Produk

Dalam upaya pengendalian mutu produk pabrik ini, maka akan dioptimalkan aktifitas laboratorium untuk pengujian mutu. Adapun analisa pada proses

pembuatan *Heptena* meliputi : kemurnian, warna, densitas, viskositas, titik didih, *specific gravity*, dan *impurities*.

2. Analisa Untuk Keperluan Utilitas

Adapun analisa untuk keperluan utilitas meliputi:

a. Analisa feed water, yang dianalisa meliputi Dissolved oxygen, PH, hardness, total solid, suspended solid serta oil dan organic matter. Syarat kualitas feed water:

- DO : lebih baik 0 ≤ 0,007 ppm (≤ 0,005 cc/lt)
- PH : ≥ 7
- *Hardness* : 0
  - Temporary hardness maksimum : ppm $CaCO_3$
- Total solid : ~ 200 ppm (0-600 psi), ~ 10 ppm (600 –750 psi)

  Suspended solid: 0
- Oil dan organic matter: 0
  - Penukar ion, yang dianalisa adalah kesadahan $CaCO_3$ dan silica sebagai SiO_2
  - Air bebas mineral, analisanya sama dengan penukar ion
  - Analisa cooling water, yang dianalisa PH jenuh $CaCO_3$ dan indeks *Langelier*

Syarat kualitas air pada *cooling water*:

- PH jenuh $CaCO_3$: 11,207-0,916 log Ca + log Mg – 0,99 l log total alkalinitas + 0,032 log SC_4
- Indeks Langlier : PH jenuh $CaCO_3$ (0,6 – 10)

b. Analisa air umpan boiler, yang dianalisa meliputi alkalinitas total, *sodium phosphate, chloride, PH, oil* dan *organic matter, total solid* serta konsentrasi silika.

c. Air minum yang dihasilkan dianalisa meliputi PH, kadar *khlor* dan kekeruhan

d. Air bebas mineral, yang dianalisa meliputi PH, kesadahan, jumlah O_2 terlarut, dan kadar Fe

Untuk mempermudah pelaksanaan program kerja laboratorium, maka laboratorium di pabrik ini dibagi menjadi 3 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 *"Certificate of Quality"* untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan. Jadi pemeriksaan dan pengamatan dilakukan terhadap bahan baku dan produk akhir.

2. Laboratorium Analisa/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 *(additive,* bahan-bahan injeksi, dan lain-lain)

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 didalamnya adalah kemungkinan penggantian, penambahan, dan pengurangan alat proses.

4.6.3 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. *Viscosimeter Bath*

   Alat untuk mengukur viskositas produk keluar dari reaktor.

c. *Hydrometer*

   Alat ini digunakan untuk mengukur spesifik gravity

d. *Thermoline* untuk menentukan titik leleh

4.7 Organisasi Perusahaan

4.7.1 Bentuk Perusahaan

Setiap organisasi perusahaan didirikan dengan tujuan untuk mempersatukan arah dan kepentingan semua unsur yang berkaitan dengan kepentingan perusahaan. Tujuan yang ingin dicapai adalah sebuah kondisi yang lebih baik dari sebelumnya. Faktor yang berpengaruh terhadap tercapainya tujuan yang diinginkan adalah kemampuan manajemen dan sifat-sifat dari tujuan itu sendiri.

Pabrik *Heptena* ini direncanakan didirikan pada tahun 2011 dengan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Faktor-faktor yang mendasari pemilihan bentuk perusahaan ini adalah:

- Modal mudah didapat, yaitu dari penjualan saham perusahaan kepada masyarakat.
- Dari segi hukum, kekayaan perusahaan jelas terpisah dari kekayaan pribadi pemegang saham.
- Kontinuitas perusahaan lebih terjamin karena perusahaan tidak tergantung pada satu pihak sebab kepemilikan dapat berganti.
- Effisiensi Manajemen. para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan direksi yang cakap dan berpengalaman.
- Pemegang saham menanggung resiko perusahaan hanya sebatas sebesar dana yang disertakan di perusahaan.
- Lapangan usaha lebih luas. Dengan adanya penjualan saham, usaha dapat dikembangkan lebih luas.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas yaitu 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 perburuhan.

4.7.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Untuk menjalankan segala aktifitas didalam perusahan secara efisien dan efektif, diperlukan adanya struktur organisasi. Struktur organisasi merupakan salah satu unsur yang sangat diperlukan dalam suatu perusahaan. Dengan adanya struktur yang baik maka para atasan dan para karyawan dapat memahami posisi masing-masing. Dengan demikian struktur organisasi suatu perusahaan dapat menggambarkan bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang dan tanggung jawab dari masing-masing personil dalam perusahaan tersebut.

Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman antara lain :

- Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
- Pendelegasian wewenang
- Pembagian tugas kerja yang jelas
- Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- Organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berpedoman terhadap azas-azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu : sistem lini dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang

karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staf ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

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

1. Sebagai garis atau lini yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

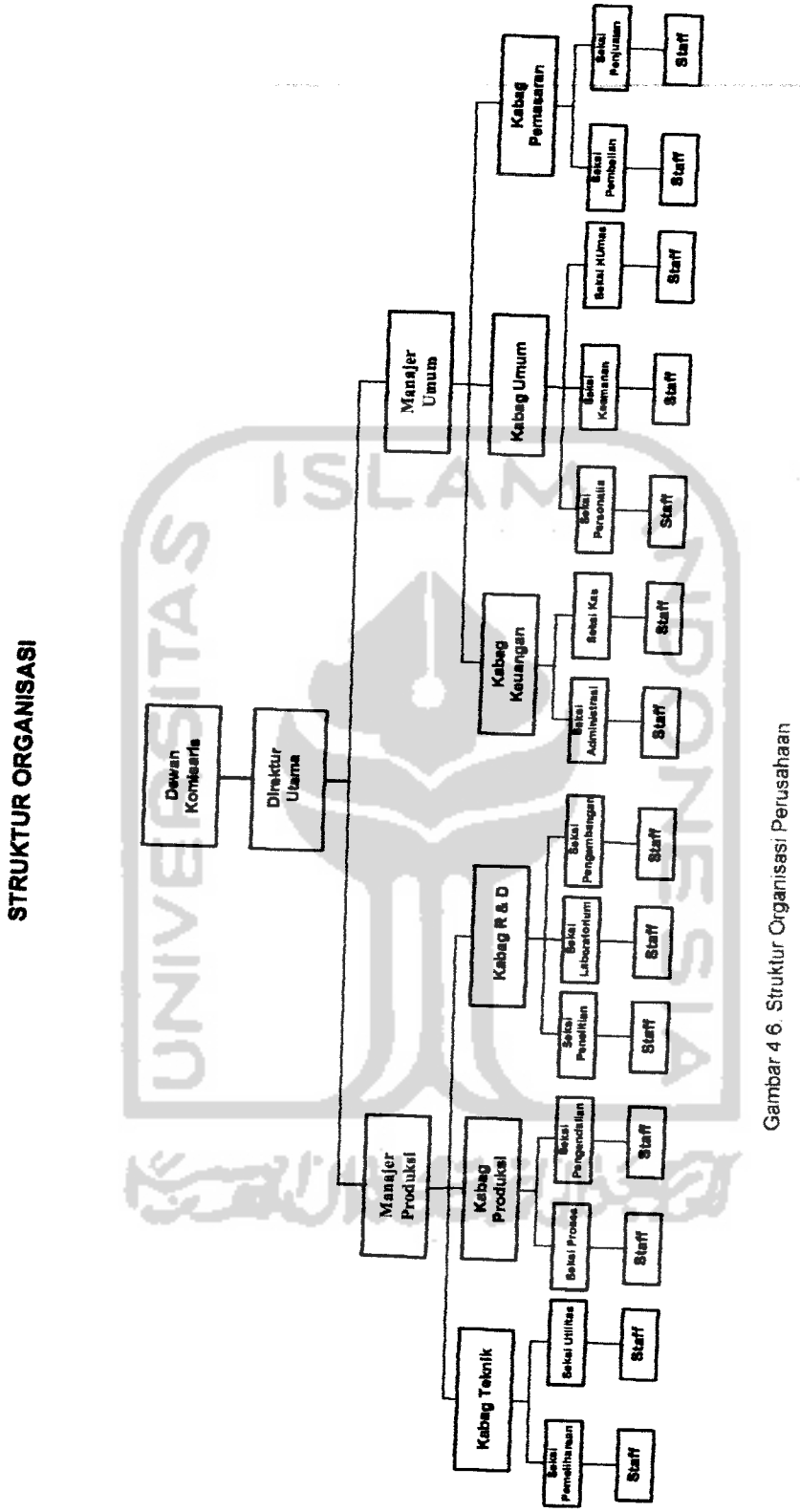
Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Produksi serta Direktur Keuangan dan Umum. Dimana Direktur Produksi membawahi bidang produksi , utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Direktur Keuangan dan Umum membidangi yang lainnya. Direktur membawahi beberapa Kepala Bagian yang akan bertanggung jawab membawahi atas bagian dalam perusahaan, sbagai bagian daripada pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Masing-masing Kepala Bagian akan membawahi beberapa seksi dan masing-masing akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya. Karyawan perusahaan akan dibagi dalam

beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh masing-masing kepala regu, dimana kepala regu akan bertanggung jawab kepada pengawas pada masing-masing seksi.

Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dibidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

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 yang 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.



Gambar 4.6. Struktur Organisasi Perusahaan

4.7.3. Tugas dan Wewenang

4.7.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang berbentuk PT adalah rapat umum pemegang saham (RUPS). 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 perusahaan.

4.7.3.2 Dewan Komisaris

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

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

4.7.3.3. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggungjawab 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 mempertanggungjawabkan pekerjaaannya pada pemegang saham pada rapat umum pemegang saham.
2. Menjaga kestabilan manajemen perusahaan dan membuat kelangsungan hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat untuk pemegang saham.
4. Mengkoordinasi kerja sama dengan Direktur Teknik dan Produksi, Direktur Keuangan dan Umum, serta Personalia.

Tugas Direktur Teknik dan Produksi antara lain:

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

4.7.3.4 Manager

Membantu direktur dalam pelaksanaan operasional perusahaan dan bertanggung jawab kepada direktur. Disini terdapat beberapa manajer,antara lain :

1. Manajer Produksi, tugasnya antara lain :
   a. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang produksi, operasi dan teknik.
   b. Mengkoordinir, mengatur, serta mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.
2. Manajer Umum, tugasnya antara lain :
   a. Bertanggung jawab kepada Direktur Utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum dan pemasaran.
   b. Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

4.7.3.5 Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garisgaris yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak

Sebagai staff direktur besama-sama dengan *staf* ahli. Kepala bagian ini bertanggungjawab kepada direktur masing-masing.

a. Kepala Bagian Produksi

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

- Seksi proses.
- Seksi pengendalian
- Seksi Laboratorium

b. Kepala Bagian Teknik

Tugas antara lain:

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

- Seksi pemeliharaan
- Seksi utilitas

c. Kepala Bagian Pemasaran

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

Kepala Bagian Pemasaran membawahi:

- Seksi Pembelian
- Seksi Pemasaran/penjualan

d. Kepala Bagian Keuangan

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

Kepala Bagaian Keuangan membawahi:

- Seksi Administrasi
- Seksi kas

e. Kepala Bagian Umum

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

Kepala Bagian Umum membawahi:

- Seksi Personalia
- Seksi Humas
- Seksi Keamanan

4.7.3.6 Kepala Seksi

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

a. Kepala Seksi Proses

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

Seksi Proses :

Tugas seksi proses antara lain:

- Mengawasi jalannya proses dan produksi dan

- 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 peralatan, karyawan, dan lingkungan (inspeksi).

c. Kepala Seksi Laboratorium

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

Seksi Laboratorium:

Tugas seksi Laboratorium antara lain:

- 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 penelitian adalah bertanggungjawab kepada Kepala Bagian Teknik dalam hal utilitas.

Seksi Utilitas:

Tugas seksi Utilitas antara lain:

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

f. Kepala Seksi Penelitian

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

Seksi Penelitian:

Tugas Seksi Penelitian antara lain:

- Melakukan riset guna mempertinggi mutu suatu produk

g. Kepala Seksi Pengembangan

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

Seksi Pengembangan:

Tugas seksi Pengembangan antara lain:

- Mengadakan pemilihan pemasaran produk ke suatu tempat dan mempertinggi efisiensi kerja.
- Mempertinggi mutu suatu produk, memperbaiki proses pabrik/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 Administrasi ini bertanggung jawab kepada Kepala Bagian Keuangan dalam hal keuangan/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 insentifkaryawan.

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 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 manajemen.
- Membina tenaga kerja dan menciptakana 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, serta
- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

m. Kepala Seksi Humas

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

Seksi Humas:

Tugas seksi Humas antara lain:

- Mengatur hubungan antara perusahaan dengan masyarakat di luar lingkungan perusahaan.

n. Kepala Seksi Keamanan

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

Seksi Keamanan:

Tugas seksi Keamanan antara lain:

- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas perusahaan
- Mengawasi keluar masuknya orang baik karyawan atau bukan di lingkungan pabrik, serta

- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

4.7.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Pada pabrik *Heptena* ini sistem gaji karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggungjawab dan keahlian. Pembagian karyawan pabrik ini dapat dibagi menjadi tiga golongan antara lain:

1). Karyawan Tetap

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

2). Karyawan Harian

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap-tiap akhir pekan.

3). Karyawan Borongan

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

4.7.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan

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

4.7.5.1 Jadwal Non Shift

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

- Senin – Jum'at : 08:00 – 16:30 WIB
- Istirahat : 12:00 – 13:00 WIB
- Coffee Break I : 09:45 – 10:00 WIB
- Coffee Break II : 14:45 – 15:00 WIB
- Sabtu : 08:00 – 13:00 WIB
- Istirahat Sabtu : 12:00 – 12:30 WIB

4.7.5.2 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, karyawan diberikan waktu istirahat selama 1 jam secara bergantian.

Diluar jam kerja kantor maupun pabrik tersebut, apabila karyawan masih dibutuhkan untuk bekerja, maka kelebihan jam kerja tersebut akan diperhitungkan sebagai kerja lembur (overtime) 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.

4.7.6 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

4.7.6.1 Penggolongan Jabatan

Tabel 4.21 Penggolongan jabatan

No	Jabatan	Pendidikan
1	Direktur Utama	Sarjana Teknik Kimia
2	Manajer Produksi	Sarjana Teknik Kimia
3	Manajer 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/D III
14	Medis & Paramedis	Dokter & Perawat
15	Lain-Lain	SD/SMP/Sederajat

4.7.6.2 Perincian Jumlah Karyawan

Tabel 4.22. Jumlah karyawan pada masing-masing bagian

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Manajer Produksi	1
3	Manajer Umum	1
4	Sekretaris	2
5	Kepala Bagian Umum	1
6	Kepala Bagian Pemasaran	1
7	Kepala Bagian Keuangan	1
8	Kepala Bagian Teknik	1
9	Kepala Bagian Produksi	1
10	Kepala Bagian R & D	1
11	Kepala Seksi Personalia	1
12	Kepala Seksi Humas	1

13	Kepala Seksi Keamanan	1
14	Kepala Seksi Pembelian	1
15	Kepala Seksi Pemasaran	1
16	Kepala Seksi Administrasi	1
17	Kepala Seksi Kas/Anggaran	1
18	Kepala Seksi Proses	1
19	Kepala Seksi Pengendalian	1
20	Kepala Seksi Laboratorium	1
21	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
22	Kepala Seksi Utilitas	1
23	Kepala Seksi Pengembangan	1
24	Kepala Seksi Penelitian	1
25	Karyawan Personalia	4
26	Karyawan Humas	3
27	Karyawan Keamanan	9
28	Karyawan Pembelian	4
29	Karyawan Pembelian	4
30	Karyawan Pemasaran	3
31	Karyawan Administrasi	3
32	Karyawan Kas/Anggaran	32
33	Karyawan Proses	4
34	Karyawan Pengendalian	6
35	Karyawan Laboratorium	4
36	Karyawan Pemeliharaan	10
37	Karyawan Utilitas	3
38	Karyawan KKK	4
39	Karyawan Litbang	4
40	Medis	1
41	Paramedis	3
42	Sopir	3
43	Cleaning Service	8
Total		137

4.7.6.3 Sistem Gaji Pegawai

Sistem gaji perusahaan ini dibagi menjadi 3 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 4.23. Perincian golongan dan gaji

Golongan	Jabatan	Gaji/Bulan
1	Direktur Utama	Rp 20.000.000,00
2	Manajer	Rp 10.000.000,00
3	Operator	Rp 2.000.000,00
4	Kepala Bagian	Rp 8.000.000,00
5	Kepala Seksi	Rp 4.500.000,00
6	Sekretaris	Rp 1.800.000,00
7	Dokter	Rp 3.000.000,00
8	Paramedis	Rp 1.500.000,00
9	Karyawan	Rp 2.000.000,00
10	Satpam	Rp 1.200.000,00
11	Sopir	Rp 900.000,00
12	Cleaning Service	Rp 500.000,00

4.7.7 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 1 tahun sekali karyawan + keluarga bersama-sama mengadakan tour atas biaya perusahaan

b. Olahraga : tersedia lapangan tennis dan bulu tangkis

6. Kenaikan gaji dan promo si

a. Kenaikan 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 kelima mendapat 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.

4.7.8 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 direncanakan.

Manajemen produksi meliputi manajemen perencanaan dan manajemen pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dana 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 kearah yang sesuai.

4.8 EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang dapat menguntungkan atau tidak. Untuk itu pada perancangan pabrik etil akrilat ini dapat dibuat evaluasi atau penilaian atas investasi yang ditinjau dengan metode :

- *Return on Investment.*
- *Pay Out Time.*

- *Break Even Point.*
- *Shut Down Point.*
- *Discounted Cash Flow Rate.*

Untuk meninjau faktor-faktor diatas perlu dibedakan penaksiran terhadap beberapa faktor, yaitu :

1. Penaksiran Modal Industri (*Total Capital Invesment*) :
   a. Modal Tetap (*Fixed Capital Invesment*).
   b. Modal Kerja (*Working Capital*).
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Reduction Invesment*) :
   a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*).
   b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expense*).
3. Total Pendapatan.
4. Analisa Kelayakan

4.8.1 Penaksiran Harga Peralatan

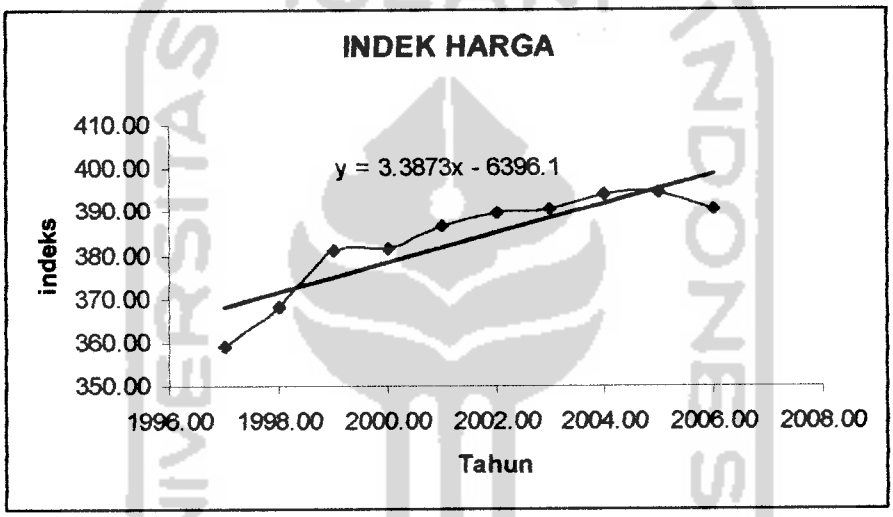
Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun sebelumnya dikalikan rasio indeks harga.

Diasumsikan kenaikan harga setiap tahun adalah linear, sehingga dapat ditentukan index nilai pada tahun tertentu.

Tabel 4.24. Perkembangan Indeks Harga

Tahun	n,X	Index,Y
1997	1	359,2
1998	2	368,1
1999	3	381,1
2000	4	381,7
2001	5	386,5
2002	6	389,5
2003	7	390,6
2004	8	394,1
2005	9	394,3
2006	10	390,4

Sumber : http://www.che.com



Gambar 4.7. Grafik Indeks nilai

Persamaan yang diperoleh adalah :

y = 3,3873x - 6396,1 .....(1)

Dimana : x = tahun

y = index harga

Dengan menggunakan persamaan diatas, maka harga index pada tahun perancangan yaitu pada tahun 2011 dapat diperoleh, yaitu :

$y = 3{,}3873\ (2011) - 6396{,}1$

$= 415{,}7603$

Harga alat dapat dicari dari data di pasaran dalam negri maupun luar negri, dan dihitung dari tahun evaluasi menggunakan grafik yang tersaji menurut jenis alatnya, dimana harga alat tersebut ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan rasio index harga. Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada saat sekarang adalah :

$$E_x = E_y \times \frac{N_x}{N_y} \quad \text{.....(2)}$$

Dimana :

N_y = Harga index untuk tahun y

N_x = Harga index untuk tahun x

E_x = Harga alat pada tahun x

E_y = Harga alat pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu ternyata tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan :

$$Eb = Ea\left(\frac{Cb}{Ca}\right)^x \quad \text{.....(3)}$$

Dimana :

Ea = Harga alat a

Eb = Harga alat b

Ca = Kapasitas alat a

Cb = Kapasitas alat b

x = eksponen

Harga eksponen tergantung dari jenis alat yang akan dicari harganya. Harga exponent untuk bermacam-macam jenis alat dapat dilihat pada Peter&Timmerhaus,"Plant Design And Economic For Chemical Engineering", 3th ed.,hal 170. Untuk alat yang tidak diketahui harga eksponennya maka diambil harga x = 0,6.

Asumsi yang digunakan :

1. Kurs Dollar pada bulan April 2004 $.1 = Rp 9.000,00
2. Upah buruh :
   a. Buruh asing = $. 20 / man hour
   b. Buruh lokal = Rp 10.000,00 / man hour
   c. Perbandingan man hour asing = 2 man hour local

4.8.2 Dasar Perhitungan

Dasar perhitungan yang digunakan dalam analisis ekonomi adalah :

- Kapasitas produksi : 100.000 ton/tahun
- Satu tahun operasi : 330 hari
- Pabrik didirikan tahun : 2011
- Nilai kurs US $: 1 US $ = Rp 10.000,00
- Umur alat : 10 tahun

4.8.3 Perhitungan Biaya

4.8.3.1 *Capital Investment*

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

Capital Investment meliputi :

a. *Fixed Capital Investment* (FCI)

   Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan pabrik beserta fasilitas-fasilitasnya.

b. *Working Capital Investment* (WCI)

   Working Capital Investment adalah biaya-biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

4.8.3.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk produksi suatu barang, yang merupakan jumlah dari *Direct Manufacturing Cost* (DC), *Indirect Manufacturing Cost* (IC) dan *Fixed Manufacturing Cost* (FC), yang berkaitan dengan produk.

a. *Direct Manufacturing Cost* (DC)

   Direct Manufacturing Cost (DC) adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

b. *Indirect Manufacturing Cost* (IC)

Indirect Manufacturing Cost (IC) adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

c. *Fixed Manufacturing Cost* (FC)

Fixed Manufacturing Cost (FC) adalah harga yang berkaitan dengan *Fixed Capital Investment* (FCI) dan pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dimana harganya tetap, tidak tergantung waktu maupun tingkat produksi.

4.8.3.3 General Expense

General Expense atau pemgeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost.*

4.8.3.4 Analisis Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, dan untuk mengetahui pabrik tersebut berpotensial untuk didirikan atau taidak, maka perlu dilakukan analisa kelayakan.

a. *Percent Return on Investment* (ROI)

Return on Investment (ROI) adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{\text{Fixed Capital Cost}} \times 100\% \quad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots (4)$$

b. *Pay Out Time* (POT)

Pay Out Time adalah jumlah tahun yang dibutuhkan untuk pengembalian *Fixed Capital Investment* dengan keuntungan pertahun sebelum dikurangi depresiasi.

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Cost}}{\text{Profit} + (0.1 \text{ x Fixed Capital Investment})} \text{ x } 100\% \quad \text{.....(5)}$$

c. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian). Kapasitas pabrik pada saat *sales* sama dengan *total cost*.

$$BEP = \frac{(Fa + 0.3\,Ra)}{(Sa - Va - 0.7\,Ra)} \text{ x } 100\% \quad \text{.....(6)}$$

Dimana :

Fa = *Annual Fixed Expense*

Ra = *Annual Regulated Expense*

Va = *Annual Variable Expense*

Sa = *Annual Sales Value*

d. *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam satu tahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun, maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

$$SDP = \frac{0.3\,Ra}{(SA - Va - 0.7\,Ra)} \text{ x } 100\% \quad \text{.....(7)}$$

e. *Discount Cash Flow* (DFC)

Evaluasi keuntungan dengan cara *Discount Cash Flow* yaitu menghitung nilai uang yang berubah tiap tahun berdasarkan investasi yang tidak kembali setiap akhir tahun selama umur pabrik (*Present Value*).

Rate of return based on discounted cash flow adalah laju bunga maksimum dimana suatu pabrik (proyek) dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.

Rate of Return dihitung dengan persamaan :

$$\frac{(FC+WC)(1+i)^n}{CF} = \left[(1+i)^{n-1} + (1+i)^{n-2} + \Lambda + (1+i) + 1\right] + \left[\frac{(WC+SV)}{CF}\right] \quad ...(8)$$

Dimana :

FC : *Fixed Cost*

WC : *Working Capital*

SV : *Salvage Value*

Ci : *Annual Cash Flow*

I : *Discount Cash Flow*

n : *Umur pabrik*

4.8.4 Hasil Perhitungan Ekonomi

4.8.4.1. Penentuan *Total Capital Investment* (TCI)

A. Modal Tetap *(Fixed Capital Investment)*

Tabel 4.25 *Fixed Capital Investment*

No	Type Of Capital Investment	US $	Rupiah (Rp)
1	Delivered Equipment	7,146,395.33	71,463,953,305
2	Equipment Instalation	1,067,957.32	10,679,573,182
3	Piping	7,529,156.26	75,291,562,644
4	Instrumentation	727,217.19	7,272,171,888
5	Electrical	710,165.19	7,100,658,400
6	Building	4,500,000.00	45,000,000,000
7	Land & Yard Improvement	105,717.12	1.0571E+11
8	Utilities	1,452,934.42	14,529,344,237
	Physical Plant Cost	**33,705,437.99**	**337,054,379,921**
10	Engineering & Construction	6,741,086.598	67,410,875,984
	Direct Plant Cost	**40,446,525,59**	**4.04465E+11**
11	Contractor's Fee	2,022,326.28	20,223,262,795
12	Contingency	6,066,978.839	60,669,788,386
13	Environment Cost	1,152,346.031	11,523,460,312
14	Plant Start Up Cost (PSU)	4,320,711.021	43,207,110,209
	Fixed Capital	**54,008,887.76**	**540,088,877,607**

Total *Fixed Capital Investment* dalam rupiah

= Rp. **540,088,877,607.73**

B. Modal Kerja *(Working Capital)*

Tabel 4.26. *Working Capital*

No	Type Of Expenses	Rupiah (Rp)
1	Raw Material Inventory	50,878,874,773
2	In Process Inventory	20,491,731,092
3	Product Inventory	81,966,924,369
4	Extended Credit	113,900,797,220
5	Available Cash	81,966,924,369
	Total Working Capital	**349,205,251,826**

Sehingga *Total Working Capital:* = Rp. **349,205,251,826.57**

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

A. Manufacturing Cost

Tabel 4.27. *Manufacturing Cost*

No	Type Of Expenses	Rupiah (Rp)
1	Raw Material	586,836,023,727
2	Labor	2,130,000,000
3	Supervision	1,032,000,000
4	Maintenance	54,008,887,760
5	Plant Supplies	8,101,333,164
6	Royalties and Petents	30,366,383,586
7	Utilities	30,979,416,800
	Direct Manufacturing Cost	***713,454,054,038***
1	Payroll Overhead	426,000,000
2	Laboratory	426,000,000
3	Plant Overhead	1,704,000,000
4	Packaging and Shipping	197,381,493,311
	Indirect Manufacturing Cost	***199,937,493,311***
1	Depreciation	54,008,887,760
2	Property Tax	10,801,777,552
3	Insurance	5,400,888,776
	Fixed Manufacturing Cost	***70,211,554,089***
	MANUFACTURING COST	**983,603,092,439**

Sehingga *Total Manufacturing Cost:* = Rp. **983,603,092,439.03**

B. General Expense

Tabel 4.28. *General Expense*

No	Type Of Expenses	Rupiah (Rp)
1	Administration	1,754,000,000
2	Sales	147,540,463,865
3	Research	78,688,247,395
4	Finance	48,422,747,122
	GENERAL EXPENSE	**276,405,458,382**

Sehingga *Total General Expense:*

= Rp. **276,405,458,383.83**

Total Biaya Produksi = TMC + GE

= Rp **1,260,008,550,822.86**

4.8.4.3 Keuntungan *(Profit)*

Keuntungan = TotalPenjualaProduk–TotalBiayaProduksi

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

Total Penjualan Produk = Rp. 1,518,319,179,317.50

Total BiayaProduksi = **Rp.1,260,008,550,822.86**

Pajak keuntungan sebesar 50%.

Keuntungan Sebelum Pajak = Rp. 258,310,628,494.64

KeuntunganSetelah Pajak = Rp. 129,155,314,247.32

4.8.4.4 Analisa Kelayakan

I. Persent Return of Investment **(ROI)**

a. Sebelum pajak :

Keuntungan Sebelum Pajak (Pb.ra) = Rp. 258,310,628,494.64

FCI = Rp. 540,088,877,607.73

ROI = (Pb.ra/FCI) x 100%

= 47,83 %

b. Sesudah pajak :

Keuntungan Sesudah Pajak (Pa.ra) = Rp. 129,155,314,247.32

FCI = Rp. 540,088,877,607.73

ROI = (Pa.ra/FCI) x 100%

= 23,91 %

2. *Pay Out Time (POT)*

a. Sebelum pajak :

Keuntungan Sebelum Pajak (Pb.ra) = Rp. 258,310,628,494.64

FCI = Rp. 540,088,877,607.73

Depresiasi = Rp. 54,008,887,760.77

POT = FCI / (Pb.ra + 0,1 FCI)

= 1,73 tahun

b. Sesudah pajak :

Keuntungan Sesudah Pajak (Pa.ra) = Rp. 129,155,314,247.32

FCI = Rp. 540,088,877,607.73

Depresiasi = Rp. 54,008,887,760.77

POT = FCI / (Pa.ra + 0,1 FCI)

= 2,95 tahun

3. *Break Even Point (BEP)*

Fixed Manufacturing Cost (Fa) = 70,211,554,089.00

Variabel Cost (Va) = 845,563,31,742,5.00

Regulated Cost (Ra) = 34,423,679,309.00

Sales (Sa) = 1,518,319,179,317.50

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

= 40,18 %

4. *Shut Down Point (SDP)*

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

= 23,92 %

5. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) :

Umur pabrik (n) = Rp. 10 tahun

Salvage value = Depresiasi

(harga barang rongsokan)

= Rp. 54,008,887,760.77

Cash Flow = Annual profit + Depresiasi + Finance

= Rp. 183,164,202,008.00

Work Capital = Rp. 349,205,251,826.57

Fixed Capital Invesment = Rp. 540,088,877,607.73

Discounted cash flow rate dihitung dengan cara trial & error:

$R = S$

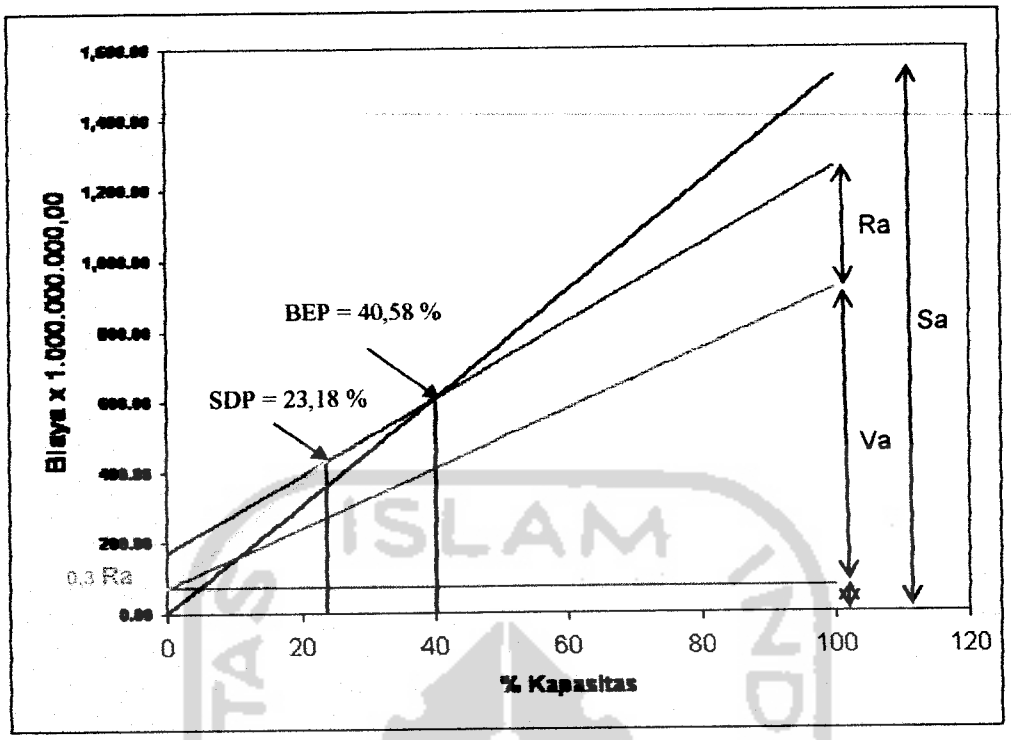
$R = ((WC+FCI) \times ((1+i)^n))/ CF$

$S = [(1+i)^{n-1} + (1+i)^{n-2} + (1+i)^{n-3} + ... + (1+i) + 1)] + ((WC+SV)/CF)$

Dari hasil trial & error diatas, diperoleh :

Interest (i) = 22.04 %

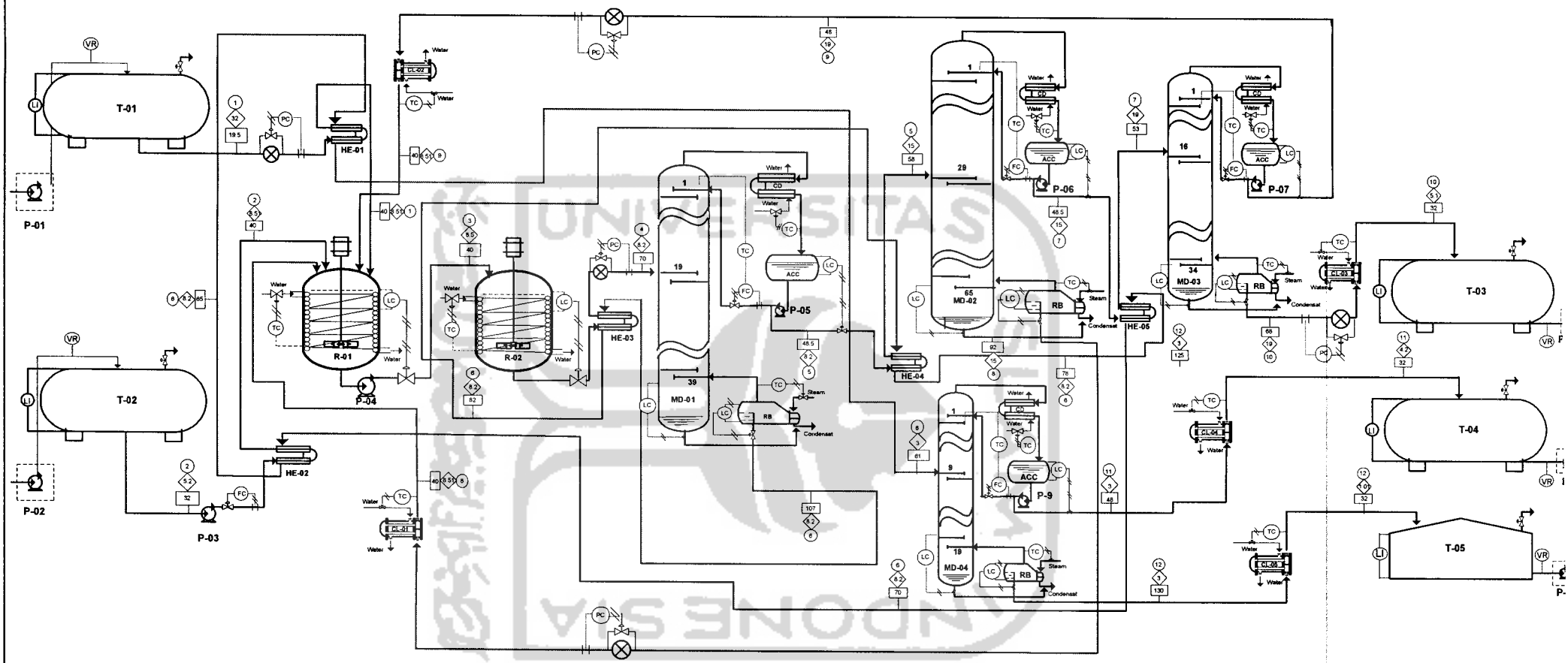
Bunga Bank rata-rata saat ini = 8 % sampai 13 %



Gambar 4.7. Grafik Analisa BEP dan SDP

Process Engineering Flow Diagram

Pra Rancangan Pabrik Heptene dari Propena dan butena Kapasitas 100.000 Ton/Tahun



Komponen	No Arus (kg/jam)											
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
C3H6	5643.0036		3179.8250	1822.9700	1822.9700		1822.9700		1786.5105	36.4593		
C3H8	297.0002		383.7832	383.7832	383.7832		383.7832		7.6756	376.1074		
N-C4H8		8301.3864	4337.0572	2527.9146	2477.3560	50.5583	49.54711	2427.8088		49.54711	50.5583	
I-C4H8		273.9613	652.0556	652.0556	652.0556		639.0144	13.0411		639.0144		
N-C4H10		5205.4030	6858.6003	6858.6003	117.3700	5751.1302		117.3700			5693.619	57.5113
C7H14			9594.7919	12760.7868		12760.7868					192.0385	12568.7513
Total	5940.004	13780.75	25006.11	25006.11	5453.535	18562.48	2895.315	2558.220	1794.186	1101.128	5936.216	12626.26

Simbol	Keterangan
ACC	Accumulator
CD	Condenser
CL	Cooler
HE	Heat Exchanger
MD	Menara Destilasi
P	Pompa
R	Reaktor
RB	Reboiler
T	Tanki

Simbol	Keterangan
○	Nomor Arus
◇	Tekanan, atm
▭	Temperature, °C
⋈	Gate Valve
——	Piping
-----	Elektrik Connection
⫽	Udara Tekan
⊗	Expansion Valve
FC	Flow Control
LC	Level Control
LI	Level Indikator
TC	Temperatur Control
PC	Pressure Control
VR	Volume Rate

Universitas Islam Indonesia
Fakultas Teknologi Industri
Jurusan Teknik Kimia

Gambar:
Process Engineering Flow Diagram
Pra Rancangan Pabrik Heptene dari Propilen dan buti
Kapasitas 100.000 Ton/Tahun

Disusun Oleh:

Aditya Mahendra (02 521 074)
Alim Mustopa (02 521 157)

Dosen Pembimbing:

1. Ir. Aswati Mindaryani, MSc

BAB V

PENUTUP

5.1. Kesimpulan

Pabrik Heptena digolongkan sebagai pabrik beresiko rendah karena:

1. Suhu operasi 30 - 133 °C
2. Tekanan operasi 8,5 atm

Dari hasil analisis ekonomi diperoleh data sebagai berikut :

1. Keuntungan yang diperoleh
   a. Keuntungan sebelum pajak sebesar Rp. 258,310,628,494 per tahun
   b. Keuntungan sesudah pajak sebesar Rp. 129,155,314,247 per tahun
2. *Return On Investment* (ROI)
   a. Sebelum pajak sebesar 47,83 %
   b. Sesudah pajak sebesar 23,91 %

Syarat ROI sebelum pajak untuk beresiko rendah minimum 11 % dan untuk beresiko tinggi 44 % (Aries & Newton, 1955)

3. *Pay Out Time* (POT)
   a. Sebelum pajak sebesar 1,73 tahun
   b. Sesudah pajak sebesar 2,95 tahun

Syarat POT sebelum pajak untuk beresiko tinggi maksimum 2 tahun dan untuk beresiko rendah 5 tahun (Aries & Newton, 1955)

4. *Break Even Point* (BEP) sebesar 40,18 %

   BEP untuk pabrik kimia besarnya berkisar antara 40 % – 60 %

5. *Shut Down Point* (SDP) sebesar 23,92 %

SDP untuk pabrik kimia besarnya berkisar antara 10 % – 30 %

6. *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 18.24 %

   Suku bunga pinjaman dan deposito di bank sebesar 11 %.

   Syarat DCFR 1,5 kali suku bunga di bank.

Dari data-data diatas maka pabrik Heptena dari Propena dan n-Butena dengan kapasitas produksi 100.000 Ton/tahun layak untuk dikaji lebih lanjut.

DAFTAR PUSTAKA

Aries, R.S. and Newton, R.D., 1955, *"Chemical Engineering Cost Estimation"*, Mc Graw Hill Book Co., New York.

Biro Pusat Statistik, 2006, *"Statistik Barang - Barang hasil Produksi Indonesia"*, Jakarta.

Biro Pusat Statistik, 2006, *"Statistik Barang - Barang Ekspor-Impor Indonesia"*, Jakarta.

Biro Pusat Statistik, 2006, *"Statistik Pertambangan Minyak dan Gas Bumi"*, Indonesia", Jakarta.

Brown, G.G., 1978, *"Unit Operation"*, John Wiley and Sons Inc., Wiley Eastern Limited, Charles E. Tuttle co, New York.

Brownell, L. E., and Young E. H., 1979, *"Process Equipment Design"*, Wiley Eastern Limited.

Chauvel, A, 1980, *"Economic Analysis of Chemical Processes"*, Mc Graw Hill Book Company, New York.

Chopey, J.M., and Hicks, T. G., 1984, *"Handbook of Chemical Engineering Calculations"*, Mc Graw hill Book Company, New York.

Coulson, J.M., and Richardson, J. F., 1983, *"Chemical Engineering"*, vol. 1, Pergamon Press, Oxford.

Coulson, J.M., and Richardson, J. F., 1986, *"Chemical Engineering"*, vol. 6, Pergamon Press,Oxford.

Ipatieff, V.N., and Schaad, R.E., 1945, *"A Study of Octane Number"*, Ind. Eng. Chem., 60, pp 621-630.

Kern, D.Q., 1950, *"Process Heat Transfer"*, Mc Graw Hill Kogakusha Ltd, Tokyo.

Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1953, *"Encyclopedia of Chemical Technology"*, vol. 7, 10, 11, The Interscience Encyclopedia Inc., New York.

Kirk, R.E., and Othmer, D.F., 1978, *"Encyclopedia of Chemical Technology"*, vol. 1, The Interscience Encyclopedia Inc., New York.

Ludwig, E.E., 1964, *"Applies Process Design for Chemical and Petrochemical*

Plants", vol. 1, 2, 3, Gulf Publishing Co., Houston.

Mc Adams, W.H., 1981, *"Heat Transmission"*, 3rd ed, Mc Graw Hill – Hill kogakusha ltd.

Mc Cabe, W.L., Smith, J.C, dan Harriott, P., 1985, *"Unit Operation of Chemical Engineering"*, 3rd ed., Mc Graw Hill Book Co., New York.

Perry, R.H., and Green , D., 1984, *"Perry's Chemical Engineers handbook "*, 6th ed., Mc Graw Hill Book Co., New York.

Peter, M.S, and Timmerhaus, K.D., 1979, *"Plant design and economics for Chemical Engineers"*, 2nd ed., Mc Graw Hill kogakusha Ltd., Tokyo

Rase,H.F, 1977, *"Chemical Reaktor Design for process font"*, John Wliey and Sons Inc., New York

Smith,J.M. and Van Ness, H.C., 1959, *"Indtroduction to Chemical Engineering Thermodynamics"*, Mc Graw Hill Book Company Inc., New York.

Treybal, R.E., 1984, *"Mass Transfer Operation"*, 3rd, Mc Graw Hill Kogakusha Ltd., Tokyo.

Ulrich, G.D., 1984, *"A Guide to Chemical Engineering Process Design And Economics"*, John Wiley and Sons Inc., New York.

www.matche.com, mey 2007

REAKTOR

Fungsi : Mereaksikan propena sebanyak 7.291,88 Kg/jam dengan butena sebanyak 9.818,79 Kg/jam

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi

T : 40 °C

P operasi : 8.5 atm

Raksi

$$C3H6 + C4H8 \longrightarrow C7H14$$

Menentukan harga konstanta reaksi

Rumus $k = \frac{1}{tCA0(M-1)} \ln \frac{(M-XA)}{M(1-XA)}$

Dimana Xa = 0.75

t = 2 jam (A Chauvel,1980)

Tabel A.1 Data Kecepatan Volumetrik Umpan Total

Senyawa	Umpan (Kg/Jam)	BM	Densitas (Kg/M3)	Mol Umpan	Fv
C3H6	7291.88	42	612	173.6162	12
C3H8	383.7832	44	582	8.722344	0.7
N-C4H8	9819.794	56	594	175.3535	17
I-C4H8	652.0556	56	595	11.64385	1.1
N-C4H10	5868.5	58	579	101.181	10
ToTal	24016.01				40

Fv = 40.33737 m3/jam

Cao = C3H6

Cbo = n–C4H8

$$Cao = \frac{\text{Mol umpan C3H6}}{Fv}$$

4.304103 Kmol/M3
4.304103 mol/ltr

$$Cbo = \frac{\text{Mol umpan n-C4H8}}{Fv}$$

4.347172 Kmol/M3
4.347172 mol/ltr

$$M = \frac{Cbo}{Cao}$$

1.010006

Sehingga harga K dapat ditentukan

$$k = \frac{1}{tCA0(M-1)} \ln \frac{(M-XA)}{M(1-XA)}$$

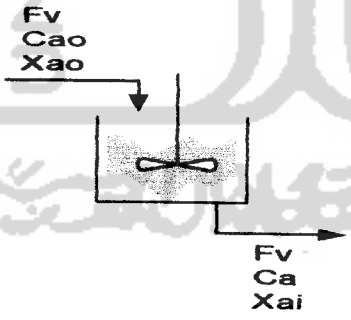
0.340024 m3/kmol jam

Jadi harga K pada T 40 C sebesar 0.340024 ltr/mol jam

○ Menentukan volume reaktor dan Waktu tinggal

▶ **untuk 1 RATB**

Xal	=	0.75	
k	=	0.340024	m3/kmol jam
Fv	=	40.33737	m3/jam
C_{A0}	=	4.304103	Kmol/m3



Dengan persamaan

$$X_{An-1} = X_{An} - \frac{V.K.C_{A0}.(1-X_{An})(M-X_{An})}{Fv}$$

$$X_{A0} = X_{A1} - \frac{V.K.C_{A0}.(1-X_{A1})(M-X_{A1})}{Fv}$$

$$= 0.75 \quad \frac{330.7 \quad 3.40E\text{-}01 \quad 4.304103 \quad 0.3 \quad 0.3}{40.34}$$

$X_{A0} = 0$

dengan trial didapat

V = 330.748 m3

T = 8.199543 jam

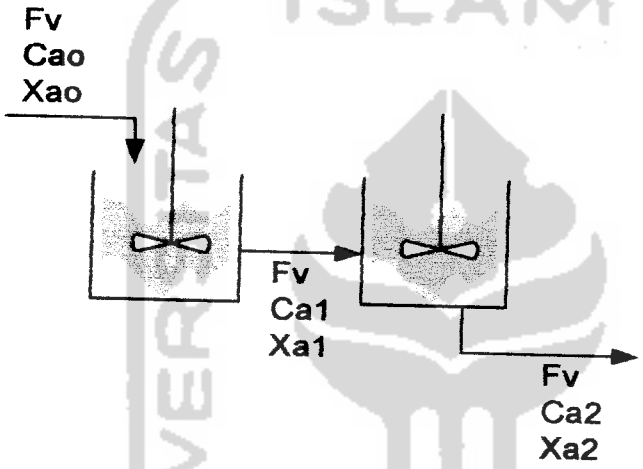
▶ **untuk 2 RATB**

Xa2 = 0.75

k = 0.340024 m3/kmol jam

Fv = 40.33737 m3/jam

C_{A0} = 4.304103 Kmol/m3



Dengan persamaan

$$X_{An-1} = X_{An} - \frac{V.K.C_{A0}.(1-X_{An})(M-X_{An})}{Fv}$$

$$X_{A1} = X_{A2} - \frac{V.K.C_{A0}.(1-X_{A2})(M-X_{A2})}{Fv}$$

$$X_{A0} = X_{A1} - \frac{V.K.C_{A0}.(1-X_{A1})(M-X_{A1})}{Fv}$$

$X_{A0} = 0$

dengan trial didapat

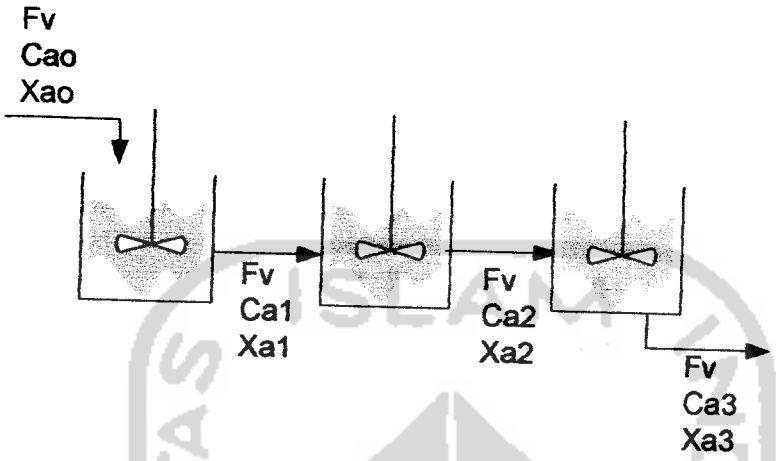
V = 80.73357 m3

T = 2.001459 jam

Xa1 = 0.564278

▶ **untuk 3 RATB**

Xa3	=	0.75	
k	=	0.340024	m3/kmol jam
Fv	=	40.33737	m3/jam
C_{A0}	=	4.304103	Kmol/m3



Dengan persamaan

$$X_{An-1} = X_{An} - \frac{V.K.C_{A0}.(1-X_{An})(M-X_{An})}{Fv}$$

$$X_{A2} = X_{A3} - \frac{V.K.C_{A0}.(1-X_{A3})(M-X_{A3})}{Fv}$$

$$X_{A1} = X_{A2} - \frac{V.K.C_{A0}.(1-X_{A2})(M-X_{A2})}{Fv}$$

$$X_{A0} = X_{A1} - \frac{V.K.C_{A0}.(1-X_{A1})(M-X_{A1})}{Fv}$$

$$X_{A0} = 0$$

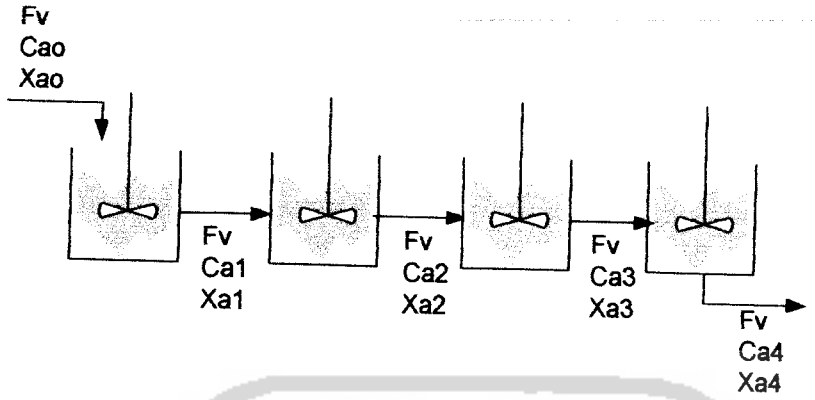
dengan trial didapat

V	=	42.82465	m3
T		1.061662	jam
Xa1		0.651485	
Xa2		0.46003	

▶ **untuk 4 RATB**

Xa4	=	0.75	
k	=	0.340024	m3/kmol jam

Fv	=	40.33737	m3/jam
C_{A0}	=	4.304103	Kmol/m3



Dengan persamaan

$$X_{An-1} = X_{An} - \frac{V.K.C_{A0}.(1-X_{An})(M-X_{An})}{Fv}$$

$$X_{A3} = X_{A4} - \frac{V.K.C_{A0}.(1-X_{A4})(M-X_{A4})}{Fv}$$

$$X_{A2} = X_{A3} - \frac{V.K.C_{A0}.(1-X_{A3})(M-X_{A3})}{Fv}$$

$$X_{A1} = X_{A2} - \frac{V.K.C_{A0}.(1-X_{A2})(M-X_{A2})}{Fv}$$

$$X_{A0} = X_{A1} - \frac{V.K.C_{A0}.(1-X_{A1})(M-X_{A1})}{Fv}$$

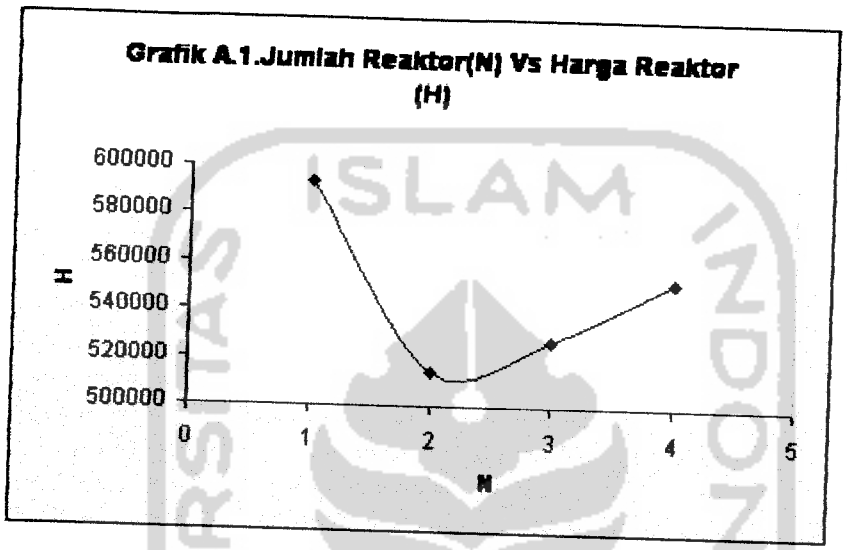
$$X_{A0} = 0$$

dengan trial didapat

V	=	28.66476	m3
T	=	0.710626	jam
Xa1	=	0.684059	
Xa2	=	0.578744	
Xa3	=	0.391516	

Tabel A.2. Hasil perhitungan optimasi Reaktor

N	volume (m^3)	Volume (gallon)	~~Cost/Unit~~	~~Cost~~
1	330.74797	87374.35276	594031.1904	594031.1904
2	80.7335748	21327.54993	257092.9876	514185.9752
3	42.824653	11313.07422	175741.3801	527224.1402
4	28.6647631	7572.427792	138123.233	552492.932



Dari Grafik A.1 Jumlah Reaktor (N) Vs Harga Reaktor (H)
Maka dipilih 2 Reaktor

PERANCANGAN REAKTOR

Menentukan ukuran Reaktor (untuk 2 Reaktor)

Alasan Pemilihan:

1. Reaksi dijalankan dalam kondisi isotermal sehingga suhu campuran dalam reaktor yang harus selalu sama bisa dipenuhi dengan pemakaian reaktor jenis RATB karena ada pengadukan.
2. Fase reaktan adalah cair sehingga memungkinkan penggunaan reaktor RATB
3. Menghindari adanya "Hot Spot "(bagian yang suhunya sangat tinggi) sebab dengan adanya pengadukan diharapkan suhu di semua titik di reaktor adalah sama

Dari optimasi didapat

V = 80.73357 m3

Over design = 20 %

= 96.88029 m3

Reaktor berupa silinder tegak dengan alas dan tutup berbentuk torispherical.

diambil H : D = 1 : 2

Volume Reaktor = Volume Silinder + 2 Volume Head

$V = \frac{1}{4} . \pi . D^2 . H + 2 . 0{,}000049\ D^3$ (Brownell, eq.5.11)

$= \frac{1}{4} . \pi . 2D^3 + 0{,}000098\ D^3$

$96.8803 = 1{,}57\ D^3$

D = 3.951651 m 155.5769 in

H = 7.9033 m 311.1538 in

Volume Head

= 0.000049 D^3

= 0.003024 M^3

Luas penampang reaktor :

$= \frac{\Pi}{4} D^2$

= 12.2582 M^2

Volume cairan dalam shell Bottom

= Vol. cairan total reaktor – Vol. cairan di head

= 80.73055 m^3

Tinggi cairan dalam shell Bottom

Volume cairan dalam shell Bottom : Luas penampang

6.585838 m

Menghitung tebal dinding shell

$$t = \frac{p.ri}{(fE - 0{,}6p)} + c$$ (Brownell, eq.13.1)

Dengan

p	=	tekanan perancangan , psia	
ri	=	jari – jari dalam reaktor, in	77.78845 in
E	=	Efisiensi pengelasan	0.85
f	=	maximum allowable stress, psia	13750
c	=	corrosion allowance, in	0.125

Digunakan bahan SA 285 grade C dengan :

pertimbangan pemilihan bahan :

1 cairan yang ditangani tidak mudah korosif

2 mudah fabrikasinya

3 harga relatif murah

p = ~~tekanan perancangan~~ , ~~psia~~ 137.445 psi
p' Pdesign - Pluar

Pi $\rho \frac{g}{gc} H$ 122.745 psi

= 12.37484 psi

P = Tekanan operasi reactor + Tekanan akibat tinggi cairan-tekanan udara

= 135.1198 psi

= 0.577799 inch

diambil = 1 inch

Head

Untuk range 15 - 200 psig dipakai tutup reaktor berbentuk torispherical dished head (brownell&young,1979)

diketahui

Id Shell = 155.5769 inch 12.96474 ft

Od Shell = ID + (2 x tebal dinding reactor)

= 157.5769 inch 13.1314 ft

Dengan Od tersebut Dari Brownell & Young didapat

rc = crown radius (inside diameter)

= 114 in

icr = 7.25 in

$$t.head = \frac{0,885 \times P \times rc}{(f \times E - 0,1 \times P)} + c$$

= 1.240819 in

Diambil tebal standar =3/2 **inch**

Diambil sf = 3 inch (brownell&young,1979)

Dari Brownell & Young, p.87 didapat hubungan-hubungan dimensional sebagai berikut :

a = $\frac{ID}{2}$ = 77.54763 in

BC = rc – Irc = 106.75 in

AB $\frac{ID}{2} - Irc$ = 70.29763

b = rc – (BC2 – AB2)1/2 = 33.05761

Tinggi Head

OA = t + b + Sf = 37.29842 in

3.0995 ft
0.944729 m

Perancangan Pengaduk

Dipilih jenis pengaduk flat blade turbin dengan 6 sudu

Digunakan pengaduk jenis turbin dengan 6 sudu (flat blades turbin) karena

- turbin memiliki range volume yang besar
- dan dapat digunakan untuk kecepatan putaran yang cukup tinggi.
- sesuai untuk viskositas rendah (100 Cp)

Penentuan dimensi pengaduk :

Dari tabel hal 507 Brown, diperoleh :

Dt/Di	= 3,0	;	zl/Di	= 2,7 – 3,9
zi/Di	= 0,75 – 1,3	;	w/Di	= 0,17
n	4			

Dengan :

Dt	=	diameter tangki, ft
Di	=	diameter pengaduk, ft
zl	=	tinggi cairan dalam reaktor, ft
zi	=	tinggi pengaduk dari dasar tangki reaktor, ft
w	=	lebar baffle,ft
n	=	jumlah baffle

didapat

Di	=	4.321579	ft		
Zl	=	16.85416	ft		
Zi	=	3.241184	ft		
W	=	0.734668	ft		
L	=	1.080395	ft		
lebar blade	=	0.2 Di	=	0.864316	ft
panjang blade	=	0.25 Di	=	1.080395	ft

Menentukan Kecepatan Pengaduk

$$WELH = \left(\frac{3.14\ xDixN}{600} \right)^2$$ (Rase, 1977)

Dimana :

WELH	=	Water Equivalent Liquid Height,ft
Di	=	diameter pengaduk, ft
N	=	kecepatan pengaduk, rpm
WELH	=	(tinggi cairan dalam tangki) x (s.g. larutan)
s.g larutan	=	ρcairan/ρair
	=	0.634393
WELH	=	10.69216 ft

$$N = \left(\frac{WELH}{2xDi}\right)^{1/2} x \frac{600}{3.14\,xDi}$$

= 49.22829 rpm

0.820471 rps

Untuk mengetahui jumlah pengaduk yang digunakan dipakai persamaan :

jumlah pengaduk = WELH/Dt (Rase, 1957)

0.824711

Diambil 1

Menentukan Daya Pengaduk

$$Nre = \frac{NxDi^{2} x \rho}{\mu}$$

Nre 2928840

untuk Nre>1E+04 ,Np = 5 (Rase,1977)

$$P = 3.52\ x10^{-3}\ xNpx \left(\frac{\rho}{62.43}\right) x \left(\frac{N}{60}\right)^{3} x \left(\frac{Di}{12}\right)^{5}$$

P 8.178044 Hp

Efisiensi motor 85% sehingga P 9.6212277 hp

Dgunakan motor dengan daya 10 hp

7.4968 KWH

Menghitung perpindahan Panas

Neraca panas reaktor - 01

I. Panas Masuk (ΔH1)

Komponen	Massa Masuk	∫ Cp dT	m∫ Cp dT
C3H6	7291.879929	1738.5867	71956.09501
C3H8	383.7831541	1809.3166	3761.05193
N-C4H8	9819.794192	1049.8146	1448.308328
I-C4H8	652.0555914	2038.4429	85210.11686
N-C4H10	5868.500322	2148.6983	54368.51903
C7H14	0	9199.7385	0
	24016.01319		216744.0912

2. Panas Reaksi (ΔHR 313)

Komponen	Mol yang bereaksi	ΔHf 298 (kkal/gmol)
C3H6	98.69475982	94769.37298
nC4H8	98.69475982	-170014.9221
C7H14	98.69475982	-1101174.24
		-1176419.789

ΔHR298 = ∑ (mol yang bereaksi x ΔHf 298)produk - ∑ (mol yang bereaksi x ΔHf 298)reaktan

= -1025929 Kkal / jam

M.Cp.dT = ∑ (Mi . Cp . dT)produk - ∑ (Mi . Cp . dT) reaktan

= 442161.1 Kkal / jam

ΔHR 313 = ΔHR298 + H produk - H reaktan

= -1468090 Kkal / jam

3. Panas Keluar (ΔH2)

Komponen	Massa Masuk	∫ Cp dT	m.∫ Cp dT
C3H6	3179.82504	1738.5867	30972.67195
C3H8	383.7831541	1809.3166	3761.05193
N-C4H8	4337.0572	1049.8146	1448.308328
I-C4H8	652.0555914	2038.4429	37158.23177
N-C4H10	5868.500322	2148.6983	54368.51903
C7H14	9594.79192	9199.7385	216863.9533
	24016.01323		344572.7363

Q in = 216744.1 Kkal / jam

Q reaksi = -1468090 Kkal / jam

Q out = 344572.7 Kkal / jam

Q pendingin = Qinput – (Q reaksi + Q output)

= 1340261 Kkal / jam

Neraca panas reaktor

Q in + Q reaksi = Q out + Q pendingin reaktor

1684833.851 = 1,684,834

PERANCANGAN PENDINGIN

Fungsi : Mempertahankan suhu dalam reactor tetap 40 °C.

Jenis : Helical coil

Alasan	:	cocok untuk proses vessel dan pressure vessel jika dibutuhkan perpindahan panas cepat
Media	:	air

Suhu pendingin masuk (ta)	=	30	°C
Suhu pendingin keluar (tv)	=	35	°C
ΔT	=	5	°C
Suhu reaktor	=	40	°C

Air yang dibutuhkan (W)

$$W = \frac{Q}{Cpx\ \Delta T}$$

Q = 1340261 Kkal / jam
W = 268052.2 kg/j

Debit air pendingin (Q)

$$Q = \frac{W}{\rho}$$

269.1287 M3/jam
0.074758 M3/dtk

Kecepatan Standar Pendingin Coil : 1 - 2.5 m/s

di ambil 2,5 m/s

$$A = Q/V$$

$$= \pi/4\ d^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4\ Q}{\pi\ v}} = 0.195081 \text{ m}$$

7.680355 in

Dari tabel 11, Kern, 1965 diambil ukuran pipa :

IPS	=	8	in			
Sch No	=	40				
OD	=	8.625	in	=	0.71875	ft
ID	=	7.981	in	=	0.665083	ft
A'	=	50	in2	=	0.347222	ft2
a''	=	2.258	ft2/ft			

Kecepatan aliran massa :

$$Gt = w/A'$$

1701946.57 lb/ft2 jam

Kecepatan air pendingin :

$$v = \frac{Gt}{p}$$

= 7.59670873 ft/s

= 2.31547682 m/s

Bilangan Reynold dalam koil :

$$Ret = \frac{ID \quad G_t}{\mu}$$

= 545484.962

Bilangan Prandtl :

$$Pr = \frac{Cp\ \mu}{k}$$

= 5.85029602

Dari fig.25 Kern, untuk v = 7,596 ft/s dan ta = 86F didapat :

hi = 1750 Btu/j ft2 °F

faktor koreksi 0.75

Maka : hi = 1312.5

$$hio = hi \left(\frac{ID}{OD} \right)$$

1214.5

Dsp = 0,7 Dt = 108.903829 in

$$hio\ koil = hio\ pipa \left[1 + 3{,}5 \left(\frac{D_{koil}}{D_{sp}} \right) \right]$$

= 1526.01555 Btu/j ft2 °F

Menghitung koefisien perpindahan panas

Koefisien perpindahan panas di dalam reaktor (ho)

$$ho = 0{,}87\ Re^{2/3}\ Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \frac{k_m}{ID}$$ (Kern, 1950)

$$Re = \frac{Di^2\ N\ \rho_m}{\mu_m}$$

= 2952134.03

$$Pr = \frac{Cp\ \mu}{k}$$

= 6.75118529

ho = 1.7809E+03 Btu/j ft2 °F

$$uc = \frac{h_{io}\ h_o}{h_{io} + h_o}$$

8.2181E+02 Btu/j ft2 °F

$$hd = \frac{}{R_d}$$

Rd = 0.001 (air)

= 1000 Btu/j ft2 °F

$$UD = \frac{U_C\ h_d}{U_C + h_d}$$

= 4.5110E+02 Btu/j ft2 °F

Beban panas yang harus diambil (Q) :

Q = UD . A. ΔT LMTD

UD = Overall design coefisien of heat transfer (BTU/ jam.ft2. °F)

A = Luas transfer panas, FT2

ΔT LMTD = Logaritma rata-rata beda temperature °F

$$\Delta T\ LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{Ln\frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

= 14.3922901 F

Luas permukaan transfer panas :

$$A = \frac{Q}{U_D.LMTD}$$

= 8.1921E+02 ft^2

Menghitung panjang koil (Lc)

Lc Ac/surface lin ft at outside of tube

= 3.6280E+02 ft

= 1.1058E+02 m

Menentukan Jumlah Lengkungan Koil

AB = DC =

Dsp = 108.9038 in 9.075315 ft

BC = jarak antar lilitan (dipakai 1.5 OD) Range 1.5 - 4 OD (Treyball, 1984)

BC = x

Diambil x = 2

OD = 17.25 in 1.437499 ft

Keliling busur AB = $\pi/2$ DC

Keliling busur AC = $\pi/2$ AC

Keliling 1 lingkaran koil :

KL = keliling busur AB + keliling busur AC

= $\pi/2$ DC + $\pi/2$ AC

= $\pi/2$ DC + $\pi/2$ $\sqrt{(DC)^2 + (x)^2}$

= 28.6741239 ft

= 8.7399E+00 m

Jumlah lengkungan koil :

N = $\frac{L}{K_L}$

= 1.2653E+01

Tinggi tumpukan koil = N x

= 1.8188E+01 ft

= 5.5438E+00 m

Volume coiL = $\frac{\Pi}{4} xDo^2 xL$

1.4713E+02 ft^3 4.1637E+00 m^3

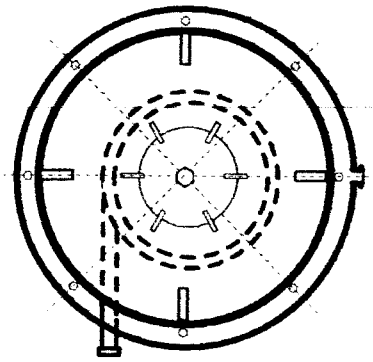
Volume cairan total setelah ada coil = Volume cairan mula-mula + Volume coil

= 8.4897E+01 m^3

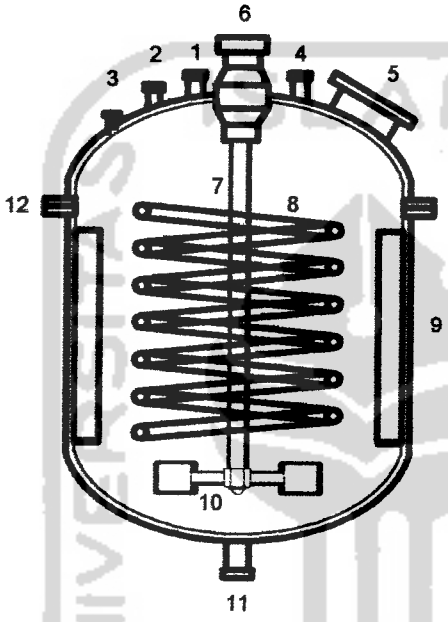
Tinggi cairan setelah ada koil : $\frac{V_c + V_{koil}}{A_{shell}}$

= 6.9257E+00 m

Þ Jadi koil masih tercelup.



Reaktor Tampak Atas



Reaktor Tampak Samping

Keterangan :
1. Pipa umpan Propena
2. Pipa umpan Butena
3. Pipa recycle
4. Pipa recycle
5. Manhole
6. Motor pengaduk
7. Batang pengaduk
8. Koil pendingin
9. Baffle
10. Blade pengaduk
11. Pipa hasil
12. Pipa air pendingin

Gambar 3. Reaktor