TA/TK/2007/330

PRARANCANGAN PABRIK GLISEROL DARI ALIL ALKOHOL DAN HIDROGEN PEROKSIDA DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Memperoleh
Gelar Sarjana Teknik Kimia

Disusun Oleh :

SHOFIA RAHMA DEWI **(03 521 146)**

HENY ROESDIANA SARI **(03 521 157)**

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

2007

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK GLISEROL
DARI ALIL ALKOHOL DAN HIDROGEN PEROKSIDA
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Disusun oleh:

Shofia Rahma Dewi	03 521 146
Heny Roesdiana Sari	03 521 157

Yogyakarta, 01 Oktober 2007

Menyetujui,
Dosen Pembimbing Tugas Akhir

Arief Budiman, Ir., M.S., D.Eng

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK GLISEROL DARI ALIL ALKOHOL DAN HIDROGEN PEROKSIDA DENGAN KAPASITAS PRODUKSI 50.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Disusun oleh:

Nama : **Shofia Rahma Dewi**
No. Mhs : **03 521 146**

Telah dipertahankan di depan sidang penguji sebagai salah satu syarat
untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 03 November 2007

Tim Penguji:

Arief Budiman, Ir., MS., D.Eng :
Ketua

Arif Hidayat, ST., MT :
Anggota I

Faisal R.M., Ir. Drs., MT., Ph.D :
Anggota II

Mengetahui
Ketua Jurusan Teknik Kimia
Universitas Islam Indonesia

Dra. Hj. Kamariah Anwar, Msi

KATA PENGANTAR

بسم الله الرحمن الرحيم

Assalamu 'alaikum Wr. Wb.

Puji dan syukur kami panjatkan ke hadirat Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan karunia-Nya sehingga dapat menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul *"Prarancangan Pabrik Gliserol dari Alil alkohol Dan Hidrogen Peroksida Dengan Kapasitas Produksi 50.000 ton/tahun"*

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

Penulis menyadari bahwa dalam pelaksanaan maupun penyusunan laporan ini, banyak pihak yang telah memberi dorongan, bimbingan dan bantuan sehingga terselesaikannya laporan ini.

Pada kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya, kepada :

1) Bapak Fathul wahid, ST., M.Sc, selaku Dekan FTI UII.
2) Ibu Dra. Hj. Kamariah Anwar, Msi, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia FTI UII.
3) Bapak Arief Budiman., Ir., MS., D.Eng selaku dosen pembimbing yang telah merelakan waktu, tenaga dan fikirannya.
4) Bapak Arif Hidayat, ST., MT dan Bapak Faisal R M, Ir., Drs., MT., Ph.D selaku penguji pendadaran.
5) Seluruh Dosen Teknik Kimia, staff dan karyawan FTI, UII.

6) Ayah dan Ibu tercinta Drs. Chamdan dan Ghomamah atas dukungan moril dan materiil, serta doa sehingga tercapai cita-cita penyusun.
7) Kakak yang tersayang : Ulya dan Emi serta keponakanku Mahavira atas motivasi dan keceriaan yang diberikan selama ini.
8) AA-3661-MK yang selalu setia mengantarku dan menemaniku.
9) Seluruh teman - teman Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia Yogyakarta angkatan '03, yang mendukung kami dan atas kebersamaannya selama ini.
10) Anggota BT-20, My Best Friend : Linny, Eka, Anggun cs, My Partner Diana cs , Dewi cs, Mas Dhika cs, Thank's For All Guy's.
11) Semua pihak yang tidak dapat penyusun sebutkan satu persatu yang telah banyak membantu dalam menyelesaikan laporan ini.

Kami menyadari bahwa laporan ini masih jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu kritik dan saran yang positif untuk perbaikan laporan ini sangat kami harapkan dari semua pihak. Semoga laporan ini bermanfaat bagi kami khususnya dan bagi pembaca pada umumnya.

Wassalamu 'alaikum Wr. Wb.

Yogyakarta, November 2007

Penulis

Shofia Rahma Dewi

MOTTO

"Dan Aku (Allah) tidak menciptakan jin dan manusia melainkan supaya mereka menyembah (beribadah) kepada-Ku.
(Q.S. : Adz-Dzaariyaat : 56)"

...Allah meninggikan orang yang beriman diantara kamu dan orang-orang yang diberi ilmu, beberapa derajat...
(Q.S. : Al-Mujaadalah : 11)

Karena sesungguhnya sesudah kesulitan itu ada kemudahan
(Q.S. : Alam Nasyrah : 5)

Pohon dikenal karena buahnya. Orang dikenal karena perbuatannya. Perbuatan baik tidak akan pernah sia-sia. Siapa yang menanam biji kebaikan dalam persahabatan, akan meraup kasih sayang.
(Saint Basil the Great)

Jangan mengeluh hanya karena bunga memiliki duri, tetapi bersyukuriah karena ada duri yang berbunga.
(Ziggy)

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING ---------- i

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI ---------- ii

KATA PENGANTAR ---------- iii

MOTTO ---------- v

DAFTAR ISI ---------- vi

DAFTAR TABEL ---------- xi

DAFTAR GAMBAR ---------- xiii

DAFTAR GRAFIK ---------- xiv

ABSTRACT ---------- xv

ABSTRAKSI ---------- xvi

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang ---------- 1

1.2 Tinjauan Pustaka ---------- 2

BAB II PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Bahan ---------- 5

2.1.1 Bahan Baku ---------- 5

2.1.2 Bahan Pembantu ---------- 6

2.2 Spesifikasi Produk ---------- 7

2.3 Pengendalian Kualitas----------8

2.3.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku----------8

2.3.2 Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu----------8

2.3.3 Pengendalian Kualitas Produk----------9

2.4 Pengendalian Kuantitas ----------5

2.5 Perencanaan Produksi ----------5

2.5.1 Kapasitas Perencanaan ----------5

2.5.2 Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses ----------5

BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses ----------15

3.2 Metode Penentuan Perancangan----------16

3.2.1 Neraca Massa ----------17

3.2.1.1 Neraca Massa Overall----------17

3.2.1.2 Neraca Massa Tiap Alat ----------17

3.2.2 Neraca Panas ----------20

3.2.3 Spesifikasi Alat ----------29

3.2.3.1 Spesifikasi Alat Proses----------29

3.2.3.2 Spesifikasi Alat-alat Utilitas ----------62

BAB IV UTILITAS

4.1 Unit Pengadaan Air ----------83

4.2 Unit Pengadaan Steam ----------92

4.3 Unit Pengadaan Listrik----------94

4.4 Unit Pengadaan Udara Tekan----------97

4.5 Unit Pengadaan Bahan Bakar----------97

4.6 Unit Pengolahan Limbah ----------98

BAB V PERANCANGAN PABRIK

5.1 Lokasi Pabrik ----------100

5.2 Tata letak Pabrik ----------103

5.3 Tata Letak Peralatan Proses----------104

5.4 Laboratorium----------114

5.4.1 Kegunaan Laboraturium ----------114

5.4.2 Program Kerja Laboraturium ----------115

5.4.3 Alat Analisa Penting----------118

5.5 Organisasi Perusahaan ----------119

5.5.1 Bentuk Perusahaan----------119

5.5.2 Struktur Organisasi Perusahaan ----------120

5.5.3 Tugas dan Wewenang----------123

5.5.3.1 Pemegang Saham ----------123

5.5.3.2 Dewan Komisaris ----------124

5.5.3.3 Dewan Direksi----------124

5.5.3.4 Staf Ahli ----------125

5.5.3.5 Kepala Bagian ----------126

5.5.3.6 Kepala Seksi ----------128

5.5.4 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji----------134

5.5.5 Pembagian jam Kerja Karyawan----------135

5.5.5.1 Jadwal Non Shift----------135

5.5.5.2 Jadwal Shift----------135

5.5.6 Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji-------137

5.5.6.1 Penggolongan Jabatan----------137

5.5.6.2 Perincian Jumlah Karyawan----------137

5.5.6.3 Sistem Gaji Pegawai----------139

5.5.7 Kesejahteraan Sosial Karyawan----------142

5.5.8 Manajemen Produksi----------143

BAB VI EVALUASI EKONOMI

6.1 Penaksiran harga Peralatan----------146

6.2 Perhitungan Biaya----------149

6.3 Analisa Kelayakan----------150

6.4 Hasil Perhitungan----------154

6.4.1 Penentuan Total Capital Investment (TCI)----------154

6.4.2 Biaya Produksi Total (Total Production Cost)----------156

6.4.3 Keuntungan (Profit)----------157

6.4.4 Analisa Kelayakan----------158

BAB VIII PENUTUP

7.1 Kesimpulan----------161

DAFTAR PUSTAKA----------xvii

LAMPIRAN----------xix

DAFTAR TABEL

Halaman

Tabel 3.1 Neraca Massa Overal ---- 17

Tabel 3.2 Neraca Massa Reaktor 1 ---- 17

Tabel 3.3 Neraca Massa Reaktor 2 ---- 33

Tabel 3.4 Neraca Massa Thickener ---- 19

Tabel 3.5 Neraca Massa Stripper ---- 19

Tabel 3.6 Neraca Massa Menara Destilasi ---- 20

Tabel 3.7 Neraca Panas Reaktor 1 ---- 21

Tabel 3.8 Neraca Panas Reaktor 2 ---- 21

Tabel 3.9 Neraca Panas Stipper ---- 22

Tabel 3.10 Neraca Panas Menara Destilasi ---- 22

Tabel 3.11 Neraca Panas Heat Exchanger 1 ---- 23

Tabel. 3.12 Neraca Panas Heat exchanger 2 ---- 23

Tabel 3.13 Neraca Panas Heat exchanger 3 ---- 24

Tabel. 3.14 Neraca Panas Cooler 1 ---- 24

Tabel. 3.15 Neraca Panas Cooler 2 ---- 25

Tabel 3.16 Neraca Panas Cooler 3 ---- 25

Tabel. 3.17 Neraca Panas Cooler 4 ---- 26

Tabel. 4.1 Kebutuhan Air Pendingin ---- 90

Tabel. 4.2 Kebutuhan Air untuk Steam ---- 91

Tabel 4.3 Kebutuhan Air Total ---- 92

Tabel. 4.4 Kebutuhan Listrik Alat Proses ---- 95

Tabel. 4.5 Kebutuhan Listrik untuk Utilitas ----------95

Tabel. 5.2.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik ----------106

Tabel 5.5.6.1.1 Penggolongan Jabatan----------137

Tabel. 5.5.6.2.1 Jumlah Karyawan pada Masing-masing Bagian ----------137

Tabel. 5.5.6.3 Perincian Golongan dan Gaji----------139

Tabel 6.1 Harga Indeks ----------147

Tabel. 6.4.1.1 Fixed Capital Investment----------154

Tabel. 6.4.1.2 Working Capital ----------155

Tabel. 6.4.2.1 Manufacturing Cost ----------156

Tabel 6.4.2.2 General Expense----------157

DAFTAR GAMBAR

Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif ----------27

Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif ----------28

Gambar 4.1 Gambar Utilitas ----------99

Gambar 5.2.1 Gambar Tata Letak Pabrik Gliserol ----------108

Gambar 5.3.1 Layout Alat Proses----------113

Gambar 5.5.2 Stuktur Organisasi Perusahaan ----------145

DAFTAR GRAFIK

Grafik 2.1 Grafik Regresi Linear ----------12

Grafik 6.1 Grafik Indeks Harga ----------146

Grafik 6.1 Grafik nilai BEP dan SDP ----------160

ABSTRACT

The pre design of alcohol allele and hydrogen peroxide- based glycerol factory with production capacity of 50.000 tons/year is plannad to operate on continual basis of 330 days/year.

Raw material the process of glycerol needed of alcohol allele and hydrogen peroxide development using Tungstain Trioksida as catallyst is conducted in flowing reactor tang with stirring up to 85 %, instrument in liquid-liquid, irreversible and exothermal phase at the themperature of 65 °C and 1 atm of pressure. It is classifield as factory with lower risk and based on non-flammable and explosive raw materials and products.

The factory requires alcohol allele, hydrogen Peroxide and tungstain trioxide catallyst of 8,253.260; 7,881.6260; 7.2674 tons/year. Supporting process utilities involve water supply of 88,270.8995 tons/year obtained from river water, steam provider of 6,419.5108 tons/ years, fuel supply of 1033.7035 gallons/year, ellectricity demand of 984,668.256 KW/year supplied by PLN and reserved generator of 200 HP (149.14 KW), and pressured air demand of 3960 tons/years. It is planned that this factory will be built in Gresik, East Java on land of 12,608 m^2 with total of 147 employees.

Fixed capital investment (FCI) utilized to build glycerol factory becames $ 3,973,681,189 + Rp 21,836,216,175 and working capital (WC) will be Rp 529,480,000,000; pre and after-tax profits to earn per year become Rp 14,506,842,471 and Rp 7,253,421,236, respectively. Based on economic evaluation calculation, pre- and after tax ROIs will be 23.33 % and 11.16 % , respectively. Pre- and after tax POTs become 1.9 and 2.6 yeras, resvectively.
BEP, SDP and DCFR will be 46.42 %, 24.7 %, and 21.4 %,respectively. Based on calculation, glycerol factory with capacity of 10,000 ton/year is feasible to build and interested for futher review considering profits to earn and risks to bear.

ABSTRAKSI

Pra rancangan pabrik *Gliserol* dengan bahan baku Alil alkohol dan Hidrogen peroksida dengan kapasitas 50.000 ton/tahun direncanakan beroperasi berkesinambungan selama 330 hari/tahun.

Proses pembuatan *Gliserol* dengan bahan baku Alil alkohol dan Hidrogen peroksida dan ditambahkan katalis Tungstain trioksida (WO_3), berlangsung pada Reaktor Alir Tangki Berpengaduk sehingga mencapai konversi 85 % pada fase cair-cair, irreversible dan eksotermis pad temperature 65 °C dan tekanan 1 atm. Pabrik ini digolongkan beresiko rendah, serta bahan baku dan produk yang dihasilkan tidak mudah terbakar dan meledak.

Pabrik ini membutuhkan Alil Alkohol 30.984, 8763 ton/tahun, Hidrogen Peroksida sebanyak 19.227,067 ton/tahun dan katalis. Tungstain Trioksida sebanyak 131, 0554 ton/tahun. Utilitas pendukung proses meliputi penyediaan air sebesar 1.203.727, 871 ton/tahun yang diperoleh dari air sungai, penyedia steam sebanyak 34.952, 1504 ton/ tahun, penyediaan bahan bakar sebesar 107.846, 3 gallon/tahun, kebutuhan listrik 629.038, 872 KW/tahun yang diperoleh dari PLN dan sebuah generator cadangan berkekuatan 2000 KW, serta kebutuhan udara tekan sebanyak 3960 ton/tahun. Pabrik ini direncanakan didirikan di Gresik, Jawa Timur dengan luas tanah 31.225 m^2 dan jumlah karyawan 139 orang.

Modal tetap (FCI) yang digunakan untuk mendirikan pabrik Gliserol sebesar Rp 131.660.091.948 dan modal kerja (WC) sebesar Rp 506.514.485.506 keuntungan sebelum pajak yang diperoleh pertahun sebesar Rp 55.886.426.802 sedangkan keuntungan setelah pajak pertahun sebesar Rp 33.531.856.081 dan dari hasil perhitungan evaluasi ekonomi diperoleh ROI sebelum pajak sebesar 42,45 % , ROI setelah pajak sebesar 25,47 %, POT sebelum pajak selama 1,9 tahun, POT setelah pajak 2,8 tahun, BEP sebesar 41,11 %, SDP sebesar 33,26 %, dan DCFR sebesar 35,34 %. Berdasarkan perhitungan di atas, maka pabrik *Gliserol* dengan kapasitas 50.000 ton/ tahun layak untuk didirikan dan cukup menarik untuk dikaji lebih lanjut, baik dari keuntungan yang diperoleh serta resiko yang akan ditanggung pabrik ini.

BAB I

PENDAHULUAN

1. 1. Latar Belakang

Pembangunan dibidang industri kimia di Indonesia semakin pesat perkembangannya. Hal ini dibuktikan dengan didirikannya beberapa pabrik kimia di Indonesia. Kegiatan pengembangan industri kimia di Indonesia diarahkan untuk meningkatkan kemampuan nasional dalam memenuhi kebutuhan dalam negeri akan bahan kimia dan juga sekaligus ikut memecahkan masalah ketenagakerjaan

Salah satu bahan kimia yang digunakan secara luas dalam kehidupan sehari-hari dalam berbagai sektor adalah *Gliserol*. *Gliserol* mempunyai banyak kegunaan, antara lain digunakan sebagai bahan peledak, pembuatan minyak vernis, pembuatan resin, tinta printer, anti beku, bola golf. Selain itu *gliserol* juga digunakan dalam industri obat-obatan, makanan, industri kosmetik, industri farmasi dan kedokteran, pelapis dan pembungkus, resin, pemrosesan tembakau dan masih banyak lagi kegunaan. (Kirk & Othmer, 1987)

Pembuatan *Gliserol* dimaksudkan untuk memenuhi kebutuhan industri karena diperkirakan kebutuhan senyawa tersebut akan terus meningkat seiring dengan kemajuan di bidang-bidang lain yang membutuhkannya. Hal ini akan menghemat devisa negara, dan produk *Gliserol* bisa dijadikan komoditi ekspor yang akan menambah devisa negara.

Dalam pra rancangan pabrik *Gliserol* ini dipilih bahan baku Alil Alkohol dan Hidrogen Peroksida, karena proses ini sangat sederhana dan sebagian bahan baku tersedia di dalam negeri.

1.2. Tinjauan Pustaka

Gliserol adalah merupakan cairan kental yang tidak berwarna, mempunyai rasa manis, dan bersifat higroskopis.

Pada tahun 1779, Scheolo pertama kali membuat *Gliserol* dengan cara memanaskan campuran minyak zaitun dengan larutan soda dan garam dapur, kemudian dicuci dengan air, maka akan terdapat hasil berupa larutan yang rasanya manis yang menunjukkan adanya *Gliserol.* (Kirk & Othmer, 1966), sejak itu *Gliserol* dikenal orang dan berusaha memanfaatkannya. Mula-mula dikembangkan cara pengambilan *Gliserol* dari saponifikasi minyak makanan yang terdiri dari senyawa Gliserida Ester. Proses saponifikasi ini dilakukan pada proses netralisasi asam lemak bebas yang terkandung dalam minyak dengan larutan Alkali yang akan menjadi sabun dan *Gliserol. Gliserol* yang akan dipekatkan dan dimurrnikan dari hasil saponifikasi ini mencukupi kebutuhan.

Pada tahun 1870 dicoba membuat *Gliserol* dengan cara menghidrolisa minyak makanan. Hasil hidrolisa ini mengandung *Gliserol* 12 % (Kirk & Othmer, 1964). Karena kebutuhan *Gliserol* semakin meningkat maka dengan kemajuan teknologi diperoleh *Gliserol* sintetis dari industri petrokimia yang berupa Propilen. Pembuatnnya ada dua cara yaitu dari propilen lewat Alil Klorida dan

Propilen lewat Akrolein. Mekanisme pembuatan *Gliserol* dari propilen lewat Alil Klorida diuraikan dalam reaksi berikut ini :

$CH{=}CHCH_3 + Cl_2 \rightarrow CH_2{=}CHCH_2Cl + HCl$

(propilen)

$CH_2{=}CHCH_2Cl + HOCl \rightarrow CH_2OH.CHCl\text{-}CH_2Cl$

(Diklorohidrin)

$CH_2OH.CHCl\text{-}CH_2Cl + Ca(OH)_2 \rightarrow 2H_2C\text{-}CH\text{-}CH\text{-}CH_2\text{-}Cl + CaCl.2H_2O$

(Epiklorohidrin)

$H_2C\text{-}CH\text{-}CH\text{-}CH_2\text{-}Cl + NaCl + H_2O \rightarrow C_3H_5(OH)_3 + NaCl$

(Alil Klorida) (Gliserol)

Sedangkan mekanisme reaksi *Gliserol* dari propilen lewat Akrolein adalah sebagai berikut ;

$CH_2{=}CHCH_3 + O_2 \rightarrow CH_2{=}CH\text{-}CHO + H_2O$

(Propilen) (Akrolein)

$CH_2{=}CH\text{-}CHO + CH_3CH(OH)CH_3 \rightarrow CH_2CHCH_2OH + CH_3COCH_3$

(Alil Alkohol)

$CH_2{=}CHCH_2OH + H_2O_2 \rightarrow C_3H_5(OH)_3$

(Alil Alkohol) (Hidrogen Peroksida) (Gliserol)

Pada perancangan pabrik ini, digunakan metoda pembuatan *Gliserol* dari Propilen lewat Akrolein dengan langsung mereaksikan Alil Alkohol dengan Hidrogen Peroksida yang kemudian akan menghasilkan *Gliserol.*

Dipilihnya cara ini berdasarkan beberapa pertimbangan sebagai berikut:

1. Proses pembuatan *Gliserol* dari Alil alkohol dan Hidrogen peroksida lebih mudah dan sederhana.
2. Tidak ada hasil samping.
3. Kemurnian *Gliserol* yang diperoleh lebih besar.
4. Bahan baku dan produk tidak korosif dan tidak mudah meledak.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1. Spesifikasi Bahan

2.1.1. Bahan Baku

1. Alil Alkohol.

- Bentuk : cair, (1 atm, 30 ^{o}C)
- Kenampakan : tidak berwarna, berbau tajam
- Rumus kimia : C_3H_5OH
- Berat molekul : 58, 0801 Kg/Kmol
- Kemurnian : 99 %
- Densitas : 0, 854 kg/lt
- Kapasitas panas : $81{,}204+4{,}3822.10^{-1}T - 1{,}4019.10^{-3} T^2 + 2{,}1259.10^{-6} T^3$ KJ/Kmol K
- Titik didih : 96, 90 ^{0}C, (1 atm)
- Titik beku : -128, 5 ^{0}C
- Suhu kritis : 545, 05 ^{0}C
- Tekanan kritis : 56, 20 bar
- Viskositas : 1, 217 cp

2. Hidrogen Peroksida

- Bentuk : cair, (1 atm, 30°C)
- Kenampakan : tidak berwarna
- Rumus kimia : H_2O_2
- Berat molekul : 34, 0146 Kg/Kmol
- Kemurnian : 50 %
- Densitas : 1, 4443 kg/lt
- Kapasitas panas : $132{,}145 + 8{,}601.10^{-1}T - 1{,}9745.10^{-3}T^2 + 1{,}8068.10^{-6}T^3$ KJ/Kmol K
- Titik didih : 158 ^{0}C, (1 atm)
- Titik beku : -2 ^{0}C
- Suhu kritis : 730, 15 ^{0}C
- Tekanan kritis : 216, 84 bar
- Viskositas : 1, 189 cp

2. 1. 2. Bahan Pembantu

Tungstain Trioksida

- Bentuk : rombik
- Rumus kimia : WO_3
- Berat molekul : 231, 92 Kg/Kmol
- Kenampakan : berwarna kuning
- Titik didih : 2130 ^{0}C, (1 atm)

- Titik leleh : >2130 ^{0}C
- Densitas : 7, 06 gr/cc
- Kapasitas panas : 49,874 – 7,1744.10^{-3} T + 1,0698.10^{-6} T^2 – 4,2705. $10^{-11}T^3$ KJ/Kmol K
- Kelarutan : tidak larut dalam air

2.2. Spesifikasi Produk

Gliserol

- Bentuk : cair, (1 atm, 30^{o}C)
- Kenampakan : tidak berwarna, manis
- Rumus kimia : $C_3H_5(OH)_3$
- Berat molekul : 92, 0947 Kg/Kmol
- Kemurnian : 98 %
- Densitas : 1, 260 kg/lt, (pada 20 °C)
- Titik didih : 290 ^{0}C, (1 atm)
- Titik leleh : 17, 9 ^{0}C
- Suhu kritis : 723 ^{0}C
- Tekanan kritis : 40 bar
- Viskositas : 80 cp
- Kapasitas panas : 91,175+9,990.10^{-1}T-2,903.$10^{-3}T^2$ + 3,6712.$10^{-6}T^3$ KJ/Kmol K
- Panas penguapan : 21, 06 kal/grmol

- Panas pelarutan : 1, 381 kal/grmol
- Panas pembentukan : 159, 8 kkal/grmol

2.3. Pengendalian Kualitas (*Quality Control*)

2.3.1. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang diperoleh. Pengujian ini dilakukan dengan tujuan agar bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Apabila setelah dianalisa ternyata tidak sesuai, maka ada kemungkinan besar bahan baku tersebut akan dikembalikan kepada *supplier*. Evaluasi yang digunakan yaitu standar yang hampir sama dengan standar Amerika yaitu ASTM 1972.

Adapun parameter yang akan diukur adalah :

a. Kemurnian dari bahan baku Alil alkohol dan Hidrogen peroksida
b. Kandungan di dalam Alil alkohol dan Hidrogen peroksida
c. Kadar air
d. Kadar zat pengotor

2.3.2. Pengendalian Kualitas Bahan Pembantu

Bahan-bahan pembantu untuk proses pembuatan G*liserol* di pabrik ini juga perlu dianalisa untuk mengetahui sifat-sifat fisisnya, apakah sudah sesuai dengan spesifikasi dari masing-masing bahan untuk membantu kelancaran proses.

2.3.3. Pengendalian Kualitas Produk

Pengendalian kualitas produk dilakukan terhadap produksi G*liserol.* 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 di-*set* 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 control vang harus diset pada kondisi tertentu antara lain :

- *Level Controller*

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

- *Flow Rate*

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

- *Temperature Controller*

  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.

2.3.4. Pengendalian Kualitas Produk Pada Waktu Pemindahan (dari satu tempat ke tempat-tempat lain)

Pengendalian kualitas yang dimaksud disini adalah pengawasan produk terutama *Gliserol* 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.

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.

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 yang ada.

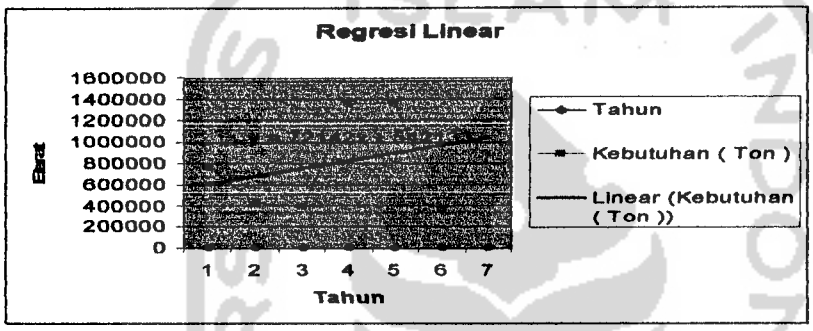
2.5. Perencanaan Produksi

2.5.1. Kapasitas Perancangan

Pemilihan kapasitas perancangan didasarkan pada kebutuhan *Gliserol* di Indonesia, Berdasarkan data yang didapat dari biro pusat statistik (BPS) seperti terlihat pada tabel 2.1 sebagaai berikut

Tabel 2.1

Tahun	Kebutuhan (Ton)
1999	765028
2000	427641
2001	386750
2002	1358179
2003	1357929
2004	358972
2005	1160407



Untuk mengantisipasi hal tersebut, maka ditetapkan kapasitas pabrik yang akan didirikan adalah 50.000 ton/tahun.

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

1. Ketersediaan bahan baku

   Bahan baku Hidrogen peroksida yang digunakan dalam pembuatan *Gliserol* diperoleh dari PT. Samator Inti Peroksida yang di Gresik Jawa Timur.

   Sedangkan Alil alkohol yang digunakan masih impor dari Jepang.

2. Kapasitas pabrik yang sudah beroperasi

   Pabrik dalam negeri yang sudah beroperasi dalam pembuatan *Gliserol* antara lain: PT. Eterindo Wahanatama dengan kapasitas 100.000 ton/tahun yang

beroperasi di Gresik dan Cikupa, PT. Sumi Asih dengan kapasitas 36.000 ton/tahun yang beroperasi di Bekasi dan PT. Ganesha Energy dengan kapasitas 6.000 ton/tahun yang beroperasi di Adolina (Medan).

Pabrik luar negeri yang sudah beroperasi dalam pembuatan *Gliserol* antara lain: US. Biofuels, LLC dengan kapasitas 250.000 ton/year yang beroperasi di United States, Guangzhou Hanglian Chemical Industry, Co Ltd dengan kapasitas 100.000 ton/year yang beroperasi di China.

2.5.2. Perencanaan Bahan Baku dan Alat Proses

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

a) Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu :

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

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

b) Kemampuan Pabrik

Pada umunya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain :

- Material (bahan baku)

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

- Manusia (tenaga kerja)

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

- Mesin (peralatan)

  Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian Proses

A. Proses Penyiapan Bahan Baku

1. Bahan Baku dari Umpan Segar

Sebagai bahan baku utama digunakan Alil alkohol dan Hidrogen peroksida. Alil alkohol dan Hidrogen peroksida cair disimpan dalam tangki penyimpan pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm.

2. Bahan dari arus recycle

Semua hasil atas Menara Distilasi (MD) dan hasil bawah Thickener direcycle dengan cara dipompa dan langsung dimasukkan ke dalam Reaktor bersama dengan bahan yang keluar dari tangki penyimpan.

B. Proses Pembuatan

Semua bahan baku baik dari umpan segar maupun dari recycle direaksikan dengan menggunakan Reaktor Alir Tangki Berpengaduk. Reaksi berlangsung pada suhu 65 °C dan tekanan 1 atm dengan bantuan katalis WO_3. Digunakan katalis Tungstain Trioksida (WO_3) karena fasenya cair, mempunyai kinerja yang bagus dan harganya ekonomis. Reaksi dilanjutkan dalam reaktor-02 untuk mencapai konversi 85 %. Reaksi berlangsung eksotermis, maka untuk

menjaga agar suhu larutan 65 ^{0}C digunakan pendingin koil. Tekanan di Reaktor adalah atmosferis.

C. Proses Pemurnian

Larutan dari Reaktor (R-02) dipompa ke Thickener (TH) untuk memisahkan katalis Tungstain Trioksida (WO_3) dari larutan. Slurry katalis Tungstain Trioksida (WO_3) direcycle ke Reaktor (R-01). Sedangkan larutan overflow Thickener dipompa ke Stripper (ST) setelah dinaikkan suhunya dari 65 ^{0}C menjadi 135, 16 °C di HE-03. Hasil bawah Stripper berupa *Gliserol* 98 % diturunkan suhunya dari 265, 68 ^{0}C menjadi 45 ^{0}C di CL-04 kemudian dipompa ke tangki penyimpanan (T–03). Uap hasil atas Stripper (ST) pada suhu 140, 27 ^{0}C dan 1 atm diembunkan pada Condensor (CD-01) lalu didinginkan di CL-01 sampai kondisi cair jenuh pada suhu 100, 85 ^{0}C dan 1, 05 atm untuk diumpankan ke Menara Distilasi (MD). Hasil atas Menara Destilasi (MD) di recycle ke Reaktor-01 setelah diturunkan suhunya dari 97, 57 ^{0}C menjadi 65 ^{0}C di CL-02, hasil bawah Menara Destilasi pada suhu 103, 40 ^{0}C diturunkan suhunya menjadi 30 ^{0}C di CL-03 kemudian dibuang ke Unit Pengolahan Limbah (UPL).

3. 2. Metode Penentuan Perancangan

Metode perancangan Pabrik *Gliserol* disusun atas dasar Neraca Massa Bahan, Neraca Panas, dan Spesifikasi Alat.

3.2.1. Neraca Massa.

3.2.1.1. Neraca Massa Overall

Tabel 3.1 Neraca Massa Overall

Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)	
Dari Tangki - 01 :		**Hasil Bawah MD :**	
C_3H_5OH	: 3.912, 2319	C_3H_5OH	: 6, 5386
H_2O	: 79, 8415	H_2O	: 349, 5815
Dari Tangki - 02 :		H_2O_2	: 14, 0292
H_2O_2	: 2.427, 6603	$C_3H_5(OH)_3$	: 6, 1931
H_2O	: 269, 7400	**Hasil Bawah Stripper :**	
Katalisator		$C_3H_5(OH)_3$	: 6.186, 8687
WO_3	: 16, 5541	H_2O_2	: 126, 2626
Total	: 6.689, 4737	**Total**	: 6.689, 4737

3.2.1.2. Neraca Massa Tiap Alat

Setting neraca massa tiap alat terdiri atas neraca massa Reaktor, Thickener, Stripper, Menara Destilasi.

A. **Neraca Massa Reaktor – 01**

Tabel 3.2 Neraca Massa Reaktor – 01

Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)	
Dari Tangki - 01 :		C_3H_5OH	: 2.020, 0259
C_3H_5OH	: 3.912, 2319	H_2O	: 403, 1025

H_2O : 79, 8415	H_2O_2 : 940, 1635
Dari Tangki - 02 :	Katalis WO_3 : 16, 5541
H_2O_2 : 2.427, 6603	$C_3H_5(OH)_3$: 4.027, 3012
H_2O : 269, 7400	
Hasil Atas MD :	
C_3H_5OH : 647, 3248	
H_2O : 13, 2107	
Hasil Bawah TH :	
WO_3 : 16, 5541	
H_2O : 40, 3102	
Total : 7.406, 8736	**Total : 7.406, 8736**

B. Neraca Massa Reaktor – 02

Tabel 3.3 Neraca Massa Reaktor – 02

Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)
C_3H_5OH : 2.020, 0259	C_3H_5OH : 653, 8635
H_2O : 403, 1025	H_2O : 403, 1025
H_2O_2 : 940, 1635	H_2O_2 : 140, 2918
Katalis WO_3 : 16, 5541	Katalis WO_3 : 16, 5541
$C_3H_5(OH)_3$: 4.027, 3012	$C_3H_5(OH)_3$: 6.193, 0617
Total : 7.406, 8736	**Total : 7.406, 8736**

C. Neraca Massa Thickener

Tabel 3.4 Neraca Massa Thickener

Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)	
C_3H_5OH	: 653, 8635	**Over Flow :**	
H_2O	: 403, 1025	C_3H_5OH	: 653, 8635
H_2O_2	: 140, 2918	H_2O	: 362, 7922
Katalis WO_3	: 16, 5541	H_2O_2	: 140, 2918
$C_3H_5(OH)_3$	: 6.193, 0617	$C_3H_5(OH)_3$	: 6.193, 0617
		Under Flow :	
		Katalis WO_3	: 16, 5541
		H_2O	: 40, 3102
Total	**: 7.406, 8736**	**Total**	**: 7.406, 8736**

D. Neraca Massa Stripper

Tabel 3.5 Neraca Massa Stripper

Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)	
C_3H_5OH	: 653, 8635	**Hasil Atas :**	
H_2O	: 362, 7922	C_3H_5OH	: 653, 8635
H_2O_2	: 140, 2918	H_2O	: 362, 7922
$C_3H_5(OH)_3$	: 6.193. 0617	H_2O_2	: 14, 0292
		$C_3H_5(OH)_3$	: 6, 1931
		Hasil Bawah :	

	$C_3H_5(OH)_3$: 6.186, 8687 H_2O_2 : 126, 2626
Total : 7.350, 0092	**Total : 7.350, 0092**

E. Neraca Massa Menara Destillasi

Tabel 3.6 Neraca Massa Menara Destillasi

Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)	
C_3H_5OH	: 653, 8635	**Hasil Atas :**	
H_2O	: 362, 7922	C_3H_5OH	: 647, 3248
H_2O_2	: 14, 0292	H_2O	: 13, 2107
$C_3H_5(OH)_3$	: 6, 1931	**Hasil Bawah :**	
		C_3H_5OH	: 6, 5386
		H_2O	: 349, 5815
		H_2O_2	: 14, 0292
		$C_3H_5(OH)_3$	: 6, 1931
Total	**: 1.036,8779**	**Total**	**: 1.036, 8779**

3.2.2. Neraca Panas

Basis : 1 jam

Satuan : kkal / jam

Suhu Referensi : 25 ^{0}C (fase cair)

A. . Reaktor

1. Reaktor 1

Suhu Umpan : 65 ^{0}C

Suhu Keluar : 65 ^{0}C

Tabel 3.7 Neraca Panas Reaktor – 01

1. Entalpi umpan masuk = 175.572, 7370 kkal/jam 2. Beban panas reaktor = 1.811.322, 5400 kkal/jam	1. Entalpi hasil reaksi = 110.470, 5221 kkal/jam 2. Panas reaksi = 1.746.220, 3260 kkal/jam
1.635.749, 8035 kkal/jam	**1.635.749, 8035 kkal/jam**

2. Reaktor 2

Suhu Umpan : 65 ^{0}C

Suhu Keluar : 65 ^{0}C

Tabel 3.8 Neraca Panas Reaktor -- 02

1. Entalpi umpan masuk = 110.470, 5221 kkal/jam 2. Beban panas reaktor = 924.444, 4459 kkal/jam	1. Entalpi hasil reaksi = 124.267, 3491 kkal/jam 2. Panas reaksi = 938.241, 2729 kkal/jam
813.973, 9238 kkal/jam	**813.973, 9238 kkal/jam**

B. Stripper

Suhu umpan : 135, 16 ^{0}C

Suhu puncak : 140, 27 ^{0}C

Suhu dasar : 265, 68 ^{0}C

Tabel 3.9 Neraca Panas Stripper

1. Entalpi umpan masuk = 91.498, 8734 kkal/jam 2. Beban panas reboiler = 1.888.979, 2652 kkal/jam	1. Entalpi hasil puncak = 98.057, 2801 kkal/jam 2. Enthalpi hasil bawah = 1.199.599, 4932 kkal/jam 3. Beban Panas Condenser = 682.821, 3653 kkal/jam
1.980.478, 1386 kkal/jam	**1.980.478, 1386 kkal/jam**

C. . Menara Destilasi

Suhu umpan : 100, 77 ^{0}C

Suhu puncak : 97, 57 ^{0}C

Suhu dasar : 103, 40 ^{0}C

Tabel 3.10 Neraca Panas Menara Destilasi

1. Entalpi umpan masuk = 60.206, 5421 kkal/jam 2. Beban Panas Reboiler = 8.967.720, 2808 kkal/jam	1. Entalpi hasil puncak = 31.646, 8759 kkal/jam 2. Enthalpi hasil bawah = 28.671. 4878 kkal/jam

	3. Beban Panas Condenser = 8.967.608, 4593 kkal/jam
9.027.926, 8230 kkal/jam	**9.027.926, 8230 kkal/jam**

D. Heat Exchanger

1. Heat Exchanger – 01

Suhu Masuk : 30 ^{0}C

Suhu Keluar : 65 ^{0}C

Tabel 3.11 Neraca Panas Heat Exchanger – 01

1. Entalpi umpan masuk = 6.939, 0721 kkal/jam 2. Beban Panas Heat Exchanger = 54.425, 7497 kkal/jam	1. Entalpi hasil pemanasan = 61.364, 8218 kkal/jam
61.364, 8218 kkal/jam	**61.364, 8218 kkal/jam**

2. Heat Exchanger – 02

Suhu Masuk : 30 ^{0}C

Suhu Keluar : 65 ^{0}C

Tabel 3.12 Neraca Panas Heat Exchanger – 02

1. Entalpi umpan masuk = 204, 2450 kkal/jam	1. Entalpi hasil pemanasan = 11.355, 9815 kkal/jam

2. Beban Panas Heat Exchanger = 11.151, 7365 kkal/jam	
11.355, 9815 kkal/jam	**11.355, 9815 kkal/jam**

3. Heat Exchanger - 03

Suhu Masuk : 65 ^{0}C

Suhu Keluar : 135, 16 ^{0}C

Tabel 3.13 Neraca Panas Heat Exchanger - 03

1. Entalpi umpan masuk = 122.377, 2830 kkal/jam 2. Beban Panas Heat Exchanger = 105.878, 8523 kkal/jam	1. Entalpi hasil pemanasan = 228.256, 1353 kkal/jam
228.256, 1353 kkal/jam	**228.256, 1353 kkal/jam**

4. Cooler - 01

Suhu Masuk : 140, 27 ^{0}C

Suhu Keluar : 100, 77 ^{0}C

Tabel 3.14 Neraca Panas Cooler - 01

1. Entalpi umpan masuk = 56.605, 2657 kkal/jam	1. Entalpi hasil pendinginan = 66.366, 1942 kkal/jam

	2. Beban Panas Heat Exchanger = 13.760, 9285 kkal/jam
56.605, 2657 kkal/jam	**56.605, 2657 kkal/jam**

5. Cooler - 02

Suhu Masuk : 97, 57 ^{0}C

Suhu Keluar : 65 ^{0}C

Tabel 3.15 Neraca Panas Cooler - 02

1. Entalpi umpan masuk = 10.153, 5323 kkal/jam	1. Entalpi hasil pendinginan = 13.302, 9317 kkal/jam 2. Beban Panas Heat Exchanger = 3.149, 3994 kkal/jam
10.153, 5323 kkal/jam	**10.153, 5323 kkal/jam**

6. Cooler - 03

Suhu Masuk : 103, 4 ^{0}C

Suhu Keluar : 30 ^{0}C

Tabel 3.16 Neraca Panas Cooler - 03

1. Entalpi umpan masuk = 2.148, 2468 kkal/jam	1. Entalpi hasil pendinginan = 33.772, 0945 kkal/jam

	2. Beban Panas Heat Exchanger = 31.623, 8477 kkal/jam
2.148, 2468 kkal/jam	**2.148, 2468 kkal/jam**

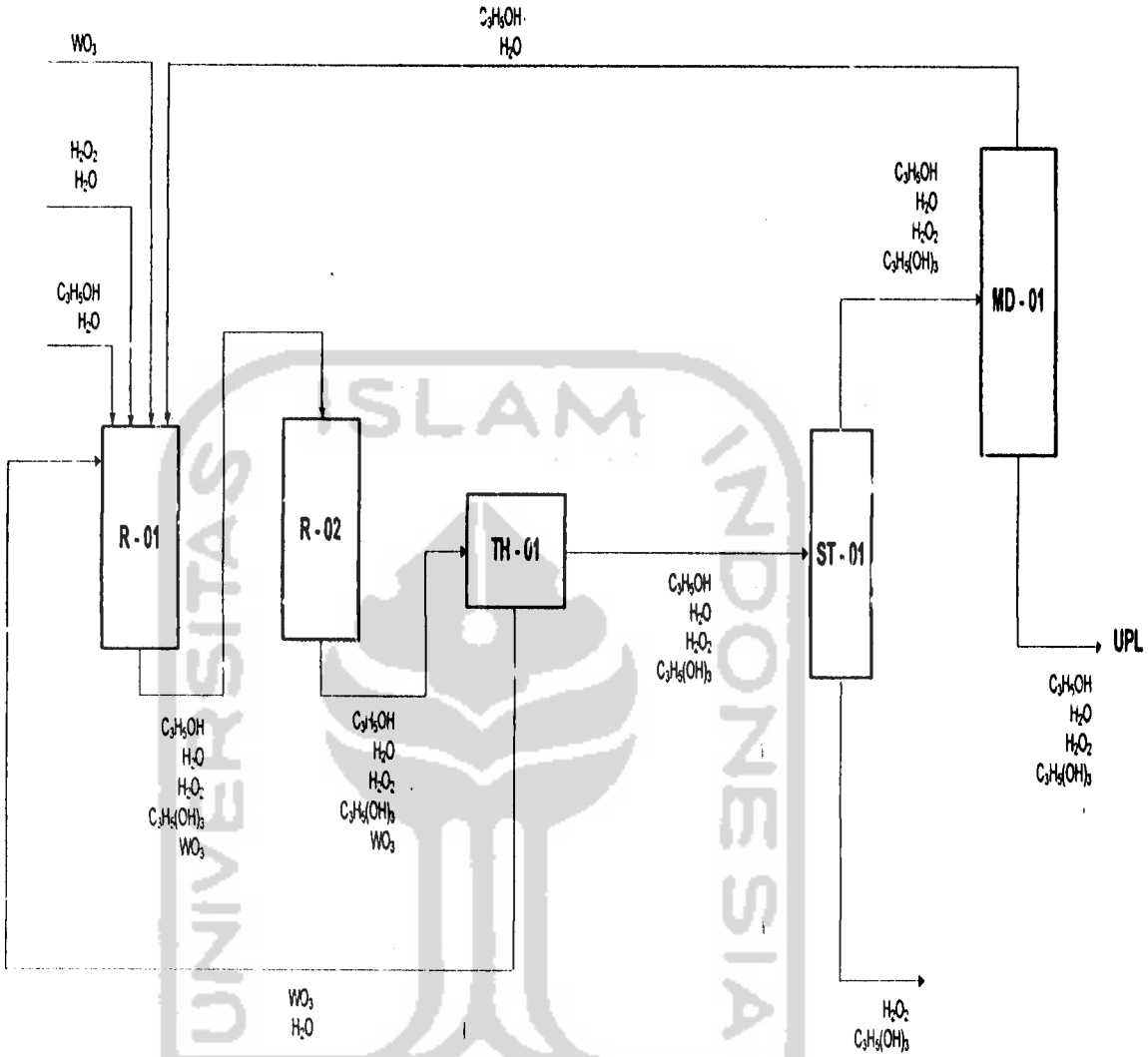
7. Cooler - 04

Suhu Masuk : 265, 68 ^{0}C

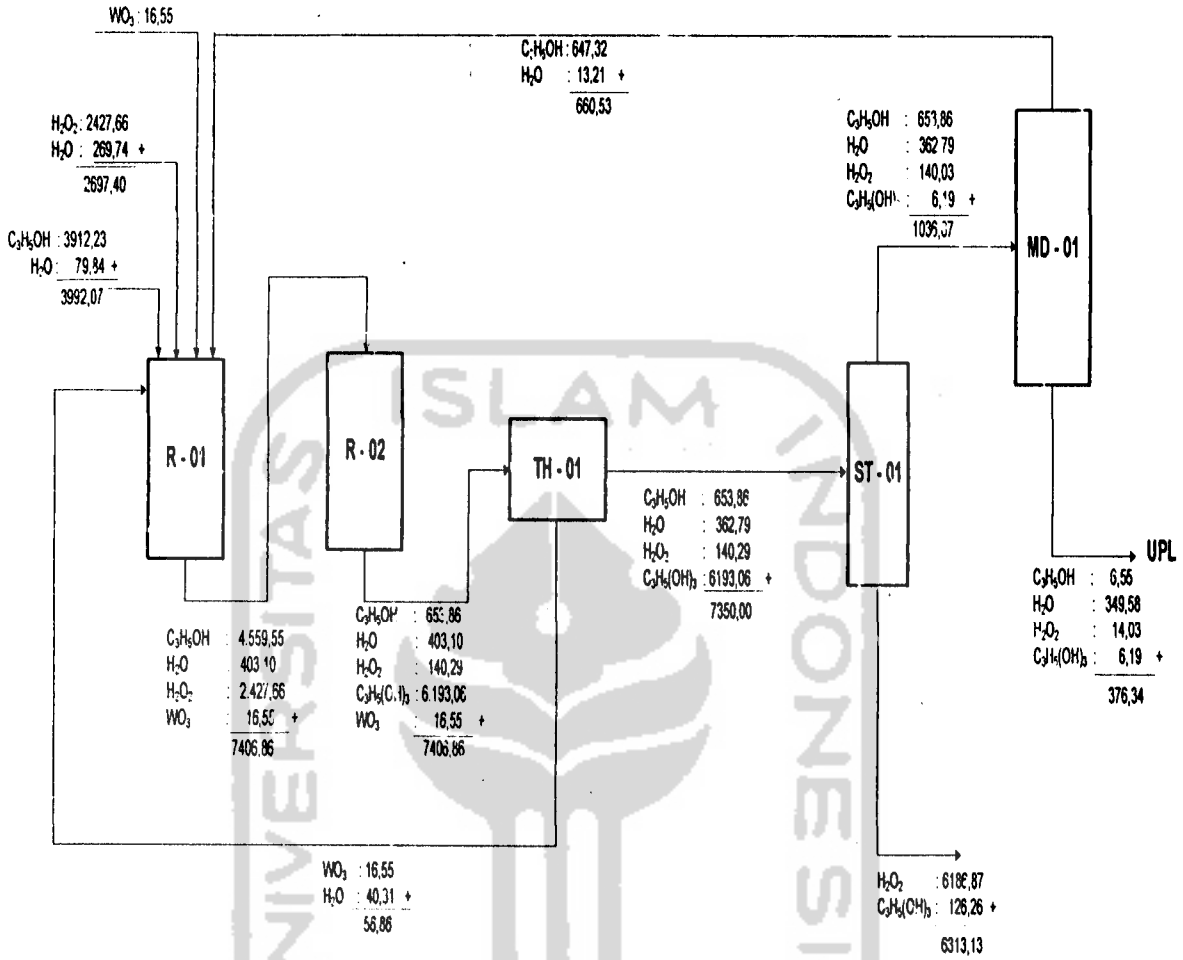
Suhu Keluar : 30 ^{0}C

Tabel 3.17 Neraca Panas Cooler - 04

2. Entalpi umpan masuk = 194.145, 7752 kkal/jam	3. Entalpi hasil pendinginan = 88.841, 2201 kkal/jam 4. Beban Panas Heat Exchanger = 132.791, 7285 kkal/jam
194.145, 7752 kkal/jam	**194.145, 7752 kkal/jam**



Gambar: 3. 1. Diagram Alir kualitatif Pra-rancangan Pabrik Gliserol dari Alil Alkohol dan Hidrogen Peroksida



Gambar: 3. 2. Diagram Alir kuantitatif Pra-rancangan Pabrik Gliserol dari Alil Alkohol dan Hidrogen Peroksida

3.2.3. Spesifikasi Alat

3.2.3.1. Spesifikasi Alat Proses

1. Reaktor

Kode : R

Fungsi : Mereaksikan Alil Alkohol (C_3H_5OH) dengan Hidrogen Peroksida (H_2O_2) menjadi *Gliserol* ($C_3H_5(OH)_3$) dengan Katalisator Tungstain Trioksida (WO_3) dengan kecepatan umpan 7.406, 8736 kg/jam

Tipe : *Reaktor Alir Tangki Berpengaduk*

Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm

Suhu : 65 ^{0}C

Dimensi Reaktor :

Diameter	: 2,1417 m
Tinggi reaktor	: 3,7771 m
Volume larutan dalam reactor	: 10,6012 m^3
Tinggi cairan dalam shell	: 2,6193 m
Tebal Shell	: 5/16 in
Tebal Head	: 5/16 in

Tipe Pengaduk : *Six Blade Turbine*

Diameter Pengaduk : 0, 7567 m

Lebar Sudu Pengaduk	: 0, 0931 m
Panjang Sudu Pengaduk	: 0, 1164 m
Lebar Baffle	: 0,1396 m
Tinggi Pengaduk	: 3, 2096 m
Digunakan motor dengan daya	: 10 Hp

Coil (Lilitan):

Diameter Coil	: 5, 9567 ft
Luas Bidang Transfer	: 455, 6032 ft^2
Jumlah Coil	: 14 lilitan
Tinggi tumpukan koil	: 2, 3564 m
Keliling lingkaran koil	: 18, 6734 ft
Tinggi Cairan setelah ada koil	: 3, 0345 m

Tebal Isolasi:

Tebal Isolasi	: 9, 4980 in
Jenis bahan Isolasi	: Asbestos

Jumlah : 2 buah

Harga : $ 192184.9393

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

2. Thickener

Kode : TH

Fungsi : Memisahkan partikel WO_3 dari larutan Reaktor (R-02) sebanyak 7406,8736 kg/jam

Tipe : *Batch Sedimentasi*

Kondisi Operasi:

Tekanan:

Umpan : 1 atm

Overflow : 1 atm

Underflow : 1 atm

Suhu:

Umpan : 65 ^{0}C

Overflow : 65 ^{0}C

Underflow : 65 ^{0}C

Dimensi Thickener:

Diameter : 3, 3724 m

Tinggi : 2, 5603 m

Volume thickener : 1, 0328 m^3

Tinggi sheil : 1, 7093 m

Tinggi kerucut : 0, 8510 m

Tebal Shell : 3/16 in

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 23208.6576

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

3. Stripper

Kode : ST

Fungsi : Memisahkan *Gliserol* ($C_3H_5(OH)_3$ dari campuran larutan hasil reaksi sebanyak 7.350, 0092 kg/jam

Tipe : *Sieve Plate Stripper Tower*

Tekanan:

Umpan : 1 atm

Top : 1 atm

Bottom : 1, 01 atm

Suhu:

Umpan : 135, 16 ^{0}C

Top : 140, 27 ^{0}C

Bottom : 265, 68 ^{0}C

Dimensi Stripper:

Tinggi Menara : 4 m

Diameter Menara : 1, 4 m

Tebal Menara:

Tebal Shell : 1/4 in

Tebal Head : 1/4 in

Jumlah Plate:

Jumlah Plate Seksi Stripping : 6 plate

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 15302,5806

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

4. Menara Destilasi

Kode : MD

Fungsi : Memisahkan Alil alkohol (C_3H_5OH) dari campuran hasil atas Stripper sebanyak 1.036, 8779 kg/jam

Tipe : *Sieve Plate Distilation Tower*

Tekanan:

Umpan : 1, 05 atm

Top : 1 atm

Bottom : 1, 1 atm

Suhu:

Umpan : 100, 77 ^{0}C

Top : 97, 57 ^{0}C

Bottom : 103, 4 ^{0}C

Dimensi Menara Destilasi:

Tinggi Menara : 24, 6422 m

Diameter Menara : 1, 7374 m

Tebal Menara:

Tebal Shell : 1/4 in

Tebal Head : 1/4 in

Jumlah Plate:

Jumlah Plate Seksi Rectifiying : 11 plate

Jumlah Plate Seksi Stripping : 24 plate

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 30050.5035

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

5. Tangki Alil Alkohol

Kode : T - 01

Fungsi : Menyimpan kebutuhan bahan baku Alil Alkohol sebanyak 3.992, 0733 kg/jam selama 15 hari

Tipe : *Tangki Silinder Vertikal*

Kondisi Operasi : Suhu : 30 ^{0}C

Tekanan : 1 atm

Dimensi Tangki : Diameter : 11, 9977 m

Tinggi : 17, 9966 m

Tebal Head : 5/8 in

Tebal Shell : 5/8 in

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 329825.1430

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

6. Tangki Hidrogen Peroksida

Kode : T - 02

Fungsi : Menyimpan kebutuhan bahan baku Hidrogen Peroksida sebanyak 2.697, 4004 kg/jam selama 15 hari

Tipe : *Tangki Silinder Vertikal*

Kondisi Operasi : Suhu : 30 ^{0}C

Tekanan : 1 atm

Dimensi Tangki : Diameter : 8, 9087 m

Tinggi : 13, 3630 m

Tebal Head : 1/4 in

Tebal Shell : 1/4 in

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 122173.3620

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

7. Tangki Gliserol

Kode : T - 03

Fungsi : Menyimpan *Gliserol* sebanyak 6.313, 1313 kg/jam selama 15 hari

Tipe : *Tangki Silinder Vertikal*

Kondisi Operasi : Suhu : 30 ^{0}C

Tekanan : 1 atm

Dimensi Tangki : Diameter : 12, 2348 m

Tinggi : 18, 3522 m

Tebal Head : 1/4 in

Tebal Shell : 1/4 in

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 267871.9464

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

8. Heater

Kode : HE - 01

Fungsi : Memanaskan cairan yang keluar dari tangki – 01 untuk diumpankan pada Reaktor – 01 sebanyak 3.992,0733 kg/jam

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Spesifikasi:

Jumlah Hairpin : 1 buah

Inner Pipe:

OD Pipa, Sch No : 3, 5 in, 40

ID Pipa : 3, 068 in

Flow Area : 7, 38 in^2

Surface Area : 0, 804 ft^2/ft

Panjang : 12 ft

Annulus:

OD, Sch No : 4, 026 in, 40

ID pipa : 3, 5 in

Flow Area : 12, 70 in^2

Surface Area : 1, 055 ft^2/ft

Panjang : 12 ft

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 2061.1127

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

9. Heater

Kode : HE - 02

Fungsi : Memanaskan cairan yang keluar dari tangki – 02 untuk diumpankan pada Reaktor – 01 sebanyak 2.697, 4004 kg/jam

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Spesifikasi:

Jumlah Hairpin : 1 buah

Inner Pipe:

OD Pipa, Sch No : 0, 675 in, 40

ID Pipa : 0, 493 in

Flow Area : 0, 192 in^2

Surface Area : 0, 129 ft^2/ft

Panjang : 12 ft

Annulus:

OD, Sch No : 0, 824 in, 40

ID pipa : 0, 675 in

Flow Area : 0, 534 in^2

Surface Area : 0, 216 ft^2/ft

Panjang : 12 ft

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 754.6747

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

10. Heater

Kode : HE - 03

Fungsi : Memanaskan cairan hasil atas (overflow) dari Thickener untuk diumpankan pada Striper sebanyak 7.350, 0092 kg/jam

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Spesifikasi:

Jumlah Hairpin : 1 buah

Inner Pipe:

OD Pipa, Sch No : 0, 675 in, 40

ID Pipa : 0, 493 in

Flow Area : 0, 192 in^2

Surface Area : 0, 129 ft^2/ft

Panjang : 12 ft

Annulus:

OD, Sch No : 0, 824 in, 40

ID pipa : 0, 675 in

Flow Area : 0, 534 in^2

Surface Area : 0, 216 ft^2/ft

Panjang : 12 ft

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 754.6747

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

11. Cooler

Kode : CL - 01

Fungsi : Mendinginkan hasil atas Striper sebagai umpan Menara Distilasi dari suhu 140, 27 °C menjadi 100,77 °C sebanyak 1.036, 8779 kg/jam

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Spesifikasi:

Jumlah Hairpin : 1 buah

Inner Pipe:

OD Pipa, Sch No : 0, 405 in, 40

ID Pipa : 0, 269 in

Flow Area : 0. 058 in^2

Surface Area : 0, 070 ft^2/ft

Panjang : 12 ft

Annulus:

OD, Sch No : 1, 380 in, 40

ID pipa : 0, 405 in

Flow Area : 1, 5 in^2

Surface Area : 0, 362 ft^2/ft

Panjang : 12 ft

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 639.1200

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

12. Cooler

Kode : CL - 02

Fungsi : Mendinginkan hasil atas Menara Distilasi untuk direcycle ke Reaktor - 01 dari suhu 97, 57 ^0C menjadi 65 ^0C dengan kecepatan umpan 660, 5355 kg/jam

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Spesifikasi:

Jumlah Hairpin : 1 buah

Inner Pipe:

OD Pipa, Sch No : 1, 32 in, 40

ID Pipa : 1, 049 in

Flow Area : 0, 864 in^2

Surface Area : 0, 274 ft^2/ft

Panjang : 12 ft

Annulus:

OD, Sch No : 2, 067 in, 40

ID pipa : 1, 32 in

Flow Area : 3, 35 in^2

Surface Area : 0, 542 ft^2/ft

Panjang : 12 ft

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 876. 2826

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

13. Cooler

Kode : CL - 03

Fungsi : Mendinginkan hasil bawah Menara Distilasi sebelum di buang ke Unit Pengolahan Limbah dengan kecepatan umpan 376, 3424 kg/jam

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Spesifikasi:

Jumlah Hairpin : 1 buah

Inner Pipe:

OD Pipa, Sch No : 2, 88 in, 40

ID Pipa : 2, 4690 in

Flow Area : 4, 79 in^2

Surface Area : 0, 647 ft^2/ft

Panjang : 12 ft

Annulus:

OD, Sch No : 4, 026 in, 40

ID pipa : 2, 88 in

Flow Area : 12, 7 in^2

Surface Area : 1, 055 ft^2/ft

Panjang : 12 ft

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 2011. 3055

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

14. Cooler

Kode : CL - 04

Fungsi : Mendinginkan hasil bawah Striper sebagai produk dengan kecepatan umpan 6.313, 1313 kg/jam

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Spesifikasi:

Shell side:

ID Shell : 25 in

Pass : 1

Pitch : 1,25 in triangular pitch

Tube:

OD, BWG : 1 in, 16

ID : 0, 62 in

Pass : 2

Jumlah Pipa : 24 buah

Panjang : 16 ft

Pass : 2

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 1789.1590

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

15. Reboiler

Kode : RB - 01

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah Stripper pada suhu 265, 68 ^{0}C dengan pemanas steam jenuh pada suhu masuk 291, 28 ^{0}C dan suhu keluar 291, 28 ^{0}C

Jenis : *Shell and Tube Kettle Reboiler*

Spesifikasi:

- Shell side:

ID Shell	: 12 in
Jumlah Pipa	: 98 buah
Pass	: 2
Pitch	: 0, 9375 in triangular pitch

Tube:

OD, BWG	: 0,75 in, 16
ID	: 0, 62 in
Panjang	: 16 ft
Pass	: 2

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 3414.5664

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

16. Reboiler

Kode : RB - 02

Fungsi : Menguapkan sebagian hasil bawah Menara Distilasi pada suhu 103, 4 ^{0}C dengan pemanas steam jenuh pada suhu masuk 130, 7 ^{0}C dan suhu keluar 130, 7 ^{0}C

Jenis : *Shell and Tube Kettle Reboiler*

Spesifikasi:

Shell side:

ID Shell	: 19, 25 in
Jumlah Pipa	: 282 buah
Pass	: 2
Pitch	: 0, 9375 in triangular pitch

Tube:

OD, BWG	: 0, 75 in, 16
ID	: 0, 62 in
Panjang	: 16 ft
Pass	: 2

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 9408.2870

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

17. Condenser

Kode : CD - 01

Fungsi : Mengembunkan uap yang keluar dari puncak Stripper pada suhu 140, 27 ^{0}C dengan pendingin yang masuk pada suhu masuk 30 ^{0}C dan suhu keluar 50 ^{0}C

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Spesifikasi:

Jumlah Hairpin : 1 buah

Inner Pipe:

OD Pipa, Sch No : 3, 5 in, 40

ID Pipa : 3, 068 in

Flow Area : 7, 38 in^2

Surface Area : 0, 804 ft^2/ft

Panjang : 15 ft

Annulus:

OD, Sch No : 4, 026 in, 40

ID pipa : 3, 5 in

Flow Area : 12, 7 in^2

Surface Area : 1, 055 ft^2/ft

Panjang : 15 ft

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 11079.6573

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

18. Condenser

Kode : CD - 02

Fungsi : Mengembunkan uap yang keluar dari puncak Menara Destilasi pada suhu 97, 57

^{0}C dengan pendingin air yang masuk pada suhu 30 ^{0}C dan suhu keluar 50 ^{0}C

Jenis : *Shell and Tube Kettle Reboiler*

Spesifikasi:

Shell side:

ID Shell	: 37 in
Jumlah Pipa	: 560 buah
Pass	: 1
Pitch	: 1, 25 in triangular pitch

Tube:

OD, BWG	: 1 in, 16
ID	: 0, 75 in
Panjang	: 16 ft
Pass	: 2

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 26950.8353

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

19. Accumulator

Kode	: ACC - 01
Fungsi	: Menampung sementara hasil atas Stripper dengan kecepatan umpan 4.029, 9165 kg/jam
Jenis	: *Tangki Silinder Horizontal*
Tekanan	: 1 atm
Temperatur	: 140, 27 ^{0}C
Diameter	: 0, 4482 m
Tinggi	: 2, 9515 m
Tebal Shell	: 3/16 in
Tebal Head	: 3/16 in
Jumlah	: 1 buah
Harga	: $ 1574.1920
Bahan Konstruksi	: *Carbon Steel SA- 283 grade C*

19. Accumulator

Kode	: ACC - 02
Fungsi	: Menampung sementara hasil atas Menara Destilasi (MD) dengan kecepatan umpan 17941, 5969 kg/jam
Jenis	: *Tangki Silinder Horizontal*

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 97, 57 ^{0}C

Diameter : 0, 7780 m

Tinggi : 5, 0519 m

Tebal Shell : 3/16 in

Tebal Head : 3/16 in

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 5960.3665

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

20. Pompa - 01

Kode : P - 01

Fungsi : Memompa bahan baku Alil alkohol dari tangki penyimpan (T-01) menuju Reaktor – 01 (R-01) sebanyak 3.992, 0733 kg/jam

Tipe : *Centrifugal Pump*

Dimensi pipa : Diameter Optimum : 1, 6335 in

Inside Diameter (ID) : 1, 61 in

Outside Diameter (OD) : 1, 9 in

Schedule Number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 20, 5728 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0, 05 m

Static head : 5, 9008 m

Pressure head : 0 m

Friction head : 0, 9 m

Total head : 6, 8504 m

Putaran pompa : 768, 9707 rpm

Pompa aktual : 0, 1919 Hp

Tenaga Motor : 0, 5 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 17143.1648

21. Pompa - 02

Kode : P - 02

Fungsi : Memompa bahan baku Hidrogen peroksida dari tangki penyimpan (T-02) menuju reaktor (R-01) sebanyak 2.697, 4004 kg/jam

Tipe : *Centrifugal Pump*

Dimensi pipa : Diameter Optimum : 1, 1782 in

Inside Diameter (ID) : 1, 38 in

Outside Diameter (OD) : 1, 66 in

Schedule Number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 8, 6897 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0, 0164 m

Static head : 5, 9008 m

Pressure head : 0 m

Friction head : 0, 3465 m

Total head : 6, 2636 m

Putaran pompa : 534, 4809 rpm

Pompa aktual : 0, 4057 Hp

Tenaga Motor : 0, 5 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 10221.5989

22. Pompa - 03

Kode : P - 03

Fungsi : Memompa cairan dari Reaktor (R-01) menuju Reaktor (R-02) dengan kecepatan umpan 7.406, 8736 kg/jam

Tipe : *Centrifugal Pump*

Dimensi pipa : Diameter Optimum : 1, 9269 in

Inside Diameter (ID) : 2, 0670 in

Outside Diameter (OD) : 2, 38 in

Schedule Number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 26, 8190 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0, 0312 m

Static head : 5, 9008 m

Pressure head : 0 m

Friction head : 0, 2221 m

Total head : 6, 1542 m

Putaran pompa : 951, 4691 rpm

Pompa aktual : 0, 2476 Hp

Tenaga Motor : 0, 5 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 20099.2992

23. Pompa - 04

Kode : P - 04

Fungsi : Memompa cairan dari Reaktor (R-02) menuju Thickener (TH) dengan kecepatan umpan 7.406, 8736 kg/jam

Tipe	: *Centrifugal Pump*	
Dimensi pipa	: Diameter Optimum	: 1, 95 in
	Inside Diameter (ID)	: 2, 067 in
	Outside Diameter (OD)	: 2, 38 in
	Schedule Number	: 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa	: 27, 8341 gpm	
Head pompa	:	
Velocity head		: 0, 0337 m
Static head		: 5, 9008 m
Pressure head		: 0 m
Friction head		: 0, 4484 m
Total head		: 6, 3828 m
Putaran pompa	: 943,2147 rpm	
Pompa aktual	: 0, 2568 Hp	
Tenaga Motor	: 0, 5 Hp	
Jumlah	: 1 buah	
Harga	: $ 20554.1246	

24. Pompa - 05

Kode : P - 05

Fungsi : Memompa campuran hasil atas (overflow) Thickener (TH) menuju Striper (ST) dengan kecepatan umpan 7.350, 0092 kg/jam

Tipe : *Centrifugal Pump*

Dimensi pipa : Diameter Optimum : 1, 9454 in

Inside Diameter (ID) : 2,067 in

Outside Diameter (OD) : 2, 38 in

Schedule Number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 27, 6333 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0 m

Static head : 5, 9008 m

Pressure head : 0 m

Friction head : 0 m

Total head : 5, 9008 m

Putaran pompa : 996, 7435 rpm

Pompa aktual : 1, 0414 Hp

Tenaga Motor : 1 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 20463.2504

25. Pompa - 06

Kode : P - 06

Fungsi : Memompa campuran hasil atas Striper (ST) dari Accumulator - 01 (ACC-01) menuju menara distilasi (MD) dengan kecepatan umpan 1.036, 8779 kg/jam

Tipe : *Centrifugal Pump*

Dimensi pipa : Diameter Optimum : 0, 8607 in

Inside Diameter (ID) : 0, 824 in

Outside Diameter (OD) : 1, 05 in

Schedule Number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 4, 8044 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0, 0395 m

Static head : 3, 1576m

Pressure head : 0 m

Friction head : 0, 9755 m

Total head : 4, 1726 m

Putaran pompa : 538, 9724 rpm

Pompa aktual : 0, 1039 Hp

Tenaga Motor : 0, 5 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 7163.0811

26. Pompa - 07

Kode : P - 07

Fungsi : Memompa hasil atas Menara Distilasi (MD) dari accumulator - 02 (ACC-02) untuk direcycle menuju Reaktor (R-01) dengan kecepatan umpan 660, 536 kg/jam

Tipe : *Centrifugal Pump*

Dimensi pipa : Diameter Optimum : 0, 7270 in

Inside Diameter (ID) : 0, 824 in

Outside Diameter (OD) : 1, 05 in

Schedule Number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 3, 4040 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0, 0198 m

Static head : 2, 8528 m

Pressure head : 0 m

Friction head : 0, 4660 m

Total head : 3, 3387 m

Putaran pompa : 536, 2488 rpm

Pompa aktual : 0, 0155 Hp

Tenaga Motor : 0, 5 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 5825.1834

27. Pompa – 08

Kode : P - 08

Fungsi : Memompa hasil bawah Menara Distilasi (MD) menuju Unit Pengolahan Limbah (UPL) dengan kecepatan umpan 376, 3424 kg/jam

Tipe : *Centrifugal Pump*

Dimensi pipa : Diameter Optimum : 0, 5355 in

Inside Diameter (ID) : 0, 622 in

Outside Diameter (OD) : 0, 840 in

Schedule Number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 1, 6453 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0, 0143 m

Static head : 1, 6336 m

Pressure head : 0 m

Friction head : 0, 3547 m

Total head : 2, 0026 m

Putaran pompa : 546, 9922 rpm

Pompa aktual : 0, 0181 Hp

Tenaga Motor : 0, 5 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 3765.8223

28. Pompa – 09

Kode : P - 09

Fungsi : Mengalirkan hasil bawah Stripper dari Reboiler – 01 (RB-01) menuju tangki produk (T-03) dengan kecepatan umpan 6.313, 1313 kg/jam

Tipe : *Centrifugal Pump*

Dimensi pipa : Diameter Optimum : 1, 7682 in

Inside Diameter (ID) : 2, 067 in

Outside Diameter (OD) : 2, 38 in

Schedule Number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 21, 8796 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0, 0208 m

Static head : 6, 8152 m

Pressure head : 0 m

Friction head : 3, 3237 m

Total head : 7, 1597 m

Putaran pompa : 767, 1650 rpm

Pompa aktual : 1, 0853 Hp

Tenaga Motor : 1 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 17787.9829

29. Pompa – 10

Kode : P - 10

Fungsi : Memompa hasil bawah (underflow) Thickener (TH) untuk direcycle menuju Reaktor - 01 (R-01) dengan kecepatan umpan 56, 8576 kg/jam

Tipe : *Centrifugal Pump*

Dimensi pipa : Diameter Optimum : 0, 2170 in

Inside Diameter (ID) : 0, 364 in

Outside Diameter (OD) : 0, 54 in

Schedule Number : 40

Spesifikasi pompa :

Kapasitas pompa : 0, 2107 gpm

Head pompa :

Velocity head : 0, 0020 m

Static head : 6, 8152 m

Pressure head : 0 m

Friction head : 0, 0647 m

Total head : 6, 8819 m

Putaran pompa : 77, 5512 rpm

Pompa aktual : 0, 0094 Hp

Tenaga Motor : 0, 5 Hp

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 1097.2327

3.2.3.2. Spesifikasi Alat – Alat Utilitas

A. *Water Pretreatment Unit*

1. Bak Pengendap Awal (BU–01)

Fungsi : Menampung dan menyediakan air serta mengendapkan kotoran.

Alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.

Kapasitas : 563,0489 m^3

Dimensi :

a. Tinggi = 8 m

b. Lebar = 10,6118 m

c. Panjang = 21,2236 m

Harga : Rp. 56.304.893,77

2. Premix Tank (TU–01)

Fungsi . Mencampurkan air dengan tawas $Al_2(SO_4)_3$ 5% dan Na_2CO_3 5%

Jenis : Tangki silinder tegak berpengaduk.

Kapasitas : 563.0489 m^3

Dimensi :

a. Tinggi = 8 m

b. Lebar = 10,6118 m

c. Panjang = 21,2236 m

Harga : $ 90.370,44

3. Bak *Clarifyer* (CLU)

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

Jenis : Circular clarifyer

Kapasitas : 46.9207 m^3

Waktu pengendapan : 1 jam

Dimensi :

a. Tinggi = 5.8 m

b. Diameter = 3.1 m

Harga : $ 90.370,44

4. Bak Penampung Sementara (BU–02)

Fungsi : Menampung sementara *raw water* yang telah dihilangkan *suspended solid* – nya

Jenis alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.

Kapasitas : 182,383 m^3

Dimensi :

a. Tinggi = 1,7863 m

b. Lebar = 7,1450 m

c. Panjang = 7,1450 m

Harga : Rp. 9.119.150,54

5. Bak Saringan Pasir (BSP)

Fungsi : Menyaring sisa-sisa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran berukuran kecil yang tidak dapat mengendap di dalam *clarifyer*.

Jenis : Kolom dengan saringan pasir.

Kapasitas : 68,4583 m^3

Debit aliran : 153.002,2922 kg/jam

Lebar : 3.9952 m

panjang : 3,9952 m

Tinggi lapisan pasir : 4.2915 m

Ukuran pasir rata-rata : 28 mesh

Jumlah : 1buah

Harga : US$ 53.032,67

B. Unit Pengolahan Air untuk Umum

1. Tangki klorinator (TU–02)

Fungsi : Mencampur klorin sebagai desinfektan (kaporit) kedalam air untuk kebutuhan air minum dan air rumah tangga.

Jenis : Tangki silinder berpengaduk.

Kapasitas : 2,4 m^3

Dimensi :

a. Tinggi = 1,0627 m

b. Panjang = 2,1253 m

Jumlah : 1 buah

Harga : US$ 5.173,00

2. Bak distibusi (BU–03)

Fungsi : Menampung air sementara sebelum didistribusikan untuk kebutuhan air minum, rumah tangga, kantor dan umum.

Jenis alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.

Kapasitas : 2,45 m^3

Dimensi :

a. Tinggi = 3,6593 m

b. Lebar = 1,8296 m

c. Panjang = 1,8296 m

Harga : Rp. 1.225.000

C. Process and Cooling Water Unit

1. Bak sirkulasi air pendingin (BU–04)

Fungsi : Menampung sementara air pendingin yang disirkulasi sebelum direcovery di cooling tower.

Jenis alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.

Kapasitas : 698,5489 m^3

Dimensi :

a. Tinggi = 3,5212 m

b. Lebar = 14,0848 m

c. Panjang = 14,0848 m

Harga : Rp. 69.854.982, 17

2. *Cooling tower* (CTU)

Fungsi : Me–*recovery* air pendingin sirkulasi dari suhu 50 °C menjadi 30 °C

Jenis alat : *Induced Drafi Cooling Tower* dengan Bahan Isian *Berl Saddle* 1 in.

Dimensi :

a. Tinggi = 2,3880 m

b. Lebar = 4,1696 m

c. Panjang = 4,1696 m

Harga : $ 33.488,7067

3. Bak air pendingin (BU–05)

Fungsi : Menampung sementara air pendingin sebelum digunakan dipabrik.

Jenis alat : Bak persegi yang diperkuat beton bertulang dan dilapisi porselen.

Kapasitas : 873,1862 m^3

Dimensi :

a. Tinggi = 3,7931 m

b. Lebar = 15,1724 m

c. Panjang = 15,1724 m

Harga : Rp. 87.318.615,21

D. *Demineralization* Unit

1. Kation *exchanger* (KEU)

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan boiler yang disebabkan oleh kation-kation seperti Ca dan Mg

Alat : *Down Flow Cation Exchanger*

Resin : *Natural Greensand Zeolit*

Kapasitas : 1.721,2188 gallon

Ukuran :

Diameter : 0,4252 m

Tinggi kolom : 1,27m

Harga : $ 21.024,70116

2. Anion *exchanger* (AEU)

Fungsi : Menurunkan kesadahan air umpan boiler yang disebabkan oleh anion-anion seperti Cl, SO_4, dan NO_3.

Alat : *Down Flow Antion Exchanger*

Resin : *Weakly BasicAnion Exchanger*

Kapasitas : 1.721,2188 gallon

Ukuran :

Diameter : 0,4252 m

Tinggi kolom : 1,27 m

Harga : $ 21.024,70116

3. Deaerator (DAU)

Fungsi : Menghilangkan kandungan gas dalam air terutama O_2, CO_2, NH_3, dan H_2S.

Alat : *Cold Water Vacuum Deaerator*

Kapasitas : 1.220,8870 gallon

Tinggi : 6,6898 m

Volume : 5550,2634 liter

Diameter : 6,6898 m

Jumlah : 1

Harga : $ 8.554,6740

E. Alat – alat Pengadaan *Steam*

1. *Boiler feed water tank*

Fungsi : Mencampur Kondensat Sirkulasi dan Make-Up Air Umpan Boiler sebelum diumpankan untuk dibangkitkan sebagai steam dalam Boiler.

Jenis : Tangki silinder tegak

Air yang harus diolah : 4.413,1503 kg/jam

Kapasitas : 5,2958 m^3

Diameter : 1,0398 m

Tinggi : 1,5598 m

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 6.967,6740

2. *Boiler* (BLU)

Fungsi : Memproduksi *steam* untuk alat –alat proses

Jenis : *Fire tube boiler*

Luas tranfer panas : 35,3040 ft^2

Jumlah pipa : 15 buah

Jumlah boiler : 1 buah

Harga : $ 32.146,260

3. *Blower* (BWU)

Fungsi : Mengalirkan udara segar ke dalam *Boiler* (BLU)

Jenis : *Centrifugal Blower*

Kapasitas blower: 18.574,603 kg/jam

Power blower : 43,1083 Hp

Power motor : 60 Hp

Jumlah : 1

Harga : $ 23,2268

4. Tangki bahan bakar *boiler*

Fungsi : Menyimpan bahan bakar yang digunakan

untuk boiler selama 14 hari.

Jenis : Tangki silinder tegak *with conical roof and flat bottomed.*

Tinggi : 2,0087 m

Volume : 6,3622 m^3

Diameter : 2,0087 m

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 7.811,2121

F. Tangki Utilitas

1. Tangki Larutan Alum [$Al_2(SO_4)_3$] (TU-03)

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

Jenis : Tangki Silinder tegak

Kebutuhan $Al_2(SO_4)_3$: 35,5502 kg^3/jam

Tinggi : 2,9657 m

Volume : 0,7988 m^3

Diameter : 2,9657 m

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 5.710,0532

2. Tangki Larutan Soda Abu [Na2CO3]

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

Jenis : Tangki Silinder tegak

Kebutuhan Soda Abu : 6.9323 kg/jam

Tinggi : 1,7198 m

Volume : 3,9930 m^3

Diameter : 1,7198 m

Harga : $ 5.710,0532

3. Tangki Kaporit [$Ca(OCl)_2.4H_2O$]

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

Jenis : Tangki Silinder tegak

Kebutuhan Kaporit : 0,0161 kg/jam

Tinggi : 0,7012 m

Volume : 0,02706 m^3

Diameter : 0,7012 m

Harga : $ 2.284,0213

4. Tangki Larutan NaOH

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan larutan NaOH untuk regenerasi ion exchanger

Jenis	: Tangki Silinder tegak
Kebutuhan NaOH	: 3.6097 kg/jam
Tinggi	: 1,5729 m
Volume	: 0,0865 m^3
Diameter	: 1.5729 m
Harga	: $ 2.284,0213

G. Pompa Utilitas

1. Pompa Utilitas – 01 (PU–01)

Fungsi : Mengalirkan air dari sungai ke dalam bak pengendap awal.

Jenis	: *Centrifugal pump single stage*
Tipe	: *Mixed flow impeller*
Bahan	: *Commercial steel*
Kecepatan linier	: 2,7321 ft/detik
Head pompa	: 11,2278 ft

Tenaga motor : 2,2307 Hp

Putaran standar : 1000 rpm

Putaran spesifik : 40220,9928 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 136.807,8402

2. Pompa Utilitas – 02 (PU–02)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak pengendap awal (BU–01) ke Bak flokulator.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Axial Flow Impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 2,7321 ft/detik

Head pompa : 23,2850 ft

Tenaga motor : 2,3131 Hp

Putaran standar : 1000 rpm

Putaran spesifik : 1.727,0887 rpm

Jumlah : 2 buah

Harga : $ 90.259,5137

3. Pompa Utilitas – 03 (PU–03)

Fungsi : Mengalirkan air dari *flokulator* ke *clarifyer.*

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Axial Flow Impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 3,7248 ft/detik

Head pompa : 20,8665 ft

Tenaga motor : 2,0728 Hp

Putaran standar : 1000 rpm

Putaran spesifik : 1875,1427 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 90.259,5137

4. Pompa Utilitas – 04 (PU–04)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak clarifier ke bak saringan pasir.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Axial Flow Impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 2,7299 ft/detik

Head pompa : 12,1591 ft

Tenaga motor : 2,4157 Hp

Putaran standar : 1000 rpm

Putaran spesifik : 3.967,1386 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 136.807,8402

5. Pompa Utilitas – 05 (PU–05)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak saringan pasir ke bak penampung.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 2,7299 ft/detik

Head pompa : 10,2834 ft

Tenaga motor : 2,0431 Hp

Putaran standar : 1000 rpm

Putaran spesifik : 4.508,5125 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 138.636,895

6. Pompa Utilitas – 06 (PU–06)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung sementara ke bak rumah tangga

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Axial flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 1,9265 ft/detik

Head pompa : 102,5783 ft

Tenaga motor : 0,2738 Hp

Putaran standar : 1000 rpm

Putaran spesifik : 93,0970 rpm

Jumlah : 1buah

Harga : $ 10.442,0999

7. Pompa Utilitas – 07 (PU–07)

Fungsi : Mengalirkan air bak penampung ke cooling tower.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Radial flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 4,1197 ft/detik

Head pompa : 14,8547 ft

Tenaga motor : 2,8259 Hp

Putaran standar : 1000 rpm

Putaran spesifik : 3.348,2283 rpm

Jumlah : 1buah

Harga : $ 135.073,5443

8. Pompa Utilitas – 08 (PU–08)

Fungsi : Mengalirkan air dari kation exchanger ke anion exchanger.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Axial flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 1,8646 ft/detik

Head pompa : 21,1433 ft

Tenaga motor : 0,1220 Hp

Putaran standar : 1000 rpm

ISLAM
UNIVERSITAS
INDONESIA

Putaran spesifik : 447,4344 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 16.582,3537

9. Pompa Utilitas – 09 (PU–09)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki umpan boiler ke boiler.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Axial flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 1,8646 ft/detik

Head pompa : 21,1433 ft

Tenaga motor : 0,1220 Hp

Putaran standar : 1000 rpm

Putaran spesifik : 447,4344 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 16.582,3537

10. Pompa Utilitas – 10 (PU–10)

Fungsi : Mengalirkan air dari anion exchanger ke deaerator.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 1,8611 ft/detik

Head pompa : 11,2057 ft

Tenaga motor : 0,0646 Hp

Putaran standar : 1000 rpm

Putaran spesifik : 720,3268 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 16.582,3537

11. Pompa Utilitas – 11 (PU–11)

Fungsi : Mengalirkan air dari deaerator ke tangki umpan boiler.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 1,8661 ft/detik

Head pompa : 11,8483 ft

Tenaga motor : 0,0684 Hp

Putaran standar : 1000 rpm

Putaran spesifik : 690,8227 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 16.582,3537

12. Pompa Utilitas – 12 (PU–12)

Fungsi : Mengalirkan air dari cooling tower ke proses pendinginan.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 4,1197 ft/detik

Head pompa : 11,2249 Hp

Tenaga motor : 2,1354 Hp

Putaran standar : 1000 rpm

Putaran spesifik : 4.131,1934 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 135.073,5443

13. Pompa Utilitas – 13 (PU–13)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung untuk kebutuhan rumah tangga.

Jenis : *Centrifugal pump single stage*

Tipe : *Mixed flow impeller*

Bahan : *Commercial steel*

Kecepatan linier : 1,9265 ft/detik

Head pompa : 11,7570 ft

Tenaga motor : 0,0314 Hp

Putaran standar : 1000 rpm

Putaran spesifik : 472,6127 rpm

Jumlah : 1 buah

Harga : $ 10.442,0999

BAB IV

UTILITAS

Unit pendukung proses atau sering disebut dengan unit utilitas merupakan bagian penting untuk menunjang berlangsungnya suatu proses dalam pabrik. Unit pendukung proses antara lain terdiri dari penyediaan dan pengolahan air, pembuatan steam, penyediaan bahan bakar dan listrik dan udara tekan. Unit pendukung proses yang terdapat dalam Pabrik *Gliserol* antara lain:

1. Unit pengadaan air dan pengolahan air
2. Unit pengadaan steam
3. Unit pengadaan listrik
4. Unit pengadaan bahan bakar
5. Unit pengadaan udara tekan

4.1. Unit Pengadaan Air dan Pengolahan Air

1. Unit Pengadaan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam perancangan Pabrik *Gliserol* ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai yang terdekat dengan pabrik. Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah:

1. Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehinnga kendala kekurangan air dapat dihindari.
2. Pengolahan air sungai relative lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rimit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.
3. Letak sungai berada tidak jauh dari lokasi pabrik.

Air bersih pada pabrik biasanya digunakan untuk memenuhi keperluan antara lain :

a. Air Pendingin

Pada umumnya digunakan air sebagai media pendingin. Hal ini dikarenakan faktor- faktor sebagai berikut:

1) Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar
2) Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya
3) Dapat menyerap sejumlah panas persatuan volume yang tinggi
4) Tidak terdekomposisi

b. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk kebutuhan air minum, laboratorium, kantor, dan perumahan.

Syarat air sanitasi meliputi:

1) Syarat fisik
   - Suhu di bawah suhu udara luar

- Warna jernih
- Tidak mempunyai rasa
- Tidak berbau

2) Syarat kimia

- Tidak mengandung zat organik maupun anorganik
- Tidak beracun

3) Syarat bakteriologis

Tidak mengandung bakteri-bakteri terutama bakteri yang patogen.

c. Air Umpan Boiler

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

1) Zat- zat yang dapat menyebabkan korosi

Korosi disebabkan karena air mengandung larutan- larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2, CO_2 , H_2S yang masuk ke badan air.

2) Zat yang menyebabkan kerak (scale forming)

Pembentukan kerak disebabkan karena suhu tinggi dan kesadahan yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silikat. Dan air yang diambil dari proses pemanasan bisa menyebabkan kerak pada boiler karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat- zat yang tidak larut dalam jumlah besar.

2. Unit Pengolahan Air

Dalam perancangan Pabrik *Gliserol* ini, kebutuhan air diambil dari air sungai yang terdekat dengan pabrik. Kebutuhan air pabrik dapat diperoleh dari Sungai Mamoyo dan Sungai Brantas yang letaknya berdekatan dengan lokasi pabrik.

a. 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 *desinfectan* maupun dengan penggunaan *ion exchanger*.

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

b) $Al_2(SO_4)_3.18H_2O$, yang berfungsi sebagai flokulan.

c) Na_2CO_3, yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan $Al_2(SO_4)_3.18H_2O$, koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* lan 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 turbidity*nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

b. 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 kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. *Sand filter* akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*.

c. 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 silica lebih kecil dari 0,02 ppm. Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{++}, Mg^{2+}, SO_4^{2-}, Cl^- dan lain-lain.dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler (*Boiler Feed Water*). Demineralisasi air ini diperlukan karena air umpan reboiler harus memenuhi syarat-syarat sebagai berikut :

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

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

1) Kation Exchanger

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

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

Reaksi:

$$CaCO_3 \longrightarrow Ca^{2+} + CO_3^-$$

$$MgCl_2 + R - SO_3 \longrightarrow MgRSO_3 + Cl^- + H^+$$

$$Na_2SO_4 \text{ (resin)} \longrightarrow Na^{2+} + SO_4^{2-}$$

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

Reaksi:

$$Mg + RSO_3 + H_2SO_4 \longrightarrow R_2SO_3H + MgSO_4$$

2) Anion Exchanger

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

Reaksi:

$$CO_3^- \longrightarrow CO_3$$

$$Cl^- + RNOH \longrightarrow RN\,Cl^- + OH^-$$

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

Reaksi:

$$RN\,Cl^- + NaOH \longrightarrow RNOH + NaCl$$

3) Deaerasi

Dearasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen (O_2). Air yang telah mengalami demineralisasi (*polish water*) dipompakan kedalam *deaerator* dan diinjeksikan *Hidrazin* (N_2H_4) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada tube boiler.

Reaksi:

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

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

d. 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 :

A. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4.1 Kebutuhan Air Untuk Pendingin (kg/jam)

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah Kebutuhan	
			(lb/jam)	kg/jam
1	Cooler	CL-01	1.518,4451	668,767
2	Cooler	CL-02	87,4833	39,6822
3	Cooler	CL-03	6.962,6123	3.158,2202
4	Cooler	CL-04	62.261,1209	28.241,4592
5	Coil Pendingin Reaktor	R-01	312.374,1870	141.692,0017
6	Coil Pendingin Reaktor	R-02	156.111,4892	70.811,7070
7	Kondensor	CD-01	75.345,3740	34.176,4374
8	Kondenser	CD-02	989.527,7807	448.846,8569
	Σ		**1.604.188,4925**	**727.655,1268**

Air pendingin 80 % dimanfaatkan kembali, make up yang diperlukan 20%, sehingga :

Make up air pendingin = 20 % x 727.655,1268 kg/jam = 145.531,0254 kg/jam

Kebutuhan air secara kontinyu = 145.531,0254 kg/j

B. Kebutuhan Air untuk Steam

Tabel 4.2 Kebutuhan air untuk steam

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah Kebutuhan	
			(lb/jam)	(kg/jam)
1	Heater	HE-01	222,6548	100,9956
2	Heater	HE-02	44,9725	20,3994
3	Heater	HE-03	454,2207	206,0332
4	Reboiler	RB-01	1.802,4272	317,5756
5	Reboiler	RB-02	9.445,82	4.284,5970
	Σ		**11.970,0977**	**5.429,6007**

Air pembangkit steam 80% dimanfaatkan kembali, make up yang diperlukan 20%, sehingga , make up Steam = 20 % 5.429,6007 kg/jam = 4.413,1503 kg/jam

Kebutuhan air untuk steam secara kontinyu 4.413,1503 kg/jam.

C. Air Untuk Keperluan Perkantoran Dan Pabrik

Air Untuk Keperluan Perkantoran Dan Pabrik (umum) = 2.041,6667kg/jam

Kebutuhan air total :

Tabel 4.3 Kebutuhan air total

No	Kebutuhan	Jumlah
		kg/jam
1	Air Pendingin	145.531,0254
2	Air untuk Steam	4.413,1503
3	Kebutuhan Umum	2.041,6667
		151.985,8423

4.2.Unit Pengadaan Steam

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

Kapasitas : 1.085,9201 kg/jam

Tekanan : 5 atm

Jenis : *Fire tube boiler*

Jumlah : 1 buah

Kebutuhan *steam* pada pabrik *gliserol* digunakan untuk alat-alat penukar panas. Untuk memenuhi kebutuhan ini digunakan Boiler dengan jenis *boiling feed water boiler* pipa api (*fire tube boiler*), karena memiliki kelebihan sebagai berikut:

- Air umpan tidak perlu terlalu bersih karena berada di luar pipa.
- Tidak memerlukan *flate* tebal untuk *shell,* sehingga harganya lebih murah.
- Tidak memerlukan tembok dan batu tahan api.
- Pemasangannya murah.
- Memerlukan ruang dengan ketinggian yang rendah.
- Beroperasi dengan baik pada beban yang naik turun.

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 °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.

4.3. Unit Pengadaan Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh 2 sumber, yaitu PLN dan generator diesel. Selain sebagai tenaga cadangan apabila PLN mengalami gangguan, diesel juga dimanfaatkan untuk menggerakkan *power – power* yang dinilai penting antara lain *boiler*, kompressor, pompa, dan *cooling tower*.

Spesifikasi diesel yang digunakan adalah :

- Kapasitas : 2000 kW
- Jenis : 1 buah generator listrik

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 lisstrik untuk

penerangan dan diesel untuk penggerak alat proses. 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 4.4 Kebutuhan listrik alat proses

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah	Power (Hp)	
				@	Total
1	Pompa	P-01	1	1	1
2	Pompa	P-02	1	1	1
3	Pompa	P-03	1	1	1
4	Pompa	P-04	1	1	1
5	Pompa	P-05	1	1	1
6	Pompa	P-06	1	1	1
7	Pompa	P-07	1	1	1
8	Pompa	P-08	1	1	1
9	Pompa	P-09	1	1	1
10	Thickener	TH	1	3	3
11	Reaktor	R	2	10	20
Total					**32**

Kebutuhan listrik untuk peralatan proses = 32 Hp.

- Peralatan utilitas

Tabel 4.5 Kebutuhan listrik untuk utilitas

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah	Power (Hp)	
				@	Total
1	Tangki Flokulator	TU-01	1	2	2
2	Tangki Deaerator	TU-02	1	9	9
3	Pompa	PU-01	1	2,2307	2,2307
4	Pompa	PU-02	1	2,3131	2,3131

5	Pompa	PU-03	1	2,0728	2,0728
6	Pompa	PU-04	1	2,4157	2,4157
7	Pompa	PU-05	1	2,0431	2,0431
8	Pompa	PU-06	1	0,2738	0,2738
9	Pompa	PU-07	1	2,8259	2,8259
10	Pompa	PU-08	1	0,0450	0,0450
11	Pompa	PU-09	1	0,1220	0,1220
12	Pompa	PU-10	1	0,0646	0,0646
13	Pompa	PU-11	1	0,0684	0,0684
14	Pompa	PU-12	1	2,1354	2,1354
15	Pompa	PU-13	1	0,0314	0,0314
		Total			**27,6417**

Jumlah kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas = (32 + 27,6417) Hp = 59.6417 Hp

Angka keamanan diambil 10 %, sehingga dibutuhkan listrik :

= 59,6417 Hp + (59,6417 x 10/100)

= 65,6058 Hp

b. Listrik untuk keperluan alat kontrol dan penerangan

- Alat kontrol diperkirakan sebesar 5 % dari kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas, yaitu = 3,2803 Hp
- Laboratorium, rumah tangga, perkantoran dan lain-lain diperkirakan 25 % dari kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas, yaitu 16,4015 Hp

Secara keseluruhan kebutuhan listrik sebesar = 85,2876 Hp

Jika faktor daya 80 %, maka total kebutuhan listrik = 106,3916 Hp

= 79,4241 kW (1 Hp = 0,7457 kW)

4.4. Unit Pengadaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat kontrol pneumatik.. Kebutuhan udara setiap control pneumatic sekitar 25, 2 L/menit (Considine, 1970). Kebutuhan udara tekan diperkirakan 500 kg/jam. Dengan udara masuk tekanan 1 atm dan udara keluar tekanan 4 atm. Alat untuk penyediaan udara tekan berupa compressor.

4.5. Unit Pengadaan Bahan Bakar

Mengingat sebagian kebutuhan listrik di pabrik *Gliserol* ini dipenuhi sendiri dengan menggunakan generator set, maka diperlukan adanya unit penyediaan bahan bakar yang akan menyuplai kebutuhan bahan bakar.

Spesifikasi bahan bakar untuk pembangkit steam sebagai berikut:

- Bahan bakar untuk *boiler*

  Kebutuhan fuel oil = 14, 7274 liter/jam

- Bahan bakar untuk *generator*

  Untuk menjalankan *generator* cadangan digunakan bahan bakar:

  Jenis bahan bakar = Solar

  Kebutuhan bahan bakar = 36, 8184 liter/jam

4.6. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik *gliserol* dapat diklasifikasikan menjadi dua:

1. Bahan buangan cair.

   Buangan cairan dapat berupa:

   a. Air buangan yang mengandung zat *organik*

   b. Buangan air *domestik.*

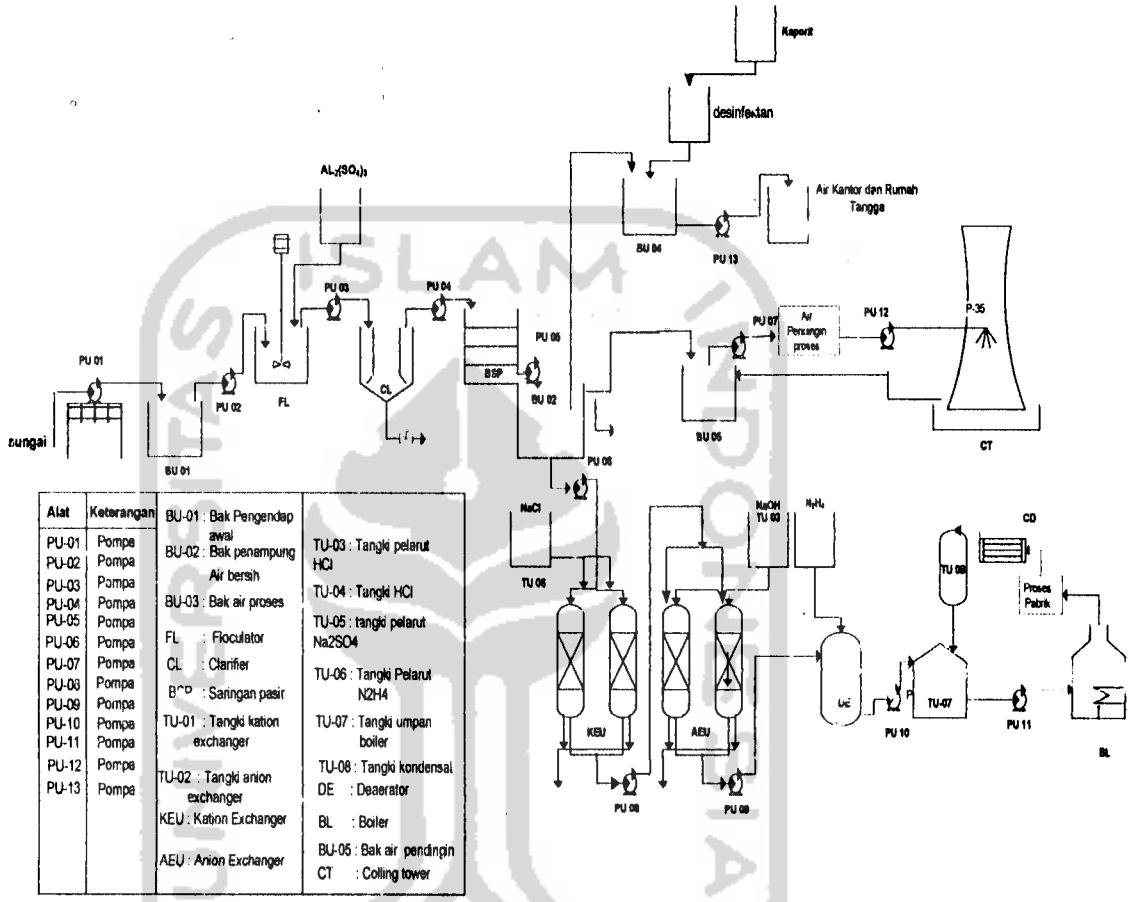
   c. *Back wash filter,* air berminyak dari pompa

   d. *Blow down cooling water*

   Air buangan domestik berasal dari toilet di sekitar pabrik dan perkantoran. Air tersebut dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan injeksi gas klorin.

2. Bahan buangan padat berupa lumpur dari proses pengolahan air.

   Untuk menghindari pencemaran dari bahan buangan padat maka dilakukan penanganan terhadap bahan buangan tersebut dengan cara membuat unit pembuangan limbah yang aman bagi lingkungan sekitar.



Alat	Keterangan
PU-01	Pompa
PU-02	Pompa
PU-03	Pompa
PU-04	Pompa
PU-05	Pompa
PU-06	Pompa
PU-07	Pompa
PU-08	Pompa
PU-09	Pompa
PU-10	Pompa
PU-11	Pompa
PU-12	Pompa
PU-13	Pompa

BU-01 : Bak Pengendap awal
BU-02 : Bak penampung Air bersih
BU-03 : Bak air proses
FL : Floculator
CL : Clarifier
BSP : Saringan pasir
TU-01 : Tangki kation exchanger
TU-02 : Tangki anion exchanger
KEU : Kation Exchanger
AEU : Anion Exchanger
TU-03 : Tangki pelarut HCl
TU-04 : Tangki HCl
TU-05 : tangki pelarut Na2SO4
TU-06 : Tangki Pelarut N2H4
TU-07 : Tangki umpan boiler
TU-08 : Tangki kondensat
DE : Deaerator
BL : Boiler
BU-05 : Bak air pendingin
CT : Colling tower

Gambar 4.1 Utilitas

BAB V

PERANCANGAN PABRIK

5. 1. Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik sangat menentukan kelayakan ekonomis pabrik setelah beroperasi. Untuk itu pemilihan lokasi yang tepat sangat diperlukan sejak tahap perancangan dengan memperhatikan berbagai macam pertimbangan. Pertimbangan utama yaitu lokasi yang dipilih harus memberikan biaya produksi dan distribusi yang minimum, dengan tetap memperhatikan ketersediaan tempat untuk pengembangan pabrik dan kondisi yang aman untuk operasi pabrik (*Peters and Timmerhaus, 2003*).

Pabrik G*liserol* dari Alil alkohol dan Hidrogen peroksida dengan kapasitas 50.000 ton/tahun direncanakan akan didirikan di daerah Gresik, Propinsi Jawa Timur.

Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik ini antara lain :

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:

- Ketersediaan Bahan Baku

Karena kebutuhan Alil Alkohol masih harus diimpor dari Jepang maka lokasi dipilih dekat pelabuhan, sedangkan untuk kebutuhan Hidrogen Peroksida diperoleh dari PT. Samator Inti Peroksida yang berlokasi di Gresik, Jawa Timur.

- Pemasaran

Produk pabrik *Gliserol* merupakan bahan baku dari beberapa industri yang dekat dengan pulau Jawa sehingga memudahkan pemasarannya baik untuk pasar dalam maupun luar negeri.

- Utilitas

Utilitas yang diperlukan adalah air, bahan bakar dan listrik maka kebutuhan tersebut diharapkan dapat dipenuhi dengan mudah. Untuk kebutuhan air berdasarkan monogram Jawa Timur yang menyebutkan bahwa di Jawa Timur terdapat 90 sungai, di mana dua diantaranya yaitu Sungai Marmoyo dan Sungai Brantas dimana posisinya berdekatan dengan lokasi pabrik. Sedangkan untuk pemenuhan kebutuhan listrik, berasal dari PLN dan digunakan generator (apabila listrik mati) yang mampu menyuplai kebutuhan listrik pada pabrik yang telah direncanakan.

- Tenaga Kerja

Tenaga kerja merupakan modal untuk pendirian suatu pabrik dengan didirikannya pabrik di Gresik akan dapat menyerap tenaga kerja potensial yang cukup banyak terdapat di pulau tersebut.

Penyediaan tenaga kerja di Jawa Timur tidak sulit karena dari tahun ke tahun tenaga kerja selalu bertambah, dengan tingkat pendidikan yang relatif tinggi, mengingat bahwa di JawaTimur telah terdapat banyak sekolah-sekolah kejuruan, akademi serta perguruan tinggi yang menghasilkan tenaga terampil dan terdidik, sehingga mereka dapat mengikuti kemajuan teknologi.

- Transportasi

  Lokasi pabrik harus mudah dicapai sehingga mudah dalam pengiriman bahan baku dan penyaluran produk dengan adanya transportasi yang lancar, baik darat dan laut. Dipilih Gresik karena untuk sistem pengangkutan bahan baku dan produk mudah, karena lokasi pabrik dekat dengan pelabuhan Tanjung Perak serta transportasi darat yang lancar.

2. Faktor Sekunder Penentuan Lokasi Pabrik

Faktor-faktor sekunder meliputi:

- Perluasan Areal Pabrik

  Pemilihan lokasi pabrik berada di kawasan yang tidak terlalu padat penduduk sehingga masih memudahkan untuk perluasan areal pabrik.

- Perizinan

  Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri sehingga memudahkan dalam perizinan pendirian pabrik

- 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.

5. 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 dan distribusi dapat berjalan dengan lancar sehingga keamanan, keselamatan dan kenyamanan bagi karyawan dapat dipenuhi. Selain peralatan yang tercantum di dalam flowsheet proses, beberapa bangunan fisik lain seperti kantor, bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, fire safety, pos penjagaan dan sebagainya di tempatkan pada bagian yang tidak mengganggu lalu lintas barang, proses, kontrol, keamanan, dan ekonomi. Selain itu yang harus diperhatikan dalam penentuan tata letak pabrik adalah penempatan alat - alat produksi sedemikian rupa sehingga dalam proses produksi dapat memberikan kenyamanan.

Faktor- faktor yang diperhatikan dalam perancangan tata letak pabrik antara lain adalah:

1. Daerah Proses

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

2. Keamanan dan Keselamatan

Untuk mengantisipasi kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap atau gas beracun, maka tangki penyimpan bahan baku dan produk berbahaya harus diletakkan di area khusus, serta perlu adanya jarak antara bangunan satu dengan lainnya guna memberikan pertolongan dan penyediaan jalan bagi karyawan untuk menyelamatkan diri. Selain itu di setiap tempat terutama untuk daerah yang mempunyai tingkat bahaya tinggi harus dilakukan penempatan alat-alat pengaman seperti hidran, penampung air yang cukup dan penahan ledakan.

3. Luas Area yang Tersedia

Harga tanah adalah hal yang sangat membatasi kemampuan penyediaan area. Oleh karena itu penataan tata letak pabrik diupayakan seefisien mungkin. Jika harga tanah amat tinggi, maka diperlukan effesiensi dalam pemakaian ruangan sehingga peralatan tertentu diletakkan di atas peralatan yang lain, ataupun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

4. Instalasi dan Utilitas

Pemasangan dan distribusi instalasi utilitas yang menunjang jalannya proses, baik gas, udara, steam, dan listrik. Diatur dengan sebaik-baiknya sehingga memudahkan karyawan dalam bekerja dan melakukan perawatan.

5. Distribusi dan Transportasi

Sistem lalu lintas barang yang menyangkut masuk dan keluarnya barang dipisahkan dengan lalu lintas orang dengan tujuan menciptakan kelancaran, ketertiban dan keindahan. Dengan demikian maka areal parkir kendaraan karyawan dan tamu dipisahkan dengan areal parkir kendaraan-kendaraan berat.

6. Perluasan pabrik dan kemungkinan penambahan bangunan

Perhitungan anggaran untuk perluasan areal pabrik sudah direncanakan untuk mengantisipasi masalah kebutuhan tempat di masa yang akan datang. Perluasan area ini sangat penting nantinya bagi penambahan peralatan proses karena bertambahnya kapasitas produksi dan pembangunan fasilitas fisik pendukung lainnya.

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

1. Daerah administrasi / perkantoran, laboratorium danfasilitas pendukung.

Area ini terdiri dari:

- Daerah administrasi sebagai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik.
- Laboratorium sebagai pusat kontrol kualitas bahan baku dan produk.
- Fasilitas-fasilitas bagi karyawan seperti: poliklinik, kantin, aula dan mesjid.

2. Daerah proses dan perluasan.

   Merupakan lokasi alat-alat proses diletakkan untuk kegiatan produksi dan perluasannya.

3. Daerah pergudangan umum, bengkel dan garasi.

4. Daerah utilitas dan pemadam kebakaran.

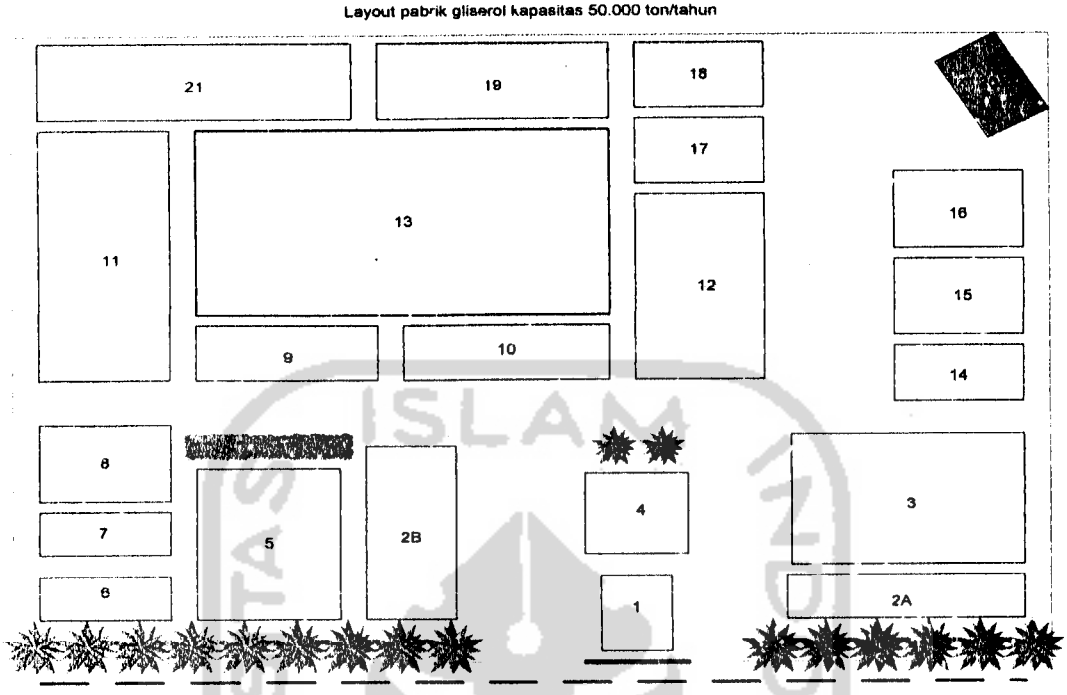
   Merupakan lokasi pusat kegiatan penyediaan air, steam, air pendingin dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

   Perincian luas bangunan disajikan dalam tabel 5.2.1. yang terdapat di bawah ini:

Tabel 5. 2. 1. Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

No.	Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m^2)
1.	Kantor Utama	60 x 30	1.800
2.	Pos keamanan/satpam	5 x 10	50
3.	Parkir	20 x 25	500
4.	Masjid	20 x 25	500
5.	Kantin	20 x 20	400
6.	Bengkel	20 x 20	400
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 20	400
14.	Utilitas	65 x 30	1.950
15.	Daerah proses	60 x 200	12.000
16.	Ruang kontrol	20 x 10	300
17.	Ruang kontrol utilitas	20 x 10	200
18.	Tangki bahan baku	30 x 80	2.400
19.	Tangki produk	30 x 60	1.800
20.	Mess	70 x 30	2.100
21.	Jalan dan taman	50 x 20	1.000
22.	Perluasan pabrik	50 x 80	4.000
	Jumlah		**31.225**



Gambar 5.2.1. Tata letak pabrik *Gliserol*

Skala 1 : 100

Keterangan :

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

— — — — Jalan Raya

5. 3. Tata Letak Peralatan 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 elevasi pipa, di mana 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 bekerja.

2. Aliran udara

   Aliran udara di dalam dan di sekitar area proses perlu diperhatikan supaya lancar. Hal ini bertujuan untuk menghindari stagnasi udara pada suatu tempat yang dapat mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang berbahaya, sehingga dapat membahayakan keselamatan pekerja. Juga perlu diperhatikan arah hembusan angin.

3. Cahaya

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

4. Lalu lintas manusia

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

terjadi gangguan alat proses maka harus cepat diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

5. Tata letak alat proses

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

6. Jarak antar alat proses

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

- Umur alat

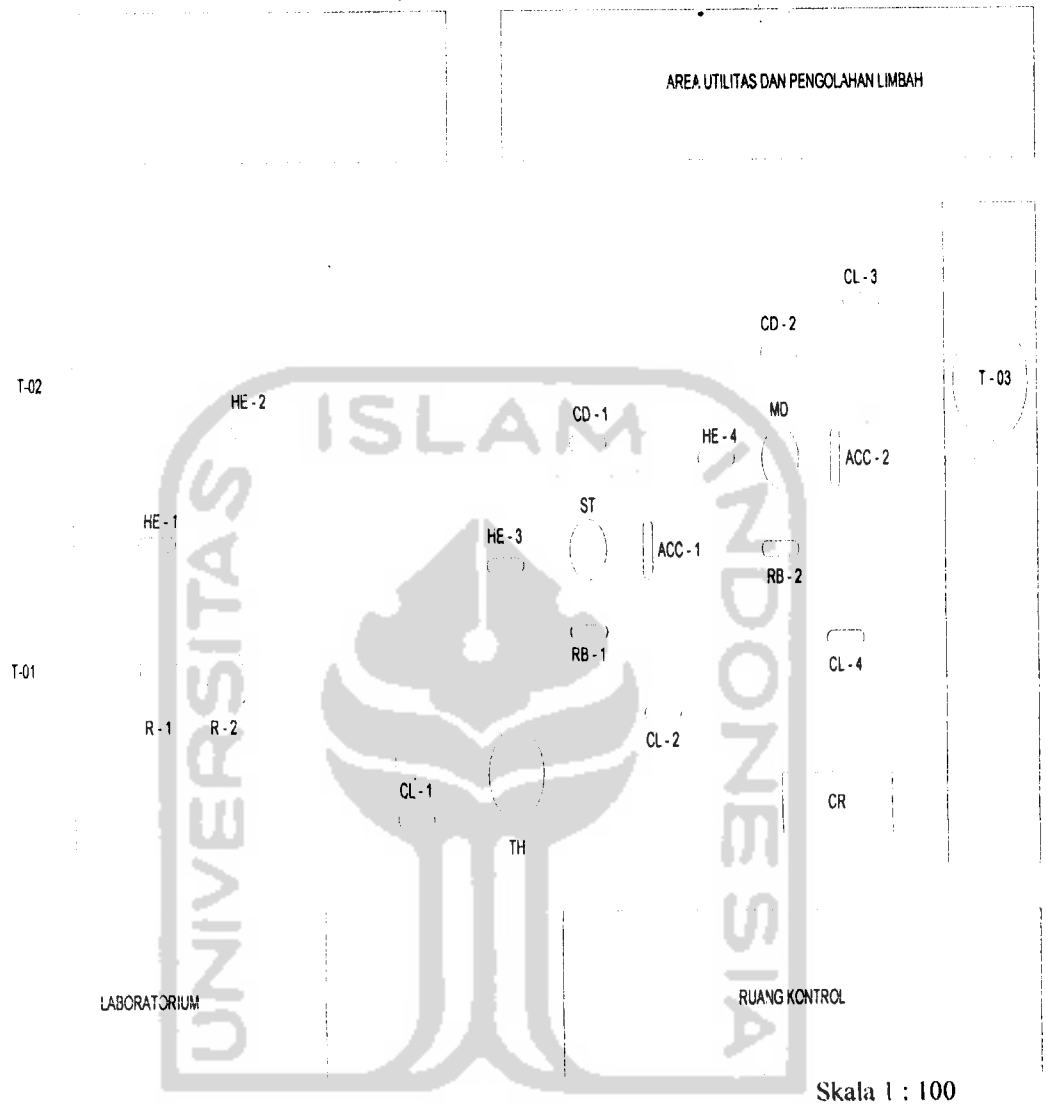
  Semakin tua umur alat semakin banyak pula perawatan yang harus diberikan yang menyebabkan bertambahnya biaya perawatan.

- Bahan baku

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

Tata letak alat proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

1. Kelancaran proses produks dapat terjamin.
2. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai.
3. Biaya material handling menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk capital yang tidak penting.
4. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal.
5. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.



Skala 1 : 100

Keterangan:

ACC = Akumulator	T = Tangki	R = Reaktor
HE = Heater	RB = Reboiler	TH = Thickener
CL = Cooler	CD = Condensor	ST = Stripper
MD = Menara Distillasi	CR = Control	

Gambar 5.3.1. Layout Alat Proses

5. 4. Laboratorium

5.4.1. Kegunaan Laboratorium

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

Laboratorium kimia merupakan sarana untuk mengadakan penelitian mengenai bahan baku, proses maupun produksi. Hal ini dilakukan untuk meningkatkan dan menjaga kualitas 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.

Laboratorium melaksanakan kerja selama 24 jam sehari dibagi dalam kelompok kerja shift dan non shift.

a. Kelompok kerja Non shift

Kelompok ini mempunyai tugas melaksanakan analisa khusus yaitu analisa kimia yang sifatnya tidak rutin dan menyediakan *reagen kimia* yang dibutuhkan laboratorium unit dalam rangka membantu pekerjaan kelompok shift. Kelompok tersebut melakukan tugasnya di laboratorium utama dengan tugas antara lain:

1) Menyiapkan *reagen* untuk analisa laboratorium unit.
2) Menganalisa bahan buangan penyebab polusi tangki.
3) Melakukan penelitian atau pekerjaan untuk membantu kelancaran produksi.

b. Kelompok shift.

Kelompok kerja ini mengadakan tugas pemantauan dan analisa- analisa rutin terhadap proses produksi. Dalam melakukan tugasnya kelompok ini menggunakan sistem bergilir, yaitu kerja shift selama 24 jam dengan masing-masing shift bekerja selama 8 jam.

5.4.2. Program Kerja Laboratorium

Dalam upaya pengendalian mutu produk, pabrik *Gliserol* ini mengoptimalkan aktivitas laboratorium untuk pengujian mutu. Analisa pada proses pembuatan *Gliserol* ini dilakukan terhadap :

1) Bahan baku Alil alkohol , yang dianalisa adalah kemurnian , *density* , kadar impuritias/inert, warna, viscositas, *spesific gravity*, dan indeks bias.

2) Bahan baku Hidrogen peroksida yang dianalisa adalah kemurnian, kadar air, *density*, viscositas, *spesific gravity*, kadar dan katalis WO3 yang dianalisa sesuai standar ASTM.

3) Produk G*liserol* yang dianalisa sesuai standar ASTM

Analisa untuk unit utilitas, meliputi :

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

Dalam menganalisa harus diperhatikan juga mengenai sample yang akan diambil dan bahaya-bahaya pada pengambilan sample. Sampel yang diperiksa untuk analisa terbagi menjadi tiga (3) bentuk, yaitu:

a. Gas

Cara penanganan/analisa dalam bentuk gas dapat dilaksanakan langsung ditempat atau di unit proses atau bisa dilakukan dengan pengambilan sample

dengan botol gas sample yang selanjutnya dibawa kelaboratorium induk untuk dianalisa. Pengambilan sample dalam bentuk gas harus diperhatikan segi keamanan, terlebih gas yang dianalisa berbahaya. Alat pelindung diri harus disesuaikan dengan sample yang akan diambil. Arah angin juga harus diperhatikan, yaitu kita harus membelakangi angin.

b. Cairan

Untuk melakukan analisa pada bentuk cairan, terlebih dulu contoh harus didinginkan bila contoh yang akan dianalisa panas. Untuk contoh yang berbahaya pengambilan cuplikan contoh dilakukan dengan pipet ataualat lainnya dan diupayakan tidak tertelan atau masuk mulut.

c. Padatan

Untuk mengambil sample dalam bentuk padatan, dilakukan secara acak dan disimpan dalam tempat/botol yang tertutup. Sampel padatan disimpan dalam bentuk *container*/karung. Jumlah sample yang harus diambil adalah akar dari jumlah container/karung yang ada. Sedangkan pengambilan sample padatan dalam conveyor yang berjalan dengan titik pengambilan, yaitu dua titik dipinggir dan satu titik ditengah.

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.

5.4.3 Alat Analisa Penting

Alat analisa yang digunakan :

1) *Water Content Tester*

Alat ini digunakan untuk menganalisa kadar air.

2) *Hydrometer*

Alat ini digunakan untuk mengukur *Spesific grafity.*

3) *Viscometer batch*

Alat ini digunakan untuk mengukur viscositas.

4) *Portable Oxygen Tester*

Digunakan untuk menganalisa kandungan oksigen dalam cerobong asap.

5) *Infra – Red Spectrometer*

Digunakan untuk mengukur indeks bias.

5. 5. Organisasi Perusahaan

5.5.1. 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 *Gliserol* ini direncanakan didirikan pada tahun 2012 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.

5.5.2. Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi merupakan susunan yang terdiri dari fungsi-fungsi dan hubungan-hubungan yang menyatakan seluruh kegiatan untuk mencapai suatu

sasaran. Secara fisik, struktur organisasi dapat dinyatakan dalam bentuk grafik yang memperlihatkan hubungan unit-unit organisasi dan garis-garis wewenang yang ada.

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah stuktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan dalam perusahaan tersebut, karena hal ini berhubungan dengan komunikasi yang terjadi di dalam perusahaan, demi tercapainya hubungan kerja yang baik antar karyawan. Untuk mendapatkan suatu sistem organisasi yang terbaik maka perlu diperhatikan beberapa asas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain perumusan tugas perusahaan dengan jelas, pendelegasian wewenang, pembagian tugas kerja yang jelas, kesatuan perintah dan tanggung jawab, sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan, dan organisasi perusahaan yang fleksibel.

Sistem strukstur organisasi perusahaan ada tiga yaitu *line*, *line* dan *staff*, serta sistem fungsional. Dengan berpedoman terhadap asas-asas tersebut maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu sistem *line*/lini dan *staff*. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi, maka perlu dibentuk staff ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli di bidangnya. Bantuan pikiran dan nasehat akan diberikan oleh staf ahli kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

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

Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya diwakili oleh Dewan Komisaris, sedangkan tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh Kepala Bidang Produksi serta Kepala Bidang Keuangan dan Umum. Kepala Bidang membawahi beberapa Kepala Seksi, yang akan bertanggung jawab membawahi seksi-seksi dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Kepala Bidang Produksi membawahi Seksi Operasi dan Seksi Teknik. Sedangkan Kepala Bidang Keuangan dan Umum yang membidangi kelancaran pelayanan dan pemasaran, membawahi Seksi Umum, Seksi Pemasaran, dan Seksi Keuangan & Administrasi. Masing-masing Kepala Seksi akan membawahi Koordinator Unit atau langsung membawahi karyawan. Unit koordinator untuk mengkoordinasi dan mengawasi karyawan yang ada di unitnya.

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

- Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembagian tugas, tanggungjawab, wewenang, dan lain-lain.

- Penempatan pegawai yang lebih tepat
- Penyusunan program pengembangan manajemen perusahaan akan lebih terarah
- Ikut menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada
- Sebagai bahan orientasi untuk pejabat
- Dapat mengatur kembali langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

5.5.3. Tugas dan Wewenang

5.5.3.1. 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.

5.5.3.2. 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 hal yang penting

5.5.3.3. Dewan Direksi

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.

5.5.3.4. *Staff* Ahli

Staff ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Dewan Direksi dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknis maupun administrasi. *Staff* ahli bertanggungjawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas dan wewenang *staff* ahli antara lain :

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

5.5.3.5. Kepala Bagian

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

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

5.5.3.6. 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 masing-masing.

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 insentif karyawan.

j. Kepala Seksi Penjualan

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

Seksi Penjualan :

Tugas seksi Penjualan antara lain :

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

k. Kepala Seksi Pembelian

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

Seksi Pembelian :

Tugas seksi pembelian antara lain :

- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan 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.

5.5.4. Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Pada pabrik *gliserol* 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.

5.5.5. 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*).

5.5.5.1. 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 – 13.30 WIB.

- Istirahat Sabtu : 12.00 – 12.30 WIB.

5.5.5.2. 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.
- Shift IV : Libur

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.

5.5.6. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

5.5.6.1. Penggolongan Jabatan

Tabel 5.5.6.1.1. Penggolongan jabatan

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

5.5.6.2. Perincian Jumlah Karyawan

Tabel 5.5.6.1.2. Jumlah karyawan pada masing-masing bagian

No	Jabatan	Jumlah
(1)	(2)	(3)
1.	Direktur Utama	1
2.	Direktur Teknik dan Produksi	1
3.	Direktur Keuangan dan Umum	1
4.	Staff Ahli	2
5.	Sekretaris	2
6.	Kepala Bagian Umum	1
7.	Kepala Bagian Pemasaran	1
8.	Kepala Bagian Keuangan	1

8.	Kepala Bagian Keuangan	1
9.	Kepala Bagian Teknik	1
10.	Kepala Bagian Produksi	1
11.	Kepala Bagian R & D	1
12.	Kepala Seksi Personalia	1
13.	Kepala Seksi Humas	1
14.	Kepala Seksi Keamanan	1
15.	Kepala Seksi Pembelian	1
16.	Kepala Seksi Pemasaran	1
17	Kepala Seksi Administrasi	1
18	Kepala Seksi Kas/Anggaran	1
19.	Kepala Seksi Proses	1
20.	Kepala Seksi Pengendalian	1
21.	Kepala Seksi Laboratorium	1
22	Kepala Seksi Pemeliharaan	1
23.	Kepala Seksi Utilitas	1
24.	Kepala Seksi Pengembangan	1
25.	Kepala Seksi Penelitian	1
26.	Karyawan Personalia	4
27.	Karyawan Humas	3
28.	Karyawan Keamanan	9
29.	Karyawan Pembelian	4
30.	Karyawan Pemasaran	4
31.	Karyawan Administrasi	3
32.	Karyawan Kas/Anggaran	3
33.	Karyawan Proses	32
34.	Karyawan Pengendalian	4
35.	Karyawan Laboratorium	6
36.	Karyawan Pemeliharaan	4
37.	Karyawan Utilitas	10
38.	Karyawan KKK	3
39.	Karyawan Litbang	4
40.	Karyawan Pemadam Kebakaran	4
41.	Medis	1

42.	Paramedis	3
43.	Sopir	3
44.	Cleaning Service	8
	Total	**139**

5.5.6.2. 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 5.5.6.2. Perincian golongan dan gaji

No	Jabatan	Jml	Gaji per Bulan (Rp)	Total Gaji (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)	(5)
1	Direktur utama	1	20.000.000,00	20.000.000,00
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	15.000.000,00	15.000.000,00
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	15.000.000,00	15.000.000,00

4	Satff Ahli	2	5.000.000,00	10.000.000,00
5	Sekretaris	2	1.800.000,00	3.600.000,00
6	Kepala Bagian Umum	1	8.000.000,00	8.000.000,00
7	Kepala Bagian Pemasaran	1	8.000.000,00	8.000.000,00
8	Kepala Bagian Keuangan	1	8.000.000,00	8.000.000,00
9	Kepala Bagian Teknik	1	8.000.000,00	8.000.000,00
10	Kepala Bagian Produksi	1	8.000.000,00	8.000.000,00
11	Kepala Bagian R & D	1	8.000.000,00	8.000.000,00
12	Kepala Seksi Personalia	1	4.500.000,00	4.500.000,00
13	Kepala Seksi Humas	1	4.500.000,00	4.500.000,00
14	Kepala Seksi Keamanan	1	4.500.000,00	4.500.000,00
15	Kepala Seksi Pembelian	1	4.500.000,00	4.500.000,00
16	Kepala Seksi Pemasaran	1	4.500.000,00	4.500.000,00
17	Kepala Seksi Administrasi	1	4.500.000,00	4.500.000,00
18	Kepala Seksi Kas/anggaran	1	4.500.000,00	4.500.000,00
19	Kepala Seksi Proses	1	4.500.000,00	4.500.000,00
20	Kepala Seksi Pengendalian	1	4.500.000,00	4.500.000,00
21	Kepala Seksi Laboratorium	1	4.500.000,00	4.500.000,00
22	Kepala Seksi Penelitian	1	4.500.000,00	4.500.000,00
23	Kepala Seksi Pengembangan	1	4.500.000,00	4.500.000,00
24	Kepala Seksi Pemeliharaan	1	4.500.000,00	4.500.000,00

Lanjutan tabel 5.5.6.2.1. Perincian Golongan dan Gaji

(1)	(2)	(3)	(4)	(5)
25	Kepala Seksi Utilitas	1	4.500.000,00	4.500.000,00
26	Karyawan Personalia	4	1.500.000,00	6.000.000,00
27	Karyawan Humas	3	1.500.000,00	4.500.000,00
28	Karyawan Security/keamanan	9	1.200.000,00	10.800.000,00
29	Karyawan Pembelian	4	1.500.000,00	6.000.000,00
30	Karyawan Pemasaran	4	1.500.000,00	6.000.000,00
31	Karyawan Administrasi	3	1.500.000,00	4.500.000,00
32	Karyawan kas	3	1.500.000,00	4.500.000,00
33	Karyawan Proses	32	1.500.000,00	48.000.000,00
34	Karyawan Pengendalian	4	1.500.000,00	6.000.000,00
35	Karyawan Laboratorium	6	1.500.000,00	9.000.000,00
36	Karyawan Pemeliharaa	4	1.500.000,00	6.000.000,00
37	Karyawan Utilitas	10	1.500.000,00	15.000.000,00
38	Karyawan KKK	3	1.500.000,00	4.500.000,00
39	Karyawan Litbang	4	1.500.000,00	6.000.000,00
40	KaryawanPemadam kebakaran	4	1.200.000,00	4.800.000,00
41	Dokter	1	4.000.000,00	4.000.000,00
42	Perawat	3	1.500.000,00	4.500.000,00
43	Sopir	3	900.000,00	2.700.000,00
44	Cleaning Service	8	500.000,00	4.000.000,00
TOTAL				**331.400.000,00**

5.5.7. 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 promosi
   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.

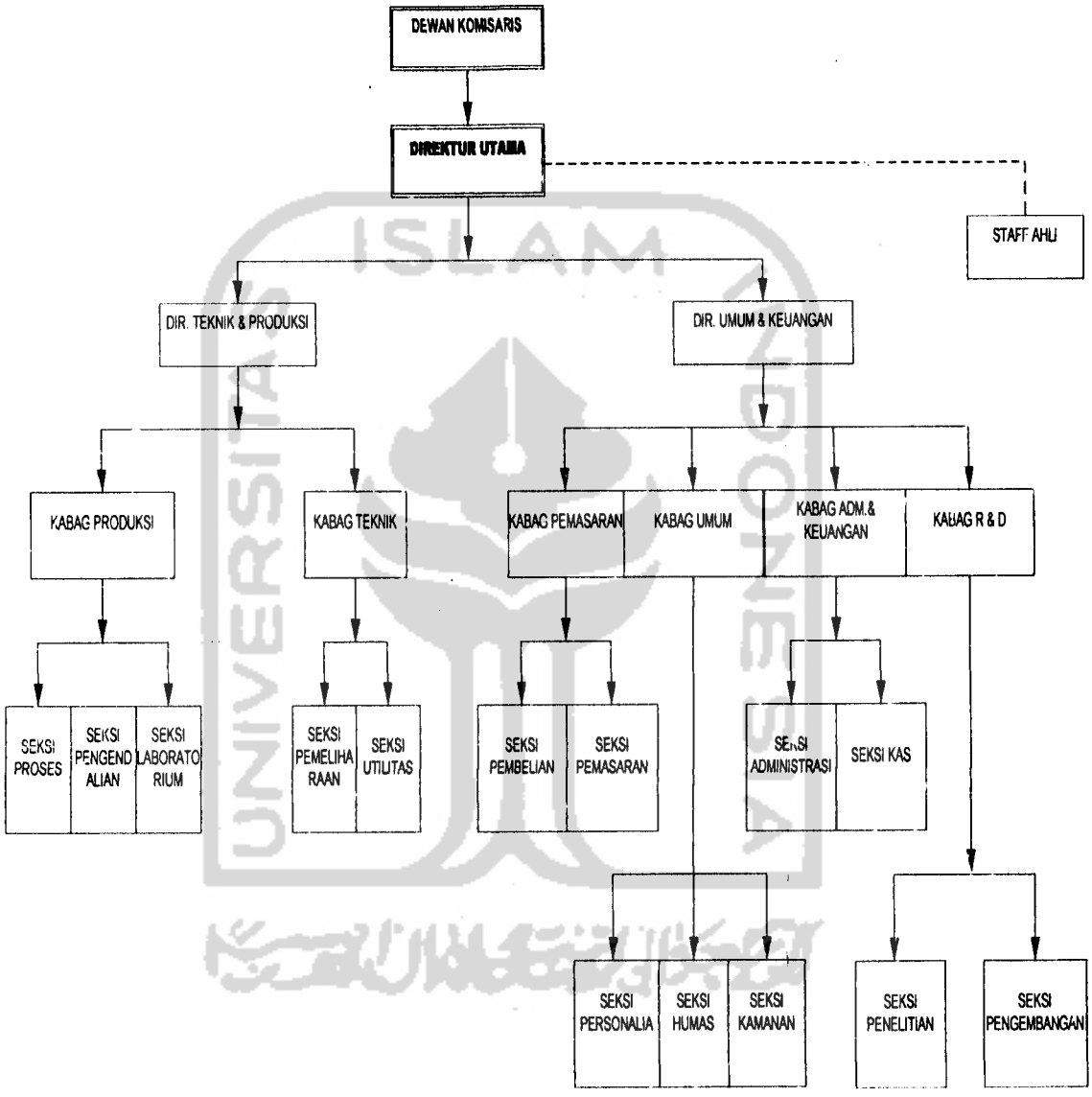
Pakaian kerja dan sepatu. Setiap tahun mendapat jatah 2 *pieces*.

5.5.8. 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.

STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN



Gambar 5. 5.2. Struktur Organisasi Perusahaan

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Dalam prarancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan *(estimation)* tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan.

6. 1. Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan teknik kimia pada tahun tersebut.

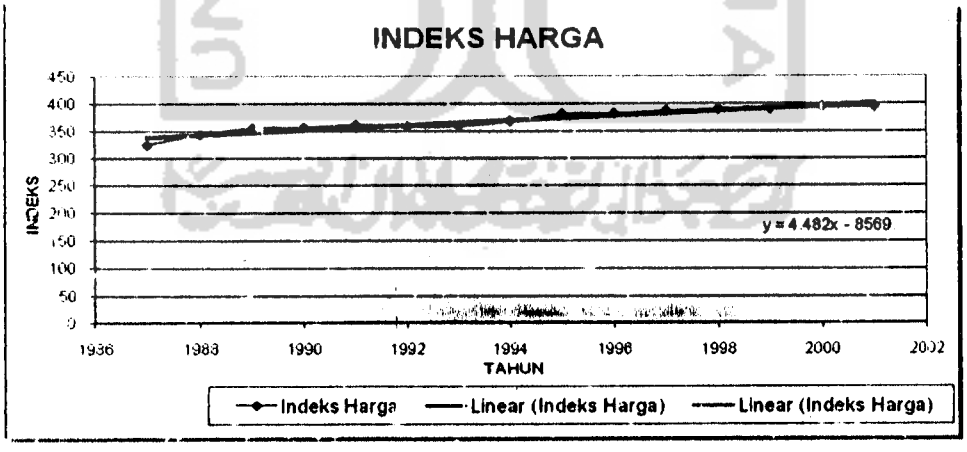
Pabrik beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun evaluasi pada tahun 2012. Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mancari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa.

Harga indeks tahun 2012 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1987 sampai 2012, dicari dengan persamaan regresi linier:

Tabel 6.1. Harga indeks

X (Tahun)	Y (Indeks)
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3

Sumber : www.che.com



Grafik 6.1. Indeks Harga

Persamaan yang diperoleh adalah: y = 4, 4829 x - 8569, 3

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2012 adalah:

y = 4, 4829 x - 8569, 3

y = (4, 4829 x 2012) – 8559, 3

y = Nx = 450, 2948

Harga – harga alat dan lainnya diperhitungkan pada tahun evaluasi. Harga alat dan lainnya ditentukan denga (Peters 1990). Maka harga alat pada tahun evaluasi dapat dicari dengan persamaan:

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

Dalam hubungan ini: Ex : Harga pembelian pada tahun 2012

Ey : Harga pembelian pada tahun referensi (1990)

Nx : Index harga pada tahun 2012

Ny : Index harga pada tahun referensi (1990)

Sehingga:

$$Ex = \frac{450,2948}{356} Ey = 1, 2649\ Ey$$

6. 2. Perhitungan Biaya

1. Capital Invesment

Capital investment adalah banyaknya pengeluaran – pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

Capital investment terdiri dari:

1. Fixed Capital Investment

   Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik.

2. Working Capital Investment

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

2. Manufacturing Cost

Manufacturing Cost merupakan jumlah direct, indirect dan Fixed Manufacturing Cost, yang bersangkutan dalam pembuatan produk.

Menurut Aries & Newton (Tabel 23), manufacturing cost meliputi:

1. Direct Cost

   Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

2. Indirect Cost

Indirect Cost adalah pengeluaran–pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

3. Fixed Cost

Fixed Cost adalah biaya – biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat pabrik beroperasi maupun tidak atau pengeluaran yang bersifat tetap tidak tergantung waktu dan tingkat produksi.

3. General Expense

Genaral Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran–pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi – perusahaan yang tidak termasuk manufacturing cost.

6.3. Analisa Kelayakan

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

Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

1. Percent Return On Investment

Return on investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

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

2. Pay Out Time (POT)

Pay out time adalah:

- Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya capital investment dengan profit sebelum dikurangi depresiasi.
- Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
- Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

$$\text{POT} = \frac{\textit{Fixed}\ \text{Capital Investment}}{(\textit{KeuntunganTahunan} + \text{Depresiasi})}$$

3. Break Event Point (BEP)

Break event point adalah:

- Titik impas produksi (suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian).
- Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menetukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.

- Kapasitas produksi pada saat sales sama dengan total cost. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.

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

Dalam hal ini:

Fa : Annual Fixed Manufacturing Cost Pada produksi maksimum

Ra : Annual Regulated Expenses pada produksi maksimum

Va : Annual Variable Value pada produksi maksimum

Sa : Annual Sales Value pada produksi maksimum

4. Shut Down Point (SDP)

Shut down point adalah:

- Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain variable cost yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).
- Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mancapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.

- Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar fixed cost.
- Merupakan titik produksi di mana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

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

5. Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) adalah:

- Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan "DCFR" dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
- Laju bunga maksimal di mana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
- Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik.

Persamaan untuk menentukan DCFR:

$$(WC + FCI)(1+i)^{10/CF} = \left[(1+i)^9 (1+1)^8 + \ldots + (1+i) + 1\right] + (WC + SV)/CF$$

Dimana:

FC : Fixed capital

WC : Working capital

SV : Salvage value

C : Cash flow

: profit after taxes + depresiasi + finance

n : Umur pabrik = 10 tahun

i : Nilai DCFR

6.4. Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik Gliserol memerlukan rencana PPC, PC, MC, serta General Expense. Hasil rancangan masing – masing disajikan pada tabel:

6.4.1. Penentuan *Total Capital Investment* (TCI)

A. Modal Tetap (Fixed Capital Investment)

Tabel 6.4.1.1. *Fixed Capital Investment*

No	*Type of Capital Investment*	US $	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	*Delivered Equipment*	3.055.504,22	
2	*Equipment Instalation*	334.776,98	1.292.345.349,10
3	*Piping*	2.334.139,53	1.494.274.413,96
4	*Instrumentation*	86.351,21	201.928.974,86
5	*Insulation*	86.351,21	201.928.974,86
6	*Electrical*	265.696,02	-
7	*Buildings*	-	6.312.520.000

8	*Land and Yard Improvement*	-	3.725.000.000
9	*Utilities*	1.703.814,07	223.822.551,69
	Pysical Plant Cost	**8.317.783,27**	**14.239.929.007,91**
10	*Engineering and Construction*	1.663.556,65	2.847.985.801,58
	Direct Plant Cost	9.981.339,93	17.087.914.806.49
11	*Contractor's Fee*	698.693,79	1.196.154.036,66
12	*Contingency*	1.497.200,99	2.563.187.231,42
	Fixed Capital	12.177.234,71	20.847.256.067,58

Kurs mata uang : $ 1 = Rp. 9100,00

Total *Fixed Capital Investment* dalam rupiah

= ($12.177.234.71 x Rp. 9100 / $ 1) + Rp. 20.847.256.067,58

= Rp. 131.660.091.948,89

B. Modal Kerja (*Working Capital*)

Tabel 6.4.1.2. *Working Capital*

No	Type of Expenses	US $	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	*Raw Material Inventory*	7.050.637,76	64.160.803.649,17
2	*In Process Inventory*	73.416,3373	6.489.090,52
3	*Product Inventory*	9.788.711,653	865.212.068,89
4	*Extended Credit*	21.717.948,72	-
5	*Available Cash*	9.788.711,653	865.212.068,89
	Total *Working Capital*	**38.419.425,12**	**65.897.716.877,46**

Sehingga *Total Working Capital* :

= ($48.419.425,12x Rp. 9100 / $ 1) + Rp. 65.897.716.877,40

= Rp. 506.514.485.506

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

A. Manufacturing Cost

Tabel 6.4.2.1. *Manufacturing Cost*

No	Type of Expenses	US $	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	*Raw Materials*	84.607.653,16	-
2	*Labor Cost*	-	331.400.000
3	*Supervision*	-	33.140.000
4	*Maitenance*	-	19.884.000
5	*Plant Supplies*	-	2.982.600
6	*Royalties and Patents*	5.212.307,69	-
7	*Utilities*	-	6.990.048.987,86
	Direct Manufacturing Cost	**89.819.960,86**	**7.377.455.537,86**
1	*Payroll and Overhead*	-	56.338.000
2	*Laboratory*	-	39.768.000
3	*Plant Overhead*	-	198.840.000
4	*Packaging ang Shipping*	26.061.534,46	-
	Indirect Manufacturing Cost	**26.061.534,46**	**294.946.000**
1	*Depreciation*	1.217.723,471	2.084.725.606,76
2	*Property Taxes*	243.544,694	416.945.121,55
3	*Insurance*	121.772,347	208.472.560,68
	Fixed Manufacturing Cost	1.583.040,513	**2.710.143.288,79**
	Total Manufacturing Cost	**117.464.539,83**	**10.382.544.826,65**

Sehingga *Total Manufacturing Cost* :

= ($117.464.539,83 * Rp. 9100 / $ 1) + Rp. 10.382.544.826,65

= Rp. 1.079.309.857.281,22

B. General Expense

Tabel 6.4.2.2. *General Expense*

No	Type of Expenses	US $	Rupiah (Rp)
(1)	(2)	(3)	(4)
1	*Administration*	4.698.581,593	415.301.793,07
2	*Sales*	8.222.517,788	726.778.137,87
3	*Research*	4.698.581,593	415.301.793,07
4	*Finance*	1.817.899,795	2.602.349.188,35
General expense		19.437.580,77	4.159.730.912,35

Sehingga *Total General Expense* :

= ($19.437.580,77 x Rp. 9100 / $ 1) + Rp. 4.159.730.912,35

= Rp. 181.041.715.915,83

Total Biaya Produksi = TMC + GE

= Rp 1.260.351.573.197,05

6.4.3. Keuntungan (*Profit*)

Keuntungan = Total Penjualan Produk – Total Biaya Produksi

Harga Jual Produk Seluruhnya (Sa)

Total Penjualan Produk = Rp. 1.326.238.000.000

Total Biaya Produksi = Rp. 1.260.351.573.197,05

Pajak keuntungan sebesar 40 %.

Keuntungan Sebelum Pajak = Rp. 55.886.426.802,95

Keuntungan Setelah Pajak = Rp. 33.531.856.081,77

6.4.4. Analisa Kelayakan

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

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

- ROI sebelum Pajak = 42.4475 %
- ROI setelah Pajak = 25.4685 %

2. ***Pay Out Time*** **(POT)**

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

- POT sebelum Pajak = 1.9067 tahun
- POT setelah Pajak = 2.8194 tahun

3. ***Break Even Point*** **(BEP)**

Fixed Manufacturing Cost (Fa) = Rp. 57.930.440.457,51

Variabel Cost (Va) = Rp. 1.061.511.592.727,86

Regulated Cost (Ra) = Rp. 817.758.308.321,23

Penjualan Produk (Sa) = Rp. 2.371.600.000.000

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

$$BEP = 41{,}11\ \%$$

4. ***Shut Down Point*** **(SDP)**

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

SDP = **33.26 %**

5. ***Discounted Cash Flow*** **(DCF)**

Umur Pabrik = 10 tahun

Fixed Capital (FC) = Rp. 131.660.091.948,89

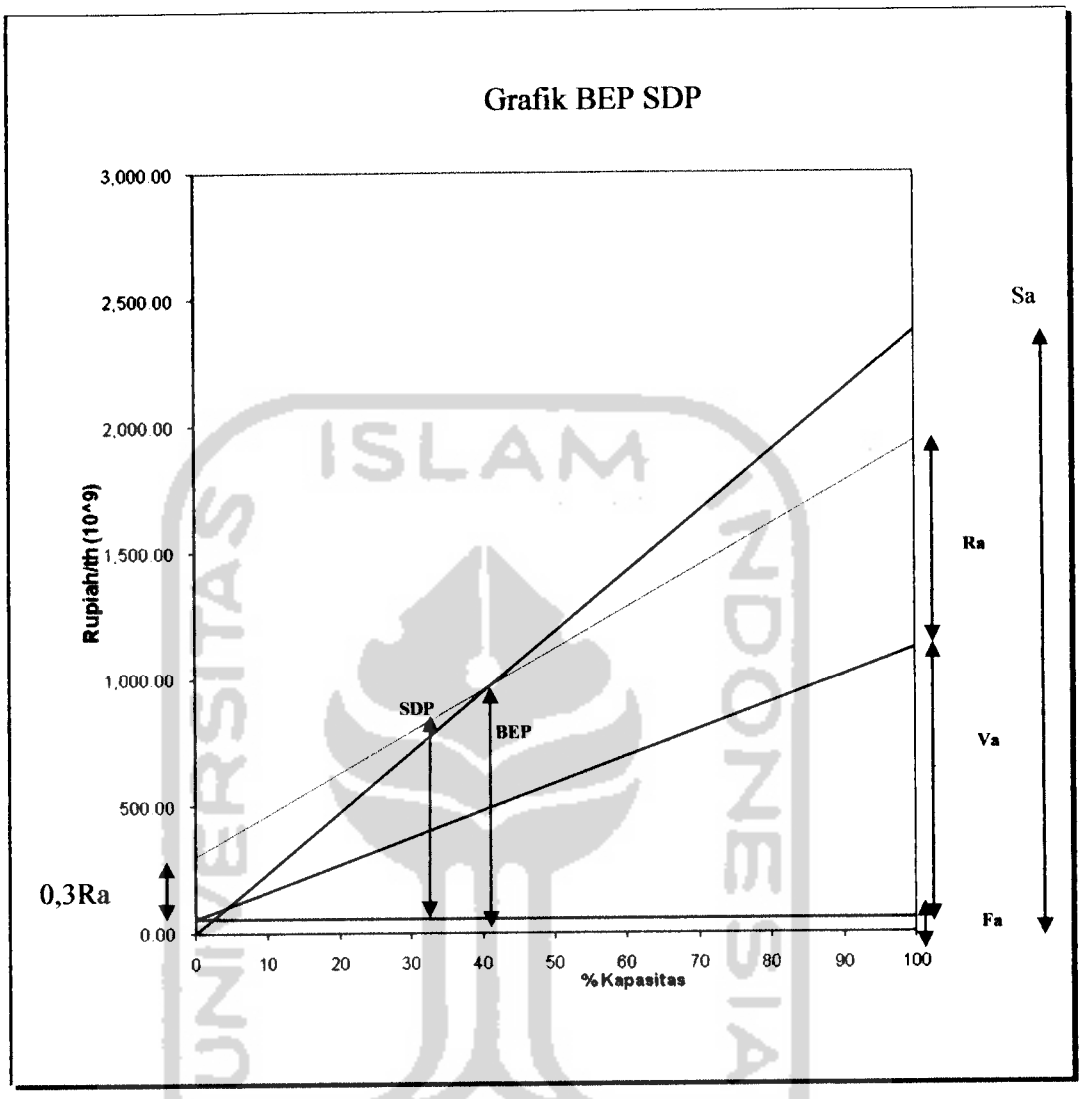
Working Capital (WC) = Rp. 506.514.485.506,00

Cash Flow (CF) = Rp. 227.739.581.192,49

Salvage Value (SV) = Rp. 13.166.009.194,89

DCFR = 35,34 %

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



Grafik 6.2. Nilai BEP dan SDP

BAB VII
PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Pabrik Gliserol dari Alil Alkohol dan Hidrogen Peroksida dengan kapasitas 50.000 ton/tahun digolongkan pabrik beresiko rendah karena proses berjalan pada kondisi operasi yang rendah yaitu pada tekanan 1 atm, bahan baku dan produk yang dihasilkan tidak mudah terbakar dan meledak. Hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut:

1. Keuntungan yang diperoleh:
   - Sebelum pajak Rp.55.886.426.802.,-/tahun
   - Sesudah pajak Rp.33.531.856.081,-/tahun
2. Return On Investment (ROI):
   - Sebelum pajak 42, 4475 %
   - Sesudah pajak 25, 4685 %

   Kriteria pabrik beresiko rendah yaitu ROI minimal sebesar 11 % (Aries Newton 1955).
3. Pay Out Time (POT):
   - Sebelum pajak 1, 9067 tahun
   - Sesudah pajak 2, 8194 tahun

   Kriteria pabrik beresiko rendah yaitu POT maksimal sebesar 5 Tahun (Aries Newton 1955).

4. Break Even Point (BEP) pada 41, 11 % dan Shut Down Point (SDP) adalah 33, 26 %.

   Kriteria kelayakan BEP sebesar 40 % – 60 % dan SDP < BEP (Aries Newton 1955).

5. Discounted Cash Flow Rate (DCFR) sebesar 35, 34 %. Suku bunga pinjaman dan deposito di bank saat ini 8-10 % (Media Massa: Bisnis Indonesia, edisi 14 Juli 2004)

   Syarat Kelayakan DCFR sebesar 1,5 x Suku Bunga. (Aries Newton 1955).

Dari data hasil perhitungan analisa ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik Gliserol dari Alil Alkohol dan Hidrogen Peroksida dengan kapasitas 50.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan karena memiliki indikator keekonomian yang cukup menguntungkan.

REAKTOR

- **Tugas :** Mereaksikan Alil Alkohol dan Hidrogen Peroksida membentuk Gliserol dengan katalisator WO_3 sebanyak 7.406, 8736 kg/jam
- **Jenis :** Reaktor Alir Tangki Bepengaduk (RATB)
- **Reaksi yang Terjadi :**

$$C_3H_5OH + H_2O_2 \xrightarrow{65^{\circ}C,1atm} C_3H_5(OH)_3$$

- **Kondisi Operasi :**

T = 65 °C

P = 1 atm

- **Komponen di Reaktor :**

Tabel 1. Komponen di reaktor

Komponen	BM	Feed, kg/jam	Mol, kmol/jam	ρ, kg/L	F_v, L/jam
C_3H_5OH	58, 0801	4.559, 5567	78, 5047	0, 854	5.339, 06
H_2O	18, 0152	403, 1025	22, 3946	1, 0000	403, 10
H_2O_2	34, 0146	2.427, 6603	71, 3711	1, 4443	1.680, 86
WO_3	231, 8500	16, 5541	0,0714	7, 1600	0, 0023
Total		**7.406, 8736**	**172, 3418**		**7.423, 02**

▪ **Menentukan Densitas Campuran**

ρ-camp = ∑ρi * Fvi / ∑ Fvi

ρ-camp = (7.406, 8736 kg / jam) / (7.423, 02 L / jam) = 0, 9978 kg / liter

= 997, 8 kg/m^3

= 0, 0360 lb/in^3

▪ **Menghitung Konsentrasi Umpan**

F_v campuran = Σ Feed / ρ-camp

F_v campuran = (7.406, 8736 kg / jam) / (0, 9978 kg / L) = 7.423, 024 L/jam

= 7, 4230 m^3 / jam

▪ Komponen :

Tabel 2. Komponen di reaktor

Komp	BM	ρ, kg/L	Feed, kg/j	F_i, kmol/jam	C_i, gmol/L	F_v, L/jam
C_3H_5OH	58	0, 854	4.559, 5567	78, 5047	10, 5758	5.339, 06
H_2O	18	1, 0000	403, 1025	22, 3946	3, 0169	403, 10
H_2O_2	34	1, 4443	2.427, 6603	71, 3711	10, 1882	1.680, 86
WO_3	232	7, 1600	16, 5541	0,0714	0,0108	0, 0023
Total			**7.406, 8736**	**172, 3418**	**23, 2172**	**7.423, 02**

▪ **Langkah – Langkah Perancangan Reaktor :**

1. Dasar Pemilihan Reaktor
2. Penentuan Kinetika Reaksi
3. Optimasi Jumlah Reaktor

4. Perancangan Dimensi Reaktor
5. Perancangan Pengaduk
6. Perhitungan Neraca Panas
7. Perancangan Koil Pendingin

1. Dasar Pemilihan Reaktor :

Pemilihan reaktor jenis RATB ini berdasarkan pada :

- Fase cair – cair
- Kondisi operasinya atmosferik
- Reaksi berlangsung kontinyu

2. Penentuan Kinetika Reaksi :

Harga Konstanta Kecepatan Reaksi (k)

$$\frac{-dX_A}{dt} = k\,(1 - X_A)$$

Dimana :

$X_A = 0{,}85$

t = 2 jam (P.381 Industrial Chemistry Handbook)

3. Optimasi Jumlah Reaktor :

➢ Menghitung jumlah reaktor dengan masing - masing volumenya :

- Asumsi :

– Reaksi order 1 → $(-r_A) = k \cdot C_A$

– Pengadukan sempurna sehingga konsentrasi keluar reaktor sama dengan konsentrasi didalam reaktor.

– Kecepatan volumetrik masuk reaktor sama dengan keluar reaktor.

– Kecepatan alir volumetrik (F_v) masuk reaktor sama dengan kecepatan alir volumetrik keluar reaktor.

– (V / F_v) untuk masing - masing reaktor dianggap sama (bila jumlah

rektor lebih dari 1 buah).

– Kondisi eksothermal *steady state*.

– Densitas cairan dianggap tetap.

• Reaksi :

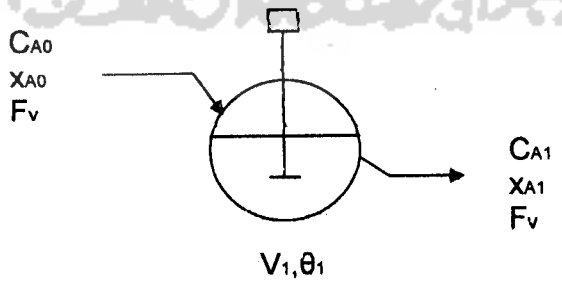
$$C_3H_5OH + H_2O_2 \xrightarrow{65^{\circ}C,1atm} C_3H_5(OH)_3$$

$$-r_A = \frac{-dC_A}{dt} = \frac{-dC_B}{dt} = k.C_A.C_B$$

$C_A = C_{A0}\,(1 - x_A) = C_{A1}$

$$-r_A = k \,.\, C_{A0} \,.\, (1 - x_A) \quad \text{..... pers (1)}$$

• **Neraca massa disekitar reaktor :**



Rate of input – Rate of output – Rate of generation = Accumulation

$F_v \cdot C_{A0} - F_v \cdot C_{A1} - (-r_A) \cdot V = 0$

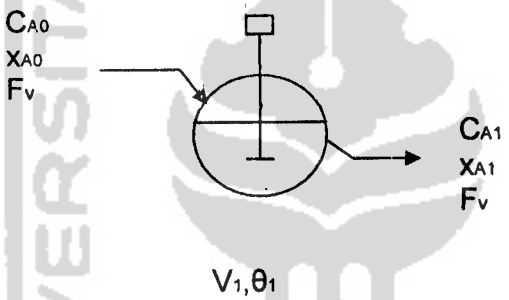
$F_v \cdot C_{A0} - F_v \cdot C_{A0} (1 - x_A) = (-r_A) \cdot V$

$F_v \cdot C_{A0} (1 - (1 - x_A)) = k \cdot C_{A0} \cdot (1 - x_A) \cdot V$

$$\frac{V}{F_v} = \frac{C_{A0} \cdot (1 - (1 - x_A))}{k \cdot C_{A0} \cdot (1 - x_A)} = \theta \qquad \text{pers (2)}$$

- **Mencari volume reaktor (RATB) :**

- Untuk 1 RATB :



Dari persamaan 3, maka diperoleh persamaan untuk mencari volume 1 RATB :

$$V_1 = \frac{F_v \times x_A}{k \times (1 - x_A)}$$

Dimana :

x_{A0} = 0 (konversi umpan masuk)

$x_A = x_{A1} - x_{A0}$

Diketahui:

F_v = 7.423, 02 L/jam

k = 0, 9486 / jam

x_{A1} = 0, 8500

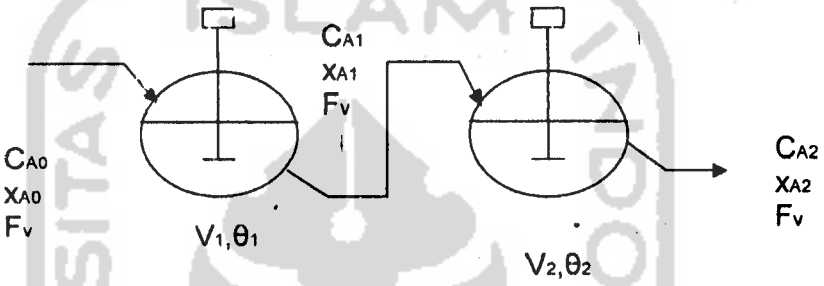
x_{A0} = -

V reaktor = 39.495, 24 liter → 1 Liter = 0,26417 galon

V reaktor = 10.433, 46 galon

θ = 5, 97 jam = 358, 42 menit

- Untuk 2 RATB :



$$V_1 = \frac{F_v \times (x_{A1} - x_{A0})}{k \times (1 - x_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{F_v \times (x_{A2} - x_{A1})}{k \times (1 - x_{A2})}$$

Diketahui:

F_v = 7.423, 02 L/jam

k = 0, 9486 / jam

x_{A0} = -

x_{A1} = 0, 6127

x_{A2} = 0, 8500

V Reaktor $_{(1)}$	=	11.026, 27 liter	=	2.912, 76 galon
V Reaktor $_{(2)}$	=	11.026, 27 liter	=	2.912, 76 galon
V rata – rata	=	11.026, 27 liter	=	2.912, 76 galon
θ	=	1, 67 jam	=	100, 06 menit

Untuk n RATB :

untuk n – reaktor, persamaan volume reaktornya menjadi :

$$V_n = \frac{F_v \times (x_{An} - x_{An-1})}{k \times (1 - x_{An})}$$

Dimana :

n = 1, 2, 3, 4, 5, ...dst

- Untuk 3 RATB :

$$V_1 = \frac{F_v \times (x_{A1} - x_{A0})}{k \times (1 - x_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{F_v \times (x_{A2} - x_{A1})}{k \times (1 - x_{A2})}$$

$$V_3 = \frac{F_v \times (x_{A3} - x_{A2})}{k \times (1 - x_{A3})}$$

Diketahui:

F_v = 7.423, 02 L/jam

k = 0, 9486 / jam

x_{A0} = -

x_{A1} = 0, 4648 (dari hasil trial)

x_{A2} = 0, 7177 (dari hasil trial)

x_{A3} = 0,8500

V Reaktor $_{(1)}$	=	6.147,8524 liter	= 1.624, 0782 galon
V Reaktor $_{(2)}$	=	6.147,8524 liter	= 1.624, 0782 galon
V Reaktor $_{(3)}$	=	6.147,8524 liter	= 1.624, 0782 galon
V rata – rata	=	6.147,8524 liter	= 1.624, 0782 galon
θ	=	0, 9299 jam	= 55, 7920 menit

- Untuk 4 **RATB :**

$$V_1 = \frac{F_v \times (x_{A1} - x_{A0})}{k \times (1 - x_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{F_v \times (x_{A2} - x_{A1})}{k \times (1 - x_{A2})}$$

$$V_3 = \frac{F_v \times (x_{A3} - x_{A2})}{k \times (1 - x_{A3})}$$

$$V_4 = \frac{F_v \times (x_{A4} - x_{A3})}{k \times (1 - x_{A4})}$$

Diketahui:

F_v = 7.423, 02 L/jam

k = 0, 9486 / jam

x_{A0} = -

x_{A1} = 0, 2465 (dari hasil trial)

x_{A2} = 0, 4322 (dari hasil trial)

x_{A3} = 0, 5722 (dari hasil trial)

x_{A4} = 0, 8500

V Reaktor (1)	= 4.937, 3581 liter	=	1.304, 3019 galon
V Reaktor (2)	= 4.937, 3581 liter	=	1.304, 3019 galon
V Reaktor (3)	= 4.937, 3581 liter	=	1.304, 3019 galon
V Reaktor (4)	= 4.937, 3581 liter	=	1.304, 3019 galon
V rata – rata	= 4.937, 3581 liter	=	1.304, 3019 galon
θ	= 0, 7468 jam	=	44, 8070 menit

- Untuk **5 RATB :**

$$V_1 = \frac{F_v \times (x_{A1} - x_{A0})}{k \times (1 - x_{A1})}$$

$$V_2 = \frac{F_v \times (x_{A2} - x_{A1})}{k \times (1 - x_{A2})}$$

$$V_3 = \frac{F_v \times (x_{A3} - x_{A2})}{k \times (1 - x_{A3})}$$

$$V_4 = \frac{F_v \times (x_{A4} - x_{A3})}{k \times (1 - x_{A4})}$$

$$V_5 = \frac{F_v \times (x_{A5} - x_{A4})}{k \times (1 - x_{A5})}$$

Diketahui:

F_v = 7.423, 02 L/jam

k = 0, 9486 / jam

x_{A0} = -

x_{A1} = 0, 2657 (dari hasil trial)

x_{A2} = 0, 4607 (dari hasil trial)

x_{A3} = 0, 7219 (dari hasil trial)

x_{A4} = 0, 7957 (dari hasil trial)

x_{A2} = 0, 8500

V Reaktor 1 =	3.325, 5994 liter	=	878, 5236 galon
V Reaktor 2 =	3.325, 5994 liter	=	878, 5236 galon
V Reaktor 3 =	3.325, 5994 liter	=	878, 5236 galon
V Reaktor 4 =	3.325, 5994 liter	=	878, 5236 galon
V Reaktor 5 =	3.325, 5994 liter	=	878, 5236 galon
V rata – rata =	3.325, 5994 liter	=	878, 5236 galon
θ =	0, 5030 jam	=	30, 1801 menit

➢ Mencari Jumlah Reaktor yang Optimum :

Penentuan jumlah reaktor yang paling optimum berdasarkan total harga pembelian reaktor yang paling minimum. Perhitungan harga reaktor menggunakan persamaan *" Six Tenths Factor "*

Persamaannya : $Eb = Ea\ (Cb / Ca)^{0,6}$

(Chem. Eng. Cost Estimation, R. S. Aries)

dimana :

Eb	=	Harga alat b
Ea	=	Harga alat a
Ca	=	Kapasitas alat a
Cb	=	Kapasitas alat b

Dengan kondisi operasi :

P = 1 atm

P = 1 atm x 14,7 psi / 1 atm

P = 14,7 psi

Dipilih bahan Carbon steel 50 psi untuk reaktor. Basis harga reaktor pada volume 1000 galon = $ 45.000

(Peter and Timmerhaus, 1993)

• Harga reaktor untuk **1 RATB :**

Diketahui data sbb :

Ea	=	$ 45.000
Ca	=	1.000 galon

Cb = 10.433, 46 galon

maka :

Eb = Ea (Cb / Ca) ^{0,6}

Eb = $ 183.767, 83

- Harga reaktor untuk **2 RATB :**

Diketahui data sbb :

Ea = $ 45.000

Ca = 1.000 galon

Cb = 2.912, 76 galon

maka :

Eb = Ea (Cb / Ca) ^{0,6}

Eb = $ 85.466, 31

- Harga reaktor untuk **3 RATB :**

Diketahui data sbb :

Ea = $ 45.000

Ca = 1.000 galon

Cb = 1.624, 0782 galon

maka :

Eb = Ea (Cb / Ca) ^{0,6}

Eb = $ 60.197, 07

• Harga reaktor untuk **4 RATB :**

Diketahui data sbb :

Ea = $ 45.000

Ca = 1.000 galon

Cb = 1.304, 3019 galon

maka :

$Eb = Ea (Cb / Ca)^{0,6}$

Eb = $ 52.776, 35

• Harga reaktor untuk **5 RATB :**

Diketahui data sbb :

Ea = $ 45.000

Ca = 1.000 galon

Cb = 878, 5236 galon

maka :

$Eb = Ea (Cb / Ca)^{0,6}$

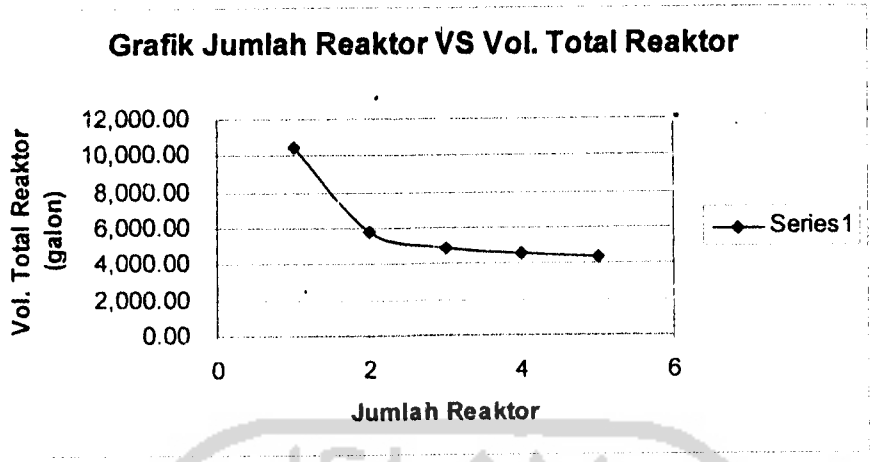
Eb = $ 41.635, 58

Tabel 3. Optimasi reaktor

Jumlah reaktor	Konversi masing - masing reaktor	Volume reaktor (gallon)	Volume total reaktor (gallon)	Harga / Unit (dollar)	Harga total (dollar)	θ (Waktu per reaktor , jam)
1	x_{A1} = 0,8500	10.433,46	10.433,46	183.767,83	183.767,83	5,97
2	**x_{A1} = 0,6127** **x_{A2} = 0,9600**	**V_1 = V2** **2.912,76**	**5.825,51**	**85.466,31**	**170.932,62**	**1,67**
3	x_{A1} = 0,4687 x_{A2} = 0,7177 x_{A3} = 0,8500	V1=V2=V3 1.624,07	4.872,21	60.197,07	180.591,20	0,93
4	x_{A1} = 0,2465 x_{A2} = 0,4322 x_{A3} = 0,5721 x_{A4} = 0,8500	V1=V2=V3=V4 1.304,42	5.217,70	52.779,34	211.117,37	0,75
5	x_{A1} = 0,2657 x_{A2} = 0,4607 x_{A3} = 0,6681 x_{A4} = 0,7957 x_{A5} = 0,8500	V1=V2= V3=V4=V5 859,81	4.299,04	41.101,10	205.505,50	0,49

Tabel 4. Jumlah reaktor vs volume total reaktor

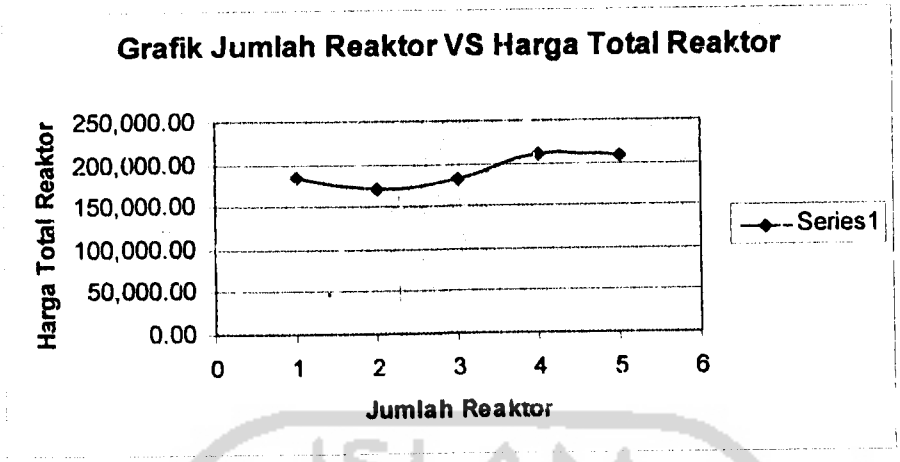
Jml Reaktor VS Volume Total Reaktor	
n	**galon**
1	10.433, 83
2	**5.825, 51**
3	4.872, 21
4	4.545, 08
5	4.392, 62



Gambar 1 Grafik Optimasi Reaktor, Jumlah Reaktor VS Volume Total Reaktor

Tabel 5. Jumlah reaktor vs harga total reaktor

Jml Reaktor VS Harga Total Reaktor	
n	**$**
1	183.767, 83
2	**170.932, 62**
3	180.591, 20
4	211.105, 42
5	208.177, 88



Gambar 2. Grafik Optimasi Reaktor, Jumlah Reaktor VS Harga Total Reaktor

Dari hasil optimasi, maka dipilih 2 buah reaktor yang disusun seri.

NERACA MASSA RATB 1 :

x_{A1} = 0,6127

$$C_3H_5OH + H_2O_2 \xrightarrow{65^{\circ}C,1atm} C_3H_5(OH)_3$$

mula :	78, 5000	71, 3700	
reaksi :	43, 7300	43, 7300	43, 7300
akhir :	**34, 7800**	**27, 6400**	**43, 7300**

Tabel 6. Neraca massa di reaktor – 01

Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)	
Dari Tangki - 01 :		C_3H_5OH	: 2.020, 0259
C_3H_5OH	: 3.912, 2319	H_2O	: 403, 1025
H_2O	: 79, 8415	H_2O_2	: 940, 1635
Dari Tangki - 02 :		Katalis WO_3	: 16, 5541
H_2O_2	: 2.427, 6603	$C_3H_5(OH)_3$	: 4.027, 3012
H_2O	: 269, 7400		
Hasil Atas MD :			
C_3H_5OH	: 647, 3248		
H_2O	: 13, 2107		
Hasil Bawah TH :			
WO_3	: 16, 5541		
H_2O	: 40, 3102		
Total	**: 7.406, 8736**	**Total**	**: 7.406, 8736**

NERACA MASSA RATB 2 :

x_{A2} = 0, 8500

$$C_3H_5OH + H_2O_2 \xrightarrow{65^{\circ}C,1atm} C_3H_5(OH)_3$$

mula :	34, 7800	27, 6400	43, 7300
reaksi :	23, 5000	23, 5000	43, 5000
akhir :	**11, 2800**	**4, 1400**	**67, 2300**

Tabel 7. Neraca massa di reaktor – 02

Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)	
C_3H_5OH	: 2.020, 0259	C_3H_5OH	: 653, 8635
H_2O	: 403, 1025	H_2O	: 403, 1025
H_2O_2	: 940, 1635	H_2O_2	: 140, 2918
Katalis WO_3	: 16, 5541	Katalis WO_3	: 16, 5541
$C_3H_5(OH)_3$	: 4.027, 3012	$C_3H_5(OH)_3$	: 6.193, 0617
Total	**: 7.406, 8736**	**Total**	**: 7.406, 8736**

4. Perancangan Dimensi Reaktor :

➢ Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki.

V terhitung = 11.026, 08 L = 11, 03 m^3

Perancangan reaktor ini dibuat dengan memilih over design sebesar 20%, sehingga volume reaktor menjadi :

Vdesign = Vterhitung x 1,2

Vdesign = 11.026, 08 L x 1,2 = 13.231, 296 L

= 13, 23 m^3 = 807.423, 47 in^3

Dipilih reaktor berbentuk silinder tegak dengan perbandingan H : D = 1,5 : 1

V_{shell} = $\pi/4 \times D^2 \times H$

= $\pi/4 \times D^2 \times (1,5 \times D)$

= $\pi/4 \times 1,5 \times D^3$

807.423, 47 in^3 = 1, 3469 D^3

D^3 = 599.468, 0119 in^3

ID = $\sqrt[3]{599.468, 0119}$

ID = 84, 3183 in = 2, 1417 m

r_i = 42, 16 in

H (tinggi tangki) = 1,5 x D

= 1,5 x 2, 1417 m = 3, 21 m = 168, 64 in

L (tinggi cairan) = $\frac{4 \times Vr}{\pi \times D^2}$ = 3, 08 m = 121, 26 in

$\frac{H}{D}$ = 3, 21 m / 2, 1417 m = 1, 5000

Diameter yang diperoleh adalah diameter dalam (ID) reaktor, selanjutnya dipilih ukuran tangki standard. Dari *Brownell & Young, 1959* diperoleh :

OD = 90 in = 2, 286 m

r_o = 45 in

➢ Menentukan tebal dinding shell reaktor :

→ Dipilih bahan konstruksi reaktor, SA-283 grade C :

(Brownell and Young,1959)

$$t_s = \frac{P \times r_o}{f.E + 0,4.P} + C$$

(Brownell and Young, 1959)

dimana :

ts = tebal shell, in

P = tekanan, psi

r = jari - jari silinder dalam, in

f = maksimum allowable stress, psi

E = efisiensi pengelasan

(Brownell and Young, 1959)

C = faktor korosi

f = 12.650 psia

Sambungan yang dipilih = double welded butt joint

E = 80 %

C = 1/8 in = 0,1250 in

(Brownell & Young, 1959)

P operasi = P hidrostatis + P awal

= (ρ x h) +14,7 psi

= (0. 0624 lb/in^3 x 121, 26 in) + 14,7 psi

= 19, 14 psi

P design = 1,5 x P operasi

= 1,5 x 19, 14 psi

= 22, 97 psi = $22,97 \text{ psi} \times \frac{1 atm}{14,7 psi} = 1,56 \text{ atm}$

sehingga :

$$ts = \frac{22,9665\ psi \times 42,1591\ in}{(12.650\ psi \times 0,80) + (0,4 \times 22,9665\ psi)} + 0,125$$

= 0, 2206 in

Tebal shell minimum yang dibutuhkan = 0, 2206 in = 0,0056 m

Maka ketebalan shell standar 5/16 in = 0, 3125 in

(Brownell & Young, 1959)

- Perancangan dimensi head.

Pertimbangan yang dilakukan dalam pemilihan jenis head meliputi :

1. Flanged & Standard Dished Head.

   Umumnya digunakan untuk tekanan operasi rendah, harganya murah dan digunakan untuk tangki dengan diameter kecil.

2. Torisperical Flanged & Dished

   Digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dan harganya cukup ekonomis.

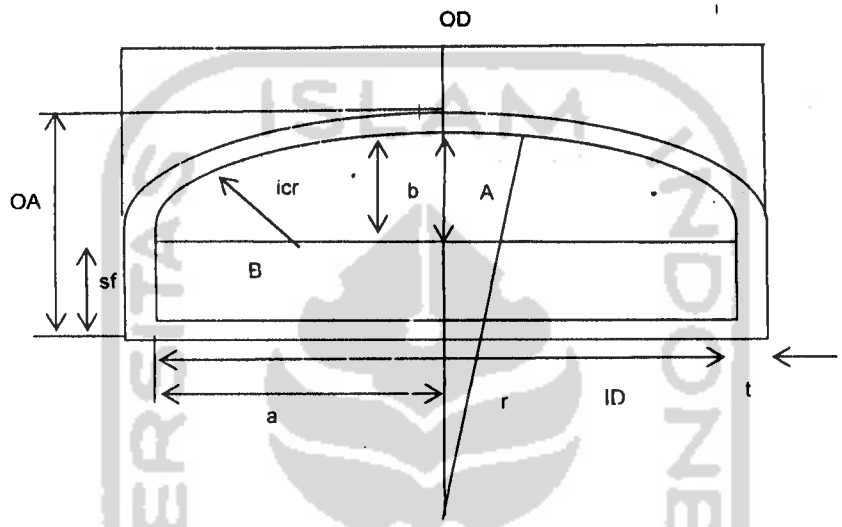
3. Eliptical Dished Head

   Digunakan untuk tekanan operasi tinggi dan harganya cukup mahal

4. Hemispherical Head

Digunakan untuk tekanan operasi sangat tinggi. Kuat dan ukuran yang tersedia sangat terbatas.

Dari pertimbangan-pertimbangan diatas dan tekanan operasi perancangan yang dibuat, maka dipilih bentuk torispherical Flanged & Dished Head.



Diameter luar kolom, OD = 84, 8183 in

Dari Tabel 5.7 *Brownell and Young, 1959,*

OD = 90 in, diperoleh :

icr standard = 5, 5 in

rc standard = 90 in

ID = 89, 375 in

$$\frac{icr}{ID} = 0,0615 > 6\,\%$$

→ Menentukan tebal Head :

$$W = \frac{1}{4} \times \left(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}} \right)$$

$$W = \frac{1}{4} \times \left[3 + \sqrt{\frac{54}{3,25}} \right]$$

W = 1, 7613

Bahan yang digunakan untuk *head* sama dengan bahan *shell*.

$$t_h = \frac{(P \times rc \times W)}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times P)} + C$$

$$t_h = \frac{22,9009\ psi \times 90 in \times 1,7613}{(2 \times 12.650\ psi \times 0,8) - (0,2 \times 22,9009\ psi)} + 0,125$$

t_h = 0, 3044 in

Tebal head minimum = 0, 3044 in

Dari *Brownell & Young , 1959* . Untuk t_h = 5/16 in = 0, 3125 in

maka digunakan sf = 3 in

ID = OD – (2 x th)

ID = 90 – (2 x 0, 3125 in) = 89, 375 in = 7, 15 ft = 2, 27 m

→ Menentukan tinggi head :

Tinggi head (OA) = t_h + b + sf

dimana :

$$b = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - \left(\frac{ID}{2} - icr \right)^2} \qquad \textit{(Brownell \& Young 1959)}$$

$$b = 90 in - \sqrt{\left[(90 in - 5,5 in)^2 - \left(\frac{89,375 in}{2} - 5,5 in \right)^2 \right]}$$

b = 15, 23 in

$OA = t_h + b + sf$

$OA = (0, 3046 + 15, 23 + 3)$ in $= 18, 54$ in

→Menentukan volume sebuah torispherical head

$Vh = 0,0847 \times (ID)^3$, dengan ID dalam inch.*(Brownell & Young, 1959)*

$Vh = 0,0847 \times (7, 15 \text{ ft})^3$

$= 30, 96 \text{ ft}^3$

$= 0, 8767 \text{ m}^3$

$= 53.499, 52 \text{ in}^3$

→ Menentukan volume total dan tinggi total cairan di reaktor (sebelum ada koil)

- Volume shell reaktor :

$Vs = V \text{ reaktor} - 2 \times Vht$

$= 13, 2313 - 2 \times 0, 8767$

$= 11, 4779 \text{ m}^3$

- Tinggi total cairan di reaktor :

$h_{\text{cairan total}} = h_{\text{cairan di shell}} + b + sf$

dimana :

□ $h_{\text{cairan di shell}} = = \frac{V_{cairandishell}}{At}$

□ $At = \frac{\pi}{4} \times ID^2 = \frac{3,14}{4} \times (2,2701\ in)^2 = 4, 0474 \text{ m}^2$

$$\square \quad V_{\text{cairan di shell}} = V_{\text{cairan}} - V_{\text{sebuah head}}$$

$$= (11,4779 - 0,8767)\ m^3$$

$$= 10,6013\ in^3$$

$$\text{maka } h_{\text{cairan di } shell} = \frac{10,6012\ in^3}{4,0474\ in^2} = 2,6193\ m$$

→ Menghitung tinggi total reaktor:

H_{total} = h_{shell} + (2 x tinggi *head*)

= 2, 8353 m + (2 x 0, 4709 in)

= 3, 7771 m

5. Perancangan Pengaduk :

- Tugas pengaduk : untuk mencampur
- Dipilih jenis flat blade turbine impellers, karena turbine memiliki range volume yang besar dan dapat digunakan untuk kecepatan putaran yang cukup tinggi, sehingga dipilih :

a) Pengaduk : Flat Blade Turbine Impellers

b) Jumlah sudu (blade) : 6

c) Jumlah baffle : 4 (terpisah 90° satu sama lainnya).

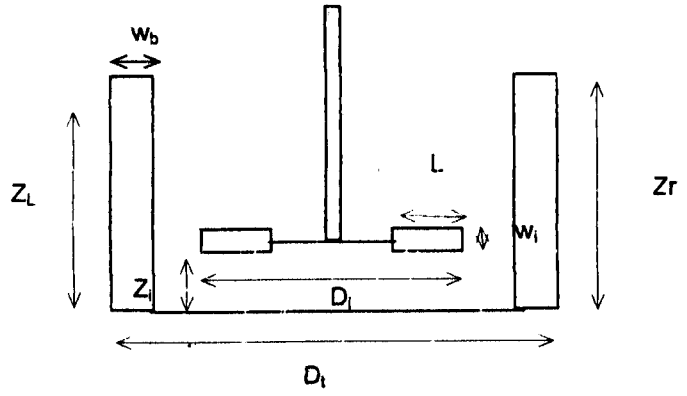
d) D_t / D_i = 3 – 6 , dipilh = 3

e) Z_i / D_i = 0,75 – 1,3 , dipilih = 0,75

f) w_i = $D_i / 5$

g) w_b = ID / 10

h) L = $D_i / 4$



Keterangan :

Dt = diameter reaktor = 89, 38 in = 2, 27 m

D_i = diameter pengaduk = D_t / 3 = 29,79 in = 0,75 m = 2,38 ft

Zr = tinggi reaktor = H_{total} = 148,47 in = 3,77 m

Z_L = tinggi cairan dalam reaktor = 121,65 in = 3,09 m

Zi = jarak pengaduk dari dasar = 0,75 . D_i = 22,34 in = 0,57 m

w_i = tinggi pengaduk = 126,38 in = 3,21 m

L = lebar pengaduk = 7,45 in = 0,19 m

w_b = lebar baffle = 15,19 in = 0,39 m

- Menentukan kecepatan putaran :

Untuk menentukan kecepatan putaran, persamaan yang digunakan sebagai berikut :

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{WELH}{ID}$$ (*Rase and Holmes, 1977*)

dengan :

WELH = *water equivalent liquid height* = Z_L x Sg

ID = diameter dalam reaktor, in

Sg = *specific gravity*

$$Sg = \frac{\rho_{campuran}}{\rho_{air}} = \frac{0{,}8376\ kg\ /\ L}{1 kg\ /\ L} = 1{,}0085$$

WELH = Z_L x Sg

WELH = 3, 0902 m x 1, 0085 = 3, 1165 m = 10, 3882 ft

Sehingga jumlah pengaduk = 3, 1167 m / 2, 2701 m = 1 ≈ 1 pengaduk

Kecepatan pengadukan :

$$N = \frac{600}{\pi \times Di} \times \sqrt{\frac{WELH}{2 \times Di}}$$ (*Rase and Holmes, 1977*)

600/ π x Di = 600 / 3,14 x 2, 3833 = 80, 1757

$$\sqrt{\frac{WELH}{2 \times 1{,}49\ ft}} = 1{,}4763$$

N = 118, 3007 rpm

Dipakai motor *Fixed Speed Belt (single reduction gear with V belt)* dengan kecepatan putaran standard N = 119 rpm

(*Rase and Holmes, 1977*)

Ni = 119 rpm = 1, 98 rps

Keuntungan memakai motor jenis ini adalah harganya murah dan mudah mengganti bagian-bagian yang rusak.

- Menghitung power dari pengaduk :

  Viskositas larutan umpan masuk reaktor :

Tabel 9. komponen dan viskositas di reaktor

komponen	feed kg/j	wi, bagian	μm, cP
C_3H_5OH	4.559, 5567	0, 5834	1, 217
H_2O	403, 1025	0, 0521	0, 911
H_2O_2	2.427, 6603	0, 3620	1, 189
Total	**7390, 3195**	**1,0000**	

$$1/\mu = \frac{0,5834}{1,217} + \frac{0,0521}{0,911} + \frac{0,3620}{1,189} = 1,1891 \text{ /cP}$$

μ_m = 1, 19 g/cm.s

ρ = 1.006, 52 kg/m^3 = 1, 0065 g/cm^3

Di = 29, 79 in = 75,67 cm

Ni = 119 rpm = 2,92 rps

g_c = 9,80 m/s^2 = 980,00 cm/s^2

$$Re = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu} =$$

$$= \frac{0,8376 g/cm^3 \times 2,92 rps \times 45,33 cm}{1,86 g/cm.s} = 954.893, 91$$

Karena N Re > 2100, maka alirannya Turbulen.

Diperoleh Np = 4

$$Np = \frac{Pa \times g_c}{\rho \times Ni^3 \times Di^5}$$

$$Pa = \frac{Np \times \rho \times Ni^3 \times Di^5}{g_c} \quad (\textit{Rase and Holmes, 1977})$$

$$Pa = \frac{4 \times (1{,}9717)^3 \times (2{,}3833)^5 \times 63{,}29 lb/ft^3}{32{,}2\, ft/s^2}$$

= 4634, 1490 lb.ft/s

= 8, 43 HP

Efisiensi motor elektrik = 80 %

η = 80 % (*Ulrich, 1984*)

Sehingga P = 8, 43 HP / 80 % = 10, 5321 HP

Dipilih power standard P = 10 Hp standard NEMA,

(*Rase & Barrow 1957*)

- Mengecek Waktu pengadukan Sempurna :

Kriteria untuk pengadukan sempurna : $\frac{Q_R}{Fv} > 10$

(*Rase & Holmes, 1977*)

dengan :

QR = kecepatan sirkulasi, m^3/jam

Fv = debit kecepatan umpan masuk reaktor, m^3/jam

Untuk turbin dengan 6 blade dan wi = 1/5 Di

$$N_{QR} = \frac{0.93 \times ID}{Di}$$ (*Rase & Barrow 1977*)

N_{QR} = (0,93 x 89, 38 in) / 29, 79 in

= 2,79

$Q_R = N_{QR} \times N \times Di^3$ (*Rase & Barrow 1977*)

Q_R = 8.580, 6214 m^3/jam

F_v = 7, 4230 m^3/jam

Jadi, Q_R / Fv = 8.560, 6214 m^3/jam / 7, 4230 m^3/jam

= 1.294, 51 > 10 , Sehingga pengadukan sempurna sekali

Secara sederhana,

$$T_{mix} = \frac{V}{Q_R} = 11,0261\ m^3 / 8.580, 6214\ m^3/jam$$

= 0,0001 jam = 0,0771 menit

Waktu tinggal dalam reaktor (θ) = V / Fv = 1, 67 jam = 100, 06 menit

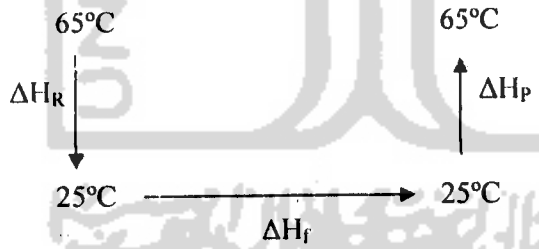
Waktu pengadukan sangat singkat dibandingkan waktu tinggal di dalam reaktor,

sehingga keadaan uniform bisa dianggap langsung tercapai dalam reaktor

6. Perhitungan Neraca Panas :

REAKTOR - 01

$$C_3H_5OH + H_2O_2 \xrightarrow{65^\circ C,\ 1atm} C_3H_5(OH)_3$$



Komponen	ΔHf (kkal/mol)
C_3H_5OH	-132, 0100
H_2O	- 68, 3174
H_2O_2	- 136, 3000
WO_3	
$C_3H_5(OH)_3$	-682, 8000

$\Delta H_{f\,298}$ = (ΔH_f (produk) - ΔH_f (reaktan)) x kmol TG yang bereaksi

= $\Delta H_f C_3H_5(OH)_3$ - ΔH_f (C_3H_5OH + H_2O_2)

=(-682, 8) – (-132, 01 + - 136, 3) x (43, 792 kmol/jam x 1000)

= – 2.758.874, 712 kkal/jam

Umpan masuk reaktor – 01

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	ΔT (°C)
(1)	(2)	(3)	(4)
C_3H_5OH	4.559, 5567	0, 6220	65
H_2O	403, 1025	1, 1835	65
H_2O_2	2.427, 6603	1, 8752	65
WO_3	16, 5541	0, 0803	65

Produk keluar reaktor - 01

Komponen	Massa (kg/jam)	Cp (kkal/kg.°C)	ΔT (°C)
(1)	(2)	(3)	(4)
C_3H_5OH	2.020, 0259	0, 6220	65
H_2O	403, 1025	1, 1835	65
H_2O_2	940, 1635	1, 8752	65
WO_3	16, 55	0, 0803	65
$C_3H_5(OH)_3$	4.027, 3012	0, 6197	65

ΔH_1= (m x Cp x ΔT) $_{reaktan}$

= – 314.674, 0282 kkal/jam

ΔH_2= (m x Cp x ΔT) $_{produk}$

= 239.737, 9847 kkal/jam

$\Delta Hr = \Delta H_{f\,298} + \Delta H_2 + \Delta H_1$

$= (-2.758.874,712) + 239.737,9847 + (-314.674,0282)$ kkal/jam

$= -2.833.810,7559$ kkal/jam

7. Perancangan Koil Pendingin :

➢ **Kebutuhan air sebagai pendingin :**

Panas dari reaktor diserap oleh air yang masuk pada suhu 32 °C dan diharapkan keluar pada suhu 42 °C.

T_{air} masuk = 30 °C

T_{air} keluar = 50 °C

Cp_{air} = 1 kal/g.°C

Kebutuhan air (Wt) = $\frac{Q}{Cp \times \Delta T}$

$= \frac{11245470,73\,Btu/jam}{1\,kkal/g.°C \times (50-30)°C}$

= 141.690, 7163 kg/jam = 312.374, 187 lb/jam

➢ **Menghitung luas penampang aliran :**

Untuk aliran dalam koil / tube, batasan kecepatan (*velocity*) antara (1,2 – 2,5 m/s).

Dipilih kecepatan air pendingin (v) = 2,5 m/s = 9.000 m/jam

Debit air pendingin = Wt / ρ_{air}

= (141.690, 72 kg/jam)/(1000 kg/m^3)

= 141, 9747 m^3/jam

Mencari luas penampang pipa (A) = Debit air / v

= (141, 69 m^3/jam) / (9.000 m/jam)

= 0,015 m^2 = 0, 1614 ft^2

$$A = \frac{\pi \times ID^2}{4} \longrightarrow ID = \sqrt{\frac{4 \times ID}{3,14}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,0394 m^3/s}{3,14 x 2,5 m/s}}$$

= 0, 1418 m = 5, 5789 in

Dipilih diameter standar : *(Kern,1950)*

Nominal pipe size (NPS) = 6 in

Schedule Number = 40

OD = 6, 25 in = 0, 5521 ft = 0, 1683 m

ID = 6, 065 in = 0, 5054 ft = 0, 1541 m

Luas Penampang (A') = 28, 9 in^2 = 0, 2007 ft^2

Luas Perpan / panjang (a")= 1, 734 ft^2/ft

- **Menentukan nilai hi :**

Gt = kecepatan aliran massa / luas penampang

Gt = Wt / A = 1.556.566, 158 lb/ft^2.jam

v = Gt / ρ = 6, 9258 ft/s

$$Re t = \frac{ID \times Gt}{\mu} = \frac{0,5054\,ft \times 1.556.566,158\,lb/ft^2.jam}{2,8767\,lb/ft.jam} = 273.474, 7844$$

Dari fig. 25 Kern, diperoleh :

Untuk T = 104 °F diperoleh h_i = 2000 Btu/ft^2.j.°F

➢ **Menentukan nilai hio :**

$$hio = hi\frac{ID}{OD} = 1.830,\ 9434 \text{ Btu/ft}^2\text{.jam.°F}$$

➢ **Menentukan nilai koefisien transfer panas cairan (ho) :**

Untuk Tangki berpengaduk yang dilengkapi baffle dan koil, maka :

koefisien perpindahan panas dari koil dihitung dengan persamaan :

$$ho = 0{,}87 \times \left(\frac{k}{D}\right) \times \left(\frac{Lp^2 \times N \times \rho}{\mu}\right)^{2/3} \times \left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} \times \left(\frac{\mu}{\mu w}\right)^{0{,}14} \quad (Kern,\ 1950)$$

Dengan :

Lp = diameter disk plate turbin, ft = 2, 4816 ft

N = kecepatan putar pengaduk, rpj = 7.098, 0420 rph

ρ = densitas rata-rata fluida = 63, 2920 lb/ft^3

μ = viskositas rata-rata fluida = 2, 8767 lb/ft jam

Cp = kapasitas panas = 0, 0129 Btu/lb °F

k = konduktivitas panas = 1, 1787 Btu/ft^2.jam.°F

D = diameter luar pipa koil = 0, 5521 ft

μ / μw = 1

maka, ho = 5.707, 6332 Btu/jam.ft^2.°F

➢ **Menentukan nilai koefisien perpindahan panas overall :**

Menghitung Uc :

$$Uc = \frac{ho \times hio}{ho + hio}$$

$$= \frac{(5707{,}6332 BTU/jam.ft^2.°F) \times (1830{,}9434 BTU/jam.ft^2.°F)}{(5707{,}6332 BTU/jam.ft^2.°F) + (1830{,}9434 BTU/jam.ft^2.°F)}$$

= 1.386, 2502 Btu/jam.ft².°F

Untuk kecepatan air = 2,5 m/s dan suhu < 125°F, maka diambil :

R_D = 0,001

1 / U_D = 1 / Uc + Rd

U_D = 580, 9325 Btu/jam.ft².°F

➢ **Menentukan luas bidang transfer panas :**



$$A_{heat} = \frac{Q_{total}}{U_D \times \Delta T_{LMTD}}$$

Δt_1 = 63 °F

Δt_2 = 27 °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(\Delta t_1 - \Delta t_2)}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)} = 42, 4879 °F$$

$$A_{heat} = \frac{11.245.470{,}73 BTU/jam}{580{,}9325 BTU/jam.ft^2.°F \times 42{,}4879 °F} = 455, 6032 ft^2$$

$A_{heat} > A$ muka reaktor

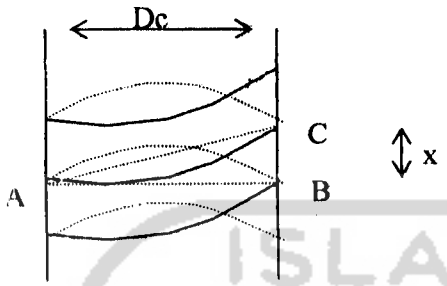
Panjang pipa, $L_{pipa\ koil} = \frac{A}{a''}$ = (455, 6032 ft²)/ (1, 734 ft²/ft)

= 262, 7469 ft = 80, 0853 m

➢ **Menentukan jumlah lengkungan koil :**

$D_{lengkungan\ coil}$ = 0,8 x ($ID_{tangki\ reaktor}$)

$D_{lengkungan\ coil}$ = 71, 5 in = 1, 8161 m = 5, 9567 ft



$AB = D_{lengkungan\ coil}$

BC = x

$AC = \sqrt{(AB)^2 + (BC)^2}$

$AC = \sqrt{(Dc)^2 + x^2}$

busur AB = ½ x π x Dc

busur AC = ½ x π x AC

Diambil : x = 0,5 x OD coil

x = 6, 626 in = 0, 5521 ft = 0, 1683 m

Keliling dua lingkaran lengkungan koil, $K_{lilitan}$ adalah :

$K_{lilitan} = ½ . \pi . (Dc) + ½ . \pi . (AC)$

$K_{lilitan} = ½ . \pi . (Dc) + ½ . \pi . ((Dc^2+x^2)^{½})$

$K_{lilitan}$ = 18, 6734 ft

Sehingga banyaknya lilitan dalam reaktor :

$$N_{lilitan} = \frac{L_{pipakoil}}{K_{lilitan}} = (262, 7469\ ft) / (18, 6734\ ft)$$

= 14, 0706 ≈ 14 lilitan

Tinggi tumpukan koil = $((N_{lilitan} - 1) . x) + (N_{lilitan} . OD_{coil})$

Tinggi tumpukan koil = 7, 7291 ft = 2, 3564 m

Tinggi cairan akan naik karena adanya pertambahan volume dari koil,

$$\text{Tinggicairandlmshell(Zc)} = \frac{\text{Vcairandlmshell} + \text{Vkoil}}{\text{Ashell}}$$

- **Menentukan tinggi cairan di dalam reaktor setelah ada koil :**

  $Zc = (\text{Vol. cairan di shell} + (3,14/4 \times (D_{coil})^2 \times (\text{Tinggi}_{coil})) / A_{shell}$

  = 3, 0593 m = 120, 4445 in

  Tinggi cairan setelah ada coil 3, 0593 m < Tinggi cairan 3, 0902 m sehingga koil tercelup di dalam cairan.

- **Menghitung pressure drop :**

  Untuk Ret = 187.206,5610

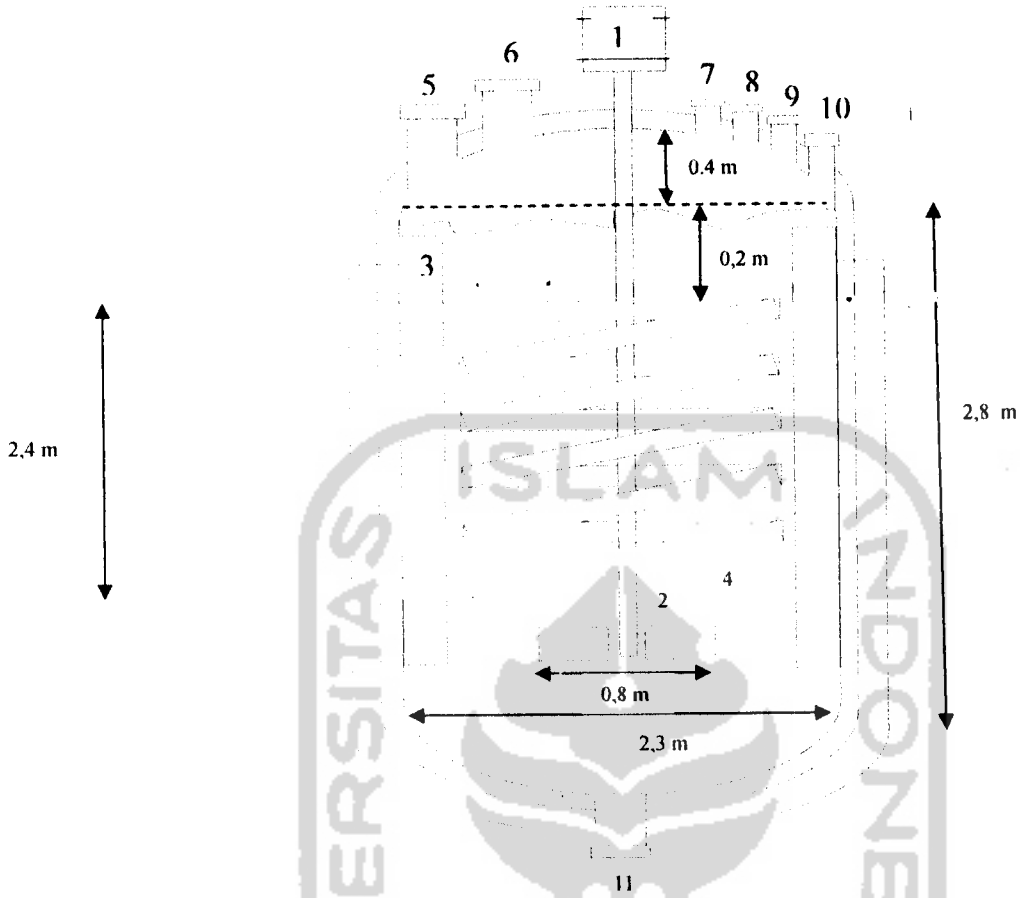
  diperoleh koefisien friksi (f) = 0,00015

  Gt = 1.556.566, 158 $lb/ft^2.jam$ = 10.703,6562 $lb/in^2.jam$

  s = 62, 158 lb/ft s, dan perbedaan suhu tidak terlalu besar, sehingga bisa diasumsikan $\mu = \mu w$, sehingga $\theta l = 1$

$$\Delta P_T = \frac{f \times Gt^2 \times L_{coil}}{5,22 \times 10^{10} \times ID_{coil} \times s \times \theta l} = \frac{0,00015 \times (1.556.566,158)^2 \times 262,7469in}{5,22 \times 10^{10} \times 0,5054in \times 62,158x1}$$

ΔP_T = 0,0582 psi (syarat ΔP_T < 10 psi)



Keterang an :

1.Motor pengaduk

2.Pengaduk

3.Baffle

4.Coil pendingin

5. Manhole

6.Pipa pemasukan alil alkohol

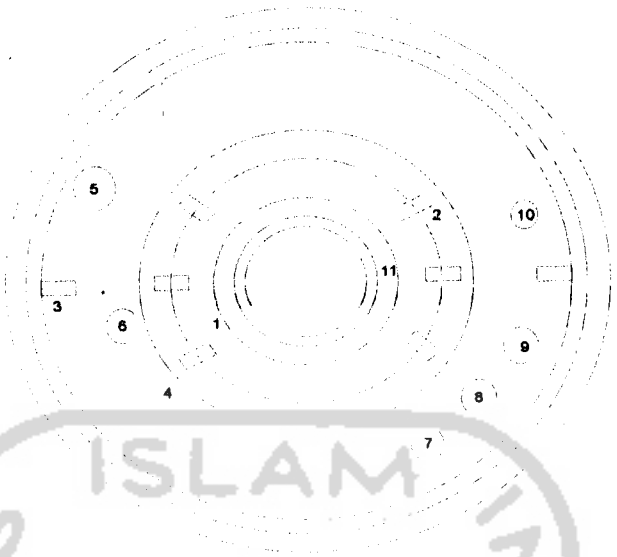
7.Pipa pemasukan hydrogen peroksida

8.Pipa pemasukan recycle dari menara destilasi

9.Pipa pemasukan recycle dari thickener

10.Pipa pemasukan WO_3

11.Pipa pengeluaran produk gliserol



Keterangan :

1.Motor pengaduk

2.Pengaduk

3.Baffle

4.Coil pendingin

5. Manhole

6.Pipa pemasukan alil alkohol

7.Pipa pemasukan hydrogen peroksida

8.Pipa pemasukan recycle dari menara destilasi

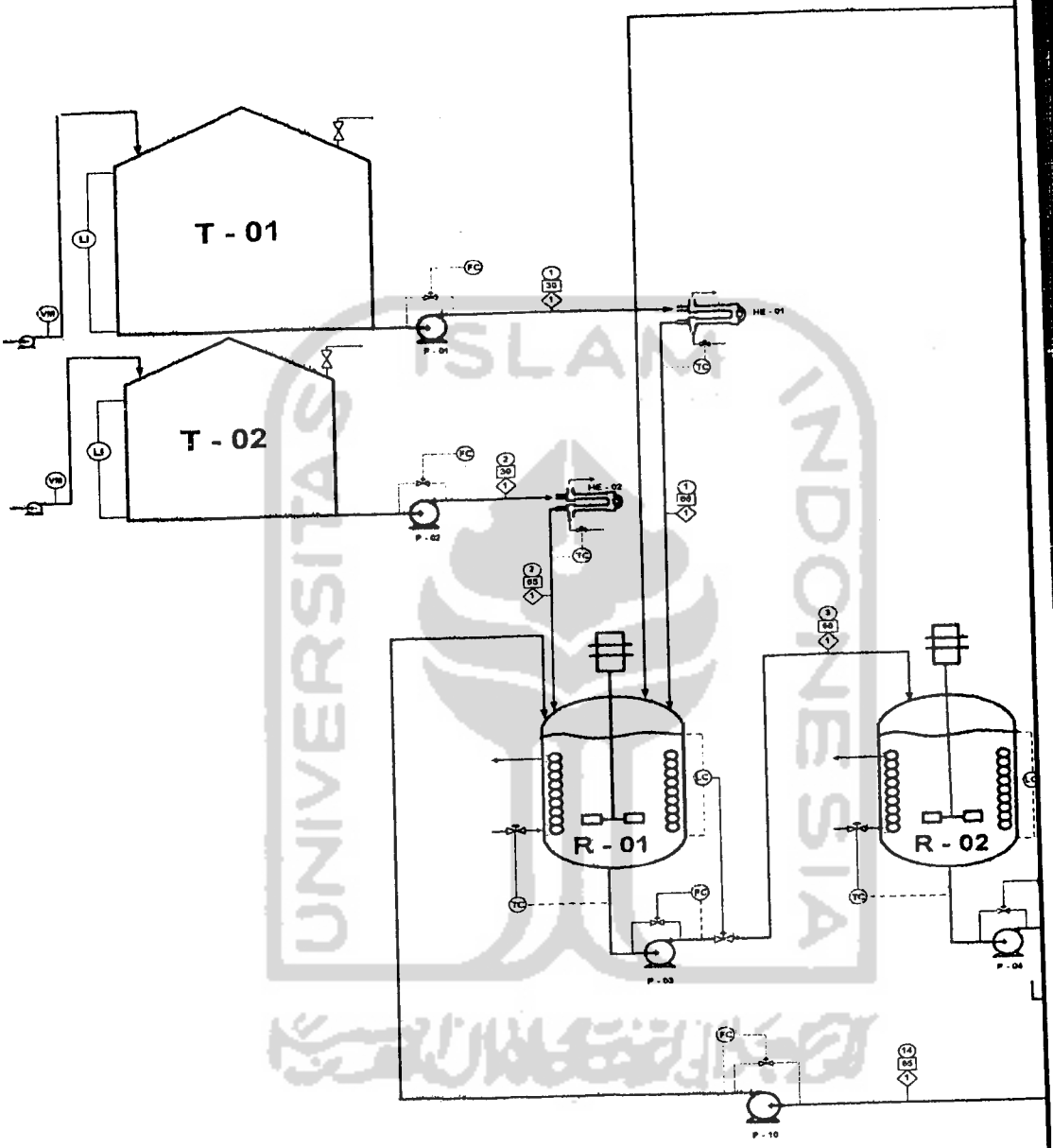
9.Pipa pemasukan recycle dari thickener

10.Pipa pemasukan WO_3

11.Pipa pengeluaran produk gliserol

Gambar Detail Reaktor (RATB)

PROCES
PRARANCANGAN PABRIK GLIS
KAPASITA



NOM

No	KOMPONEN	1	2	3	4	5	6	7
1	C_3H_5OH	3912,2319		4559,5600	653,8635	653,8635	653,8635	
2	H_2O_2		2427,6603	2427,6600	140,2918	140,7900	14,0292	126,2626
3	$C_3H_5(OH)_3$				6193,0614	140,2918	6,1931	6186,8687
4	WO_3			16,55	16,55			
5	H_2O	79,8415	269,7400	403,1025	403,1025	6193,0614	382,7922	
	JUMLAH	3992,0743	2697,4003	7406,8725	7406,8725	7350,0092	1036,8779	6313,1313

DAFTAR PUSTAKA

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

Biro Pusat Statistik, " *Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia, Impor Menurut Jenis Barang dan Nagara Asal* ", Yogyakarta.

Brownell, L.E., and Young, E.H., 1979, " *Process Equipment Design* ", Willey Eastern Ltd., New Delhi.

Coulson, J.M., 1983, " *Chemical Engineering* ", Auckland, Mc. Graw Hill, International Student Edition, Singapore.

Foust, Alan S and Wenzel L.A., 1979, " *Principle of Unit Operation* ", 2nd . ed. Jhon Willey and Sons, New York.

Frank L. Evans, Jr., 1974, " *Equipment Design Hand Book for Refineries and Chemical Plants* ", Vol. 2, Texas.

Howard, F. Rase and M.H., " *Project Engineering of Process Plants* ".

Kern, Donald Q., 1950, " *Process Heat Transfer* ", New York.

Kirk Othmer, 1983, " *Encyclopedia of Chemical Technology* ",2nd . ed.Vol. 7. Interscience Willey.

Levenspiel, Octave, 1972, " *Chemical Reaction Engineering* ",2nd . ed, Jhon Willey and Sons Inc., Singapore.

Ludwig, E.E., 1965, " *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plant* ", Vol. 1-3, Gulf Publishing Co., Houston.

Perry, R.H., and Green, D.W., 1984, " *Perry's Chemical Engineers Hand Book* ", 6th ed. Mc. Graw Hill Co., International Student edition, Kogakusha, Tokyo.

Peter, M.S., and Timmerhauss, H.C., 1990, " *Plant Design and Economics for Chemical Engineering* ", 3rd ed. Mc. Graw Hill, Kogakusha, Tokyo.

Smith, J.M., and Van Ness, H.C., 1990, " *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics* ",3rd ed. Mc. Graw Hill, Kogakusha, Tokyo.

Treyball, R.E., 1968, " *Mass Transfer Operation* ",2nd ed. Mc. Graw Hill, International Student Edition, Singapore.