No : TA/TK/2018/32

PRA RANCANGAN PABRIK PROPILEN GLIKOL DARI PROPILEN OKSIDA DAN AIR DENGAN KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

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

Oleh :

Nama	: Rany Atma Widyati	Nama	: Nadia Ingrida
No. Mahasiswa	: 14521274	No. Mahasiswa	: 14521276

KONSENTRASI TEKNIK KIMIA

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA

FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

YOGYAKARTA

2018

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PERANCANGAN PABRIK

Saya yang bertandatangan di bawah ini :

Nama	**: RanyAtmaWidyati**	**Nama**	**: Nadia Ingrida**
No. Mahasiswa:	**14521274**	**No. Mahasiswa:**	**14521276**

Yogyakarta, 8 Agustus 2018

Menyatakan bahwa seluruh hasil Perancangan Pabrik ini adalah hasil Karya sendiri. Apabila dikemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun.
Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

METERAI TEMPEL
A12E8AFF183509678
6000
ENAM RIBU RUPIAH

RanyAtmaWidyati **Nadia Ingrida**

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRA RANCANGAN PABRIK PROPILEN GLIKOL DARI PROPILEN OKSIDA DAN AIR DENGAN KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : RanyAtmaWidyati

No. Mahasiswa : 14521274

Nama : Nadia Ingrida

No. Mahasiswa : 14521276

Yogyakarta, 8 Agustus 2018

Pembimbing

SholehMa'mun, S.T.,M.T.,Ph.D

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRA RANCANGAN PABRIK PROPILEN GLIKOL DARI PROPILEN OKSIDA DAN AIR DENGAN KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Nadia Ingrida

No. Mahasiswa : 14521276

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 18 September 2018

Tim Penguji,

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

Umi Rofiqah, S.T., M.T.
Anggota I

Cholila Tamzysi, S.T., M.Eng.
Anggota II

Mengetahui :

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Dr. Suharno Rusdi

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum.wr. wb.

Puji syukur penulis panjatkan kepada Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan hidayah-Nya, sehingga dapat menyelesaikan Tugas Akhir dengan baik. Shalawat dan salam semoga selalu tercurahkan kepada junjungan kita Nabi Muhammad SAW, sahabat serta para pengikutnya.

Adapun Tugas Akhir dengan judul "**PRA RANCANGAN PABRIK PROPILEN GLIKOL DARI PROPILEN OKSIDA DAN AIR DENGAN KAPASITAS 75.000 TON/TAHUN**" merupakan penerapan ilmu teknik kimia yang penulis dapatkan selama di bangku kuliah dan disusun sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia. Penulis menyadari Tugas Akhir ini dapat berjalan dengan lancar atas bantuan dari berbagai pihak, untuk itu penulis mengucapkan terima kasih kepada :

1. Kedua orang tua, Bapak Tarmono dan Ibu Sri Murniyati yang telah merawat dan mendidik dengan penuh kasih sayang, senantiasa mendoakan, memotivasi serta memberi dukungan secara moril maupun materil. Gelar sarjana ini penulis persembahkan untuk kalian.
2. Kakak dan Adik tercinta, Devy Putri Larasati dan Rimba Tinodi, serta segenap keluarga atas doa, dukungan, dan harapan yang tiada habisnya.
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia, Universitas Islam Indonesia.

4. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T.,M.T.,Ph.D. selaku Dosen Pembimbing yang telah memberikan arahan, ilmu, motivasi, serta membimbing penulis dalam penyusunan Tugas Akhir dengan penuh kesabaran.
5. Bapak/Ibu dosen dan seluruh karyawan Program Studi Teknik Kimia, Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan ilmu yang bermanfaat untuk penulis, serta membantu kelancaran selama masa studi.
6. Rany, Nur, Giyan, teman seperjuangan sekaligus sahabat yang selalu ada dikala suka maupun duka. Terima kasih atas segala bentuk doa, masukan, semangat, dan hiburan yang diberikan selama 4 tahun ini.
7. Yoges, Dinda, Asti, Listi, sahabat-sahabat yang selalu memberikan doa dan semangat.
8. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu

Semoga Allah SWT memberikan balasan yang belipat atas segala amal baik yang telah diberikan oleh berbagai pihak kepada penulis. Penulis menyadari dalam penulisan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu diharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun dari semua pihak. Semoga dapat bermanfaat untuk kita semua, Amin.

Wassalamu'alaikum.wr. wb.

Yogyakarta, 4 September 2018

Penulis

DAFTAR ISI

COVER i

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN ii

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING..... iii

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI iv

KATA PENGANTAR v

DAFTAR ISI vii

DAFTAR TABEL xii

DAFTAR GAMBAR xv

ABSTRAK xvi

BAB I PENDAHULUAN 1

1.1. Latar Belakang 1

1.2. Kapasitas Perancangan Pabrik.....3

1.2.1. Proyeksi Kebutuhan Propilen Glikol di Indonesia 3

1.2.2. Kapasitas Pabrik Propilen Glikol yang Sudah Berdiri 5

1.2.3. Kebutuhan Propilen Glikol di Dunia 6

1.2.4. Penentuan Kapasitas Perancangan Pabrik 6

1.3. Tinjauan Pustaka 7

1.3.1. Macam-macam Proses 7

BAB II PERANCANGAN PRODUK 13

2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk 13

2.2. Pengendalian Kualitas 16

2.2.1. Bahan Baku.....17

2.2.2. Alat Produksi 17

2.2.3. Kondisi Operasi 18

2.2.4. Karyawan.....18

BAB III PERANCANGAN PROSES.....21

3.1. Uraian Proses.....21

3.1.1.Tahap Penyimpanan Bahan Baku 21

3.1.2.Tahap Persiapan Bahan Baku 21

3.1.3.Tahap Reaksi 22

3.1.4.Tahap Pemurnian Produk 22

3.2. Spesifikasi Alat.....24

3.2.1. Reaktor.....24

3.2.2. *Flash Drum* 25

3.2.3. Menara Distilasi.....26

3.2.4. Kondenser.....27

3.2.5. Reboiler.....28

3.2.6. Tangki Penyimpan (*Storage*).....29

3.2.7. *Heat Exchanger* 30

3.2.8. Pompa 35

3.2.9. *Exspansion Valve* 38

3.3. Perancangan Produksi 39

3.3.1. Analisis Kebutuhan Bahan Baku 39

3.3.2. Analisis Kebutuhan Alat Proses 39

BAB IV PERANCANGAN PABRIK 40

4.1. Penentuan Lokasi Pabrik 40

4.1.1. Sumber Bahan Baku 40

4.1.2. Pemasaran Produk 41

4.1.3. Penyediaan Utilitas 41

4.1.4. Jenis Transportasi 42

4.1.5. Keadaan Masyarakat 42

4.1.6. Karakteristik Lokasi 43

4.1.7. Kebijakan Pemerintah dan Kebutuhan Tenaga Kerja 43

4.2. Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*) 44

4.3. Tata Letak Alat Proses 47

4.4. Neraca Massa 50

4.5. Neraca Panas 52

4.6. Utilitas 56

4.6.1. Unit Penyedia dan Pengolahan Air 56

4.6.2. Unit Pembangkit Steam 64

4.6.3. Unit Pembangkit dan Pendistribusian Listrik 65

4.6.4. Unit Penyedia Udara Instrumen.....66

4.6.5.Unit Penyedia Bahan Bakar 66

4.6.6. Unit Pengolahan Limbah 67

4.7. Laboratorium 68

4.8. Keamanan, Kesehatan, dan Keselamatan Kerja 69

4.9. Manajemen Perusahaan 70

4.9.1. Bentuk Perusahaan.....70

4.9.2. Struktur Organisasi 71

4.9.3. Tugas dan Wewenang.....73

4.9.4. Jam Kerja Karyawan.....76

4.10. Evaluasi Ekonomi.....79

4.10.1. Perkiraan Harga Alat 79

4.10.2. *Total Capital Investment*.....81

4.10.3. *Total Production Cost*.....87

BAB V PENUTUP.....100

5.1. Kesimpulan.....100

5.2. Saran 102

DAFTAR PUSTAKA 103

LAMPIRAN A

LAMPIRAN B

LAMPIRAN C

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Data impor propilen glikol di Indonesia 3

Tabel 1.2. Daftar pabrik yang memproduksi propilen glikol di dunia.....5

Tabel 1.3. Perbandingan proses pembuatan propilen glikol 11

Tabel 2.1. Spesifikasi bahan baku dan produk.....14

Tabel 3.1. Spesifikasi menara distilasi 26

Tabel 3.2. Spesifikasi kondenser.....27

Tabel 3.3. Spesifikasi reboiler.....28

Tabel 3.4. Spesifikasi tangki penyimpan (*storage*).....29

Tabel 3.5. Spesifikasi *heat exchanger*.....30

Tabel 3.6. Spesifikasi *heat exchanger* (lanjutan) 31

Tabel 3.7. Spesifikasi *heat exchanger* (lanjutan) 32

Tabel 3.8. Spesifikasi *heat exchanger* (lanjutan) 33

Tabel 3.9. Spesifikasi *heat exchanger* (lanjutan) 34

Tabel 3.10. Spesifikasi pompa 35

Tabel 3.11. Spesifikasi pompa (lanjutan).....36

Tabel 3.12. Spesifikasi pompa (lanjutan).....37

Tabel 4.1. Neraca massa total 50

Tabel 4.2. Neraca massa di reaktor 50

Tabel 4.3. Neraca massa di *flash drum* 51

Tabel 4.4. Neraca massa di menara distilasi 1 51

Tabel 4.5. Neraca massa di menara distilasi 2 52

Tabel 4.6. Neraca panas di reaktor.....52

Tabel 4.7. Neraca panas di *flash drum*.....52

Tabel 4.8. Neraca panas di menara distilasi 1.....53

Tabel 4.9. Neraca panas di menara distilasi 2.....53

Tabel 4.10. Kebutuhan air pembangkit steam.....62

Tabel 4.11. Kebutuhan air pendingin.....63

Tabel 4.12. Kebutuhan air perkantoran dan rumah tangga.....64

Tabel 4.13. Kebutuhan listrik alat proses dan utilitas.....65

Tabel 4.14. Jadwal *shift* kerja karyawan.....78

Tabel 4.15. Harga index CEPCI.....79

Tabel 4.16. Rincian *total cost investment* 86

Tabel 4.17. Biaya pembelian bahan baku 87

Tabel 4.18. Biaya keperluan utilitas.....88

Tabel 4.19. Rincian gaji karyawan.....92

Tabel 4.20. Rincian gaji karyawan (lanjutan) 93

Tabel 4.21. Rincian *total product cost*.....94

Tabel 4.22. Rincian *total product cost* (lanjutan) 95

Tabel 4.23. Pendapatan penjualan produk 95

Tabel 4.24. Biaya yang dibutuhkan dalam perhitungan BEP dan SDP 98

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Grafik Impor Propilen Glikol di Indonesia Tahun 2007-2017.....4

Gambar 4.1. Lokasi Pendirian Pabrik 44

Gambar 4.2. Tata Letak Pabrik Skala 1 : 1000 49

Gambar 4.3. Flow Diagram Kuantitatif 54

Gambar 4.4. Flow Diagram Kualitatif 55

Gambar 4.5. Struktur Organisasi Perusahaan 72

Gambar 4.6. Hubungan Tahun terhadap Index CEPCI.....80

Gambar 4.7. Grafik *Break Even Point* 99

ABSTRAK

Propilen glikol merupakan bahan kimia yang digunakan secara luas dalam berbagai industri kimia yaitu sebagai pelarut, *softening agent*, *plastisizer*, *antifreeze*, dan *inhibitor* dalam fermentasi. Propilen glikol dapat dibuat melalui reaksi hidrasi propilen oksida dengan menggunakan katalis metil format pada fase cair. Reaksi terjadi pada suhu 150°C dan tekanan 13,61 atm dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk yang dilengkapi dengan jaket pendingin. Hasil dari reaktor kemudian dialirkan ke *flash drum* untuk dipisahkan sebagian airnya. Untuk memperoleh produk dengan kemurnian 99,5%, hasil dari *flash drum* dipisahkan menggunakan menara distilasi. Pabrik propilen glikol dirancang dengan kapasitas produksi sebesar 75.000 ton/tahun dan beroperasi selama 24 jam/hari. Pabrik ini rencana akan didirikan di kawasan industri Gresik, Jawa Timur dengan luas tanah 23.870 m^2 dan jumlah karyawan sebanyak 150 orang. Kebutuhan bahan baku untuk memproduksi propilen glikol ini terdiri dari propilen oksida sebanyak 70.223,56 ton/tahun, air sebanyak 21.997,73 ton/tahun dan metil format sebanyak 3,71 ton/tahun. Berdasarkan perhitungan analisis kelayakan terhadap pabrik ini menunjukkan *Percent Return On Investment (ROI)* sebelum pajak sebesar 41,38 % dan setelah pajak sebesar 33,10 %. *Pay Out Time (POT)* sebelum pajak selama 1,7 tahun dan setelah pajak selama 2 tahun. Persentase nilai *Break Even Point (BEP)* pabrik sebesar 42,21 %, *Shut Down Point (SDP)* sebesar 19,6 %, serta *Discounted Cash Flow Rate (DCF)* terhitung sebesar 15,28 %. Dari hasil perhitungan evaluasi ekonomi terhadap analisis kelayakan pabrik dapat disimpulkan bahwa pendirian pabrik propilen glikol dengan kapasitas 75.000 ton/tahun menguntungkan dan layak untuk didirikan.

Kata-kata kunci : propilen glikol, propilen oksida, metil format, reaksi hidrasi

ABSTRACT

Propylene glycol is a chemical substance that is widely used in various chemical industry, as solvent, softening agent, plastisizer, antifreeze, and fermentation inhibitor. Propylene glycol can be synthesized from hydration reaction of propylene oxide in the presence of catalyst, i.e.methyl formate. The reaction occurs in a Continues Stirred Tank Reactor (CSTR) equipped with cooling jacket at 150°C and 13,61 atm. The result of reaction enters the flash drum to separate some water. To get purity over 99.5%, the product from flash drum then separated using distillation column. Propylene glycol plant is designed with capacity of 75,000 tons/year and operates for 24 hours/day. This plant is planned to be built in Gresik industrial area, with land area of 23,870 m^2 and 150 employees. Raw material required to produce propylene glycol consist of propylene oxide (70,224.56 tons/year), water (21,997.73 tons/year), and methyl formate (3.71 tons/year). The economic analysys shows some promising indicators, in which the Return On Investment (ROI) before and after are 41.38 % and 33.10 %, respectively, while Pay Out Time (POT) before and after tax are 1.7 years and 2 years. Moreover, some reasonable indicators are also obtained, such as Break Even Point (BEP, 42.21 %), Shut Down Point (SDP, 19.6 %), and Discounted Cash Flow Rate (DCF, 15.28 %). Based on these indicators, the propylene glycol plant could then be feasible to be built.

Keywords : propylene glycol, propylene oxide, methyl formate, hydration reaction

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang

Indonesia merupakan salah satu negara berkembang di dunia yang harus siap dalam menghadapi era globalisasi dan perdagangan bebas. Sebagai negara berkembang, Indonesia banyak melakukan pembangunan dalam berbagai bidang, salah satunya adalah bidang industri. Dengan berkembangnya ilmu pengetahuan dan teknologi menuntut bangsa Indonesia menuju arah industrialisasi. Sampai saat ini pembangunan sektor industri di Indonesia mengalami peningkatan, salah satunya adalah industri kimia yang menghasilkan produk jadi maupun produk antara (*intermediate*) untuk diolah lebih lanjut.

Pembangunan dan pengembangan industri kimia di Indonesia merupakan salah satu dari usaha pembangunan nasional jangka panjang. Pembangunan ini diarahkan untuk mencapai struktur ekonomi yang lebih kuat, meningkatkan kemampuan nasional dalam memenuhi kebutuhan bahan kimia dalam negeri, serta dapat memecahkan masalah ketenaga kerjaan. Selain itu, upaya ini juga dapat mengurangi pengeluaran devisa negara yang digunakan untuk mengimpor bahan-bahan kimia.

Berdasarkan proses produksinya, industri diklasifikasikan menjadi dua macam yaitu industri hulu dan industri hilir. Dimana dalam pengolahannya menjadi produk, kedua industri ini saling berkaitan. Sebagian produk dari industri

hulu merupakan bahan baku dalam industri hilir. Salah satu contoh produk dari industri hulu adalah propilen glikol.

Propilen glikol banyak digunakan sebagai pengawet dan pelarut dalam industri makanan, bahan baku resin poliester tak jenuh, bahan pelembut dan pelembab pada industri kosmetik, campuran obat, sebagai *plastisizer* dan *antifreeze*, serta sebagai bahan aditif dalam industri pembuatan cat. Dari data terakhir, yaitu pada tahun 2017 kebutuhan propilen glikol di Indonesia sebesar 39.816.222 kg/tahun atau sekitar 39.816 ton/tahun (Badan Pusat Statistik, 2018). Berdasarkan aplikasinya propilen glikol memiliki peranan yang cukup penting dalam menunjang kehidupan sehari-hari. Sampai saat ini, untuk memenuhi kebutuhan tersebut Indonesia harus mengimpor dari luar negeri.

Di Indonesia sendiri belum ada pabrik yang memproduksi propilen glikol. Sehingga pendirian pabrik propilen glikol memiliki peluang yang besar terhadap pasar dalam negeri. Pendirian pabrik propilen glikol berarti membuka lapangan kerja baru dan menekan angka impor, sehingga mengurangi jumlah pengangguran di Indonesia serta meningkatkan pertumbuhan ekonomi negara. Selain itu juga untuk memenuhi pasar di luar negeri yang di harapkan dapat meningkatkan devisa negara.

1.2. Kapasitas Perancangan Pabrik

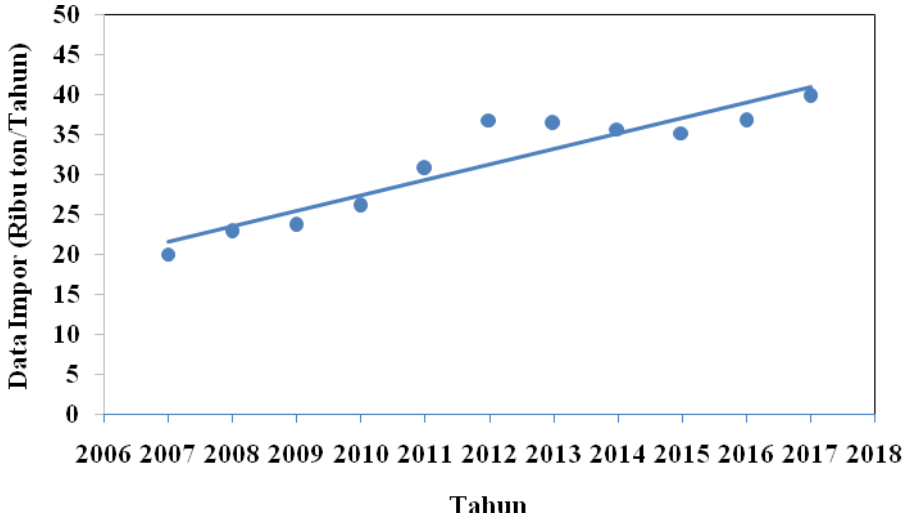
Ada beberapa pertimbangan dalam menentukan kapasitas pabrik propilen glikol ini. Penentuan kapasitas tersebut meliputi beberapa faktor sebagai berikut:

1.2.1. Proyeksi Kebutuhan Propilen Glikol di Indonesia

Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik Indonesia, kebutuhan propilen glikol dalam kurun waktu 10 tahun terakhir terus meningkat. Data impor propilen glikol di Indonesia dari tahun 2007 sampai 2017 dapat dilihat pada Tabel 1.1 (Badan Pusat Statistik, 2018) :

Table 1.1. Data impor propilen glikol di Indonesia

Tahun	Jumlah impor (kg/Tahun)
2007	20.054.114
2008	22.873.143
2009	23.667.078
2010	26.119.673
2011	30.770.939
2012	36.883.281
2013	36.456.668
2014	35.743.138
2015	35.217.807
2016	36.748.374
2017	39.816.224



Gambar 1.1. Grafik Impor Propilen Glikol di Indonesia Tahun 2007-2017

Dari Gambar 1.1, diperoleh persamaan:

$$y = 2.000x - 4.000.000 \quad (1.1)$$

dengan $R^2 = 0,8703$

Kebutuhan propilen glikol di Indonesia tiap tahunnya mengalami kenaikan sesuai dengan persamaan garis lurus: y = 2.000x – 4.000.000, dimana y adalah kebutuhan propilen glikol pada tahun tertentu dalam kg, sedangkan x adalah jumlah tahun yang dihitung dari tahun 2017 sampai tahun yang akan dihitung. Sehingga kebutuhan impor propilen glikol di Indonesia pada tahun 2023 diperkirakan sebesar 46.000 ton/tahun.

1.2.2. Kapasitas Pabrik Propilen Glikol yang Sudah Berdiri

Kapasitas pabrik yang memproduksi propilen glikol di dunia berkisar dari20.000 ton/tahun sampai 410.000 ton/tahun. Data kapasitas produksi ini dapat dilihat pada Tabel 1.2. Untuk pasar di luar negeri, Lyondellbasell Industries n.v memiliki peran yang cukup besar dalam memenuhi kebutuhan propilen glikol dunia. Hal ini dapat dilihat dari kapasitas produksi Lyondellbasell Industries n.v yang cukup besar, yaitu sebesar 410.000 ton/tahun.

Tabel 1.2. Daftar pabrik yang memproduksi propilen glikol di dunia

No	Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
1	ARCO Chemical Company	Bayport, Texas	375.000
2	Dow Chemical	Texas	250.000
3	Eastmen Chemical Company	S.charleston,West Virginia	72.000
4	Olin Corporation	Brandenburg, Kentucky	70.000
5	Texaco Chemical Company	Beaumon, Texas	120.000
6	Archer Daniels Midland Company	Decatur, Amerika Serikat	100.000
7	Arrow Chemical Group Corp	China	80.000
8	Haike Chemical Group	China	60.000
9	Lyondellbasell Industries n.v	Rotterdam, Belanda	410.000
10	Qingdao Shida Chemical Co, Ltd.	China	80.000
11	Asahi Glass Co, Ltd.	Jepang	42.000
12	Dow Chemical Company	Thailand	150.000
13	Huntsman Corporation	Texas	66.000
14	Manali Petrochemicals Limited	India	20.000

1.2.3. Kebutuhan Propilen Glikol di Dunia

Pertumbuhan ekonomi yang kuat diberbagai negara,ditambah dengan meluasnya sektor manufaktur diperkirakan akan mendorong pertumbuhan pasar propilen glikol. Pada tahun 2013 kebutuhan propilen glikol di dunia melebihi 2,12 juta ton, sedangkan pada tahun 2017 sebesar 2,56 juta ton. Kebutuhan ini akan terus meningkat sebesar 4,5% setiap tahunnya (Anonymous, 2017).

Sebagian besar permintaan propilen glikol berasal dari industri otomotif yang berada di negara-negara berkembang seperti India, Brazil, dan Thailand, Cina. Pada industri otomotif propilen glikol digunakan sebagai *antifreeze* (anti beku) pada mesin kendaraan. Karena memiliki sifat *non toxic*, produk ini lebih banyak dipilih dibandingkan dengan etilen glikol.

1.2.4. Penentuan Kapasitas Perancangan Pabrik

Berdasarkan proyeksi kebutuhan propilen glikol dari perhitungan impor, kapasitas pabrik yang telah berdiri, serta kebutuhan di dunia, dipilih kapasitas rancangan produksi pada tahun 2023 sebesar 75.000 ton/tahun. Pemilihan kapasitas perancangan ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan propilen glikol dalam negeri yaitu dari total kapasitas, dan sisa dari total kapasitas dapat di ekspor ke luar negeri. Kegiatan ekspor dilakukan karena kebutuhan propilen glikol yang cukup besar di dunia.

1.3. Tinjauan Pustaka

Propilen glikol merupakan produk industri *intermediate*. Propilen glikol adalah salah satu senyawa turunan dari propilen yang mempunyai rumus kimia $C_3H_8O_2$ dengan nama IUPAC 1,2-Propanediol. Senyawa ini mempunyai sifat jernih, cair, kental, sedikit berbau, sedikit pahit, dan memiliki tekanan uap rendah (Kirk dan Othmer, 1983).

Mono, di- dan tri-propilen glikol adalah tiga penyusun utama dari propilen glikol. Senyawa ini larut dalam air dan etanol, bercampur dengan kebanyakan pelarut organik termasuk aseton, kloroform dan beberapa minyak esensial. Propilen glikol memiliki titik didih 188°C, titik beku -59°C. Propilen glikol biasanya dibuat dengan hidrolisis propilen oksida.

1.3.1. Macam-macam Proses

Ditinjau dari proses pembuatannya propilen glikol dapat dilakukan dengan beberapa cara, antara lain :

a. Hidrasi propilen oksida tanpa katalis

Propilen oksida dan air dicampur dan disimpan dalam *feed tank* kemudian dipompa menuju reaktor. Reaksi dalam reaktor berlangsung pada fase cair, namun sebelumnya dalam reaktor ditambahkan etanol sebagai pelarut propilen oksida. Hasil reaksi berupa propilen glikol, sedikit dipropilen glikol serta air sisa reaksi. Pemisahan awal dengan separator dilakukan untuk memisahkan sebagian air sisa reaksi, kemudian dimurnikan lebih lanjut dengan proses distilasi. Reaksi terjadi pada suhu 120°C-190°C dan tekanan

hingga 2170 kPa. Meskipun proses komersial biasanya menggunakan panas dan tekanan tanpa katalisator, katalis asam atau basa dapat digunakan untuk meningkatkan laju reaksi atau selektivitas produk (Kirk dan Othmer, 1983).

Reaksi :

$$C_3H_6O + H_2O \longrightarrow C_3H_8O_2 + C_6H_{14}O_3 \qquad (1.2)$$

b. Hidrasi propilen oksida dengan katalis asam

Proses ini sama dengan proses hidrasi propilen oksida tanpa katalis, perbedaannya adalah pada penggunaan katalis asam. Rasio mol H_2O dan C_3H_6O sebesar 20 : 1 dengan katalisator asam sulfat atau metil format. Fase reaksi adalah cair - cair (Kirk dan Othmer, 1983).

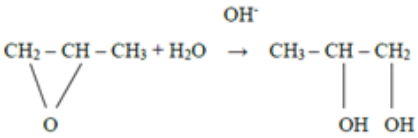
Pada pembuatan propilen glikol, hal yang harus diperhatikan selama proses adalah suhu operasi tidak boleh melebihi 52°C pada tekanan 1 atm, karena propilen oksida mempunyai titik didih yang relatif kecil yaitu 34,23°C. Apabila suhu operasi terlalu tinggi dapat mengakibatkan propilen oksida menguap.

Reaksi :

$$C_3H_6O + H_2O \xrightarrow{\text{katalis asam}} C_3H_8O_2 + C_6H_{14}O_3 \qquad (1.3)$$

c. Hidrasi propilen oksida dengan katalis basa

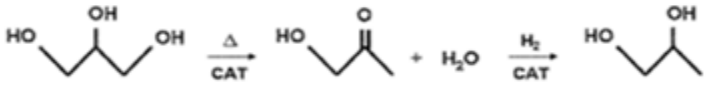
Dalam proses ini digunakan katalis basa dan air dicampur sampai konsentrasinya tertentu, kemudian direaksikan dengan propilen oksida dalam reaktor hidrasi (Kirk dan Othmer, 1983). Proses produksi propilen glikol dengan katalis basa berlangsung pada temperatur 70°C dengan tekanan 1 atm. Konversi yang dihasilkan 70% (Chan dan Seider, 2004).

Reaksi : 

(1.4)

d. Hidrogenolisis gliserol

Proses hidrogenolisis gliserol untuk menghasilkan propilen glikol sebagai produk utama dapat diperoleh melalui reaksi antara gliserol dan hidrogen dengan adanya katalis heterogen. Propilen glikol yang terbentuk memiliki selektivitas sekitar 90%. Katalis heterogen yang digunakan terdiri dari campuran Cu, Cr, Zn dan Zr dengan rasio molar unsur 3 : 2 : 1 : x, dimana x =1 sampai 4. Proses ini memiliki keunggulan kompetitif tersendiri dibandingkan proses tradisional, misalnya kemampuan menggunakan gliserol mentah yang diperoleh dari proses biodiesel untuk menghasilkan propilen glikol dengan hasil tinggi 93%.

Reaksi : 

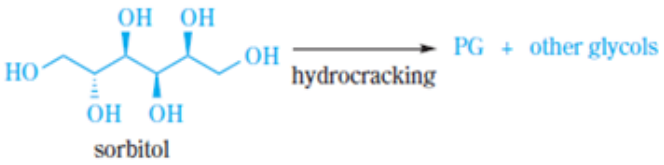
(1.5)

Pada percobaan yang telah dilakukan Ajay Kumar Dalai, Rajesh Vishnudev Sharma, Pardeep Kumar, katalis hanya menunjukkan penurunan aktivitas 10 - 15% bahkan setelah empat putaran tanpa mempengaruhi selektivitas propilen glikol. Reaksi kontinu dilakukan dalam reaktor katalitik dengan larutan gliserol sebesar 80% berat. Pada suhu 235°C, dengan tekanan hidrogen 800 psi, katalis Cu : Zn : Cr : Zr dengan perbandingan molar unsur 3 : 2 : 1 : 3 menghasilkan propilen glikol sebesar 64% (Dalai et al, 2014).

e. *Hydrocracking* sorbitol

Proses *hydrocracking* sorbitol dapat dilakukan pada suhu kisaran 150°C sampai 250°C dan tekanan 500 sampai 5000 psig dengan hidrogen dan katalis. Sistem katalis yang digunakan terdiri dari logam mulia golongan VIII dari tabel periodik yang digabungkan pada suatu pendukung padat ditambah oksida logam alkali tanah. Contoh katalis yang digunakan untuk menjalankan reaksi ini terdiri dari sekitar 1-10% berat rutenium yang dicampur dengan alumina titan dan 5-50% berat barium oksida. Proses ini dapat dijalankan dalam sistem *batch* maupun *continue* dengan waktu tinggal sekitar 0,5 sampai 10 jam (Arena dan Plaines, 1985).

Reaksi :



(1.6)

Dari proses-proses yang telah di uraikan, dapat dibuat perbandingan untuk setiap proses. Perbandingan ini bertujuan untuk mengetahui kelebihan dan kekurangan dari setiap proses. Perbandingan setiap proses dapat dilihat pada Tabel 1.3 :

Tabel 1.3. Perbandingan proses pembuatan propilen glikol

Kriteria	**Hidrasi propilen oksida tanpa katalis**	**Hidrasi propilen oksida dengan katalis asam**	**Hidrasi propilen oksida dengan katalis basa**	**Hidrogenolisis gliserol**	***Hydrocracking* sorbitol**
Tekanan (atm)	21,42	1 - 13,61	1	54,44	217,75
Suhu (°C)	120 - 190	50 - 150	70	235	150 - 180
Katalis	Tanpa katalis	Asam (H_2SO_4, $C_2H_4O_2$)	Basa ($NaHCO_3$, Mo)	Campuran Cu, Cr, Zn dan Zr	Logam mulia grup VIII ditambah oksida logam alkali
Fase reaksi	Cair-cair	Cair-cair	Cair-cair	Cair-cair	Cair-cair
Reaktor	CSTR	CSTR	CSTR	Fixed bed	Fixed bed
Konversi (%)	90	92	70	>90	57,6
Waktu reaksi (jam)	>2	0,5	1 - 2	0,75 - 1,5	>2
Kekurangan	- Kebutuhan air untuk proses sangat banyak. - Tekanan dan temperatur tinggi. - Waktu reaksi berjalan lambat.	- Katalis asam sebaiknya dihilangkan dahulu sebelum masuk menara distilasi untuk mencegah korosi. - Suhu harus di jaga agar fase reaksi tetap cair-cair.	- Katalis basa dapat menghasilkan isomer diglikol yang tidak diinginkan. - Basa kuat membutuhkan pengolahan yang signifikan. - Konversi produk rendah.	- Katalis yang digunakan cukup mahal. - Tekanan dan temperatur tinggi. - Biaya produksi lebih mahal.	- Katalis yang digunakan mahal. - Tekanan dan temperatur tinggi. - Biaya produksi mahal. - Konversi rendah. - Waktu reaksi lama.
Kelebihan	- Limbah yang dihasilkan dalam proses ini sedikit. - Biaya produksi rendah.	- Kecepatan reaksi meningkat sehingga waktu reaksi berjalan cepat. - Tekanan dan temperatur operasi rendah. - Konversi tinggi.	- Kecepatan reaksi meningkat - Sehingga waktu reaksi berjalan cepat. - Teakan dan temperatur operasi rendah.	- Bahan baku (gliserol) mudah diperoleh. - Waktu reaksi berjalan cepat.	- Bahan baku (sorbitol) mudah diperoleh dan harganya terjangkau.

Berdasarkan Tabel 1.3, dipilih proses hidrasi propilen oksida dengan katalis asam. Hal ini karena reaksi dapat berlangsung dengan cepat pada suhu dan tekanan yang rendah, yaitu 50 - 150°C dan 1 - 13,61 atm. Selain itu dihasilkan konversi yang cukup tinggi sebesar 92%. Proses hidrogenolisis

gliserol tidak dipilih karena membutuhkan investasi yang mahal dibanding proses lainnya.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai standar dan kebutuhan pasar, maka perancangan pabrik propilen glikol ini didasarkan pada beberapa variabel, yaitu spesifikasi bahan baku, spesifikasi produk, dan pengendalian kualitas.

2.1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Bahan baku yang digunakan dalam perancangan pabrik propilen glikol dengan produk samping dipropilen glikol antara lain propilen oksida, air, dan katalis metil format. Sifat-sifat fisika dan kimia dari komponen tersebut dapat dilihat pada Tabel 2.1.

Tabel 2.1. Spesifikasi bahan baku dan produk

Sifat Fisika dan Sifat Kimia	**Bahan Baku**			**Produk**	
	Propilen Oksida	**Air**	**Metil Format**	**Propilen Glikol**	**Di-propilen Glikol**
Rumus molekul	C_3H_6O	H_2O	$C_2H_4O_2$	$C_3H_8O_2$	$C_6H_{14}O_3$
Fase	Cair	Cair	Cair	Cair	Cair
Berat molekul (g/mol)	58,08	18,02	60,05	76,1	134,18
Densitas (g/ml)	0,83	1	0,975	1,036	1,0252
Titik didih (°C)	34,23	100	31,8	188	231,9
Titik leleh (°C)	-112	0	-99,8	-59	-32
Tekanan uap (mmHg)	$442^{20°C}$	$17,25^{20°C}$	$476^{20°C}$	$0,08^{20°C}$	$<0,01^{20°C}$
Viskositas (cP)	$0,28^{25°C}$	1,002	$0,325^{25°C}$	$58,1^{20°C}$	$0,28^{25°C}$
Kemurnian (%)	99,98	-	98	99,5	98,75
Temperatur kritis (°C)	209,1	374,1	214	340,23	382
Tekanan kritis (atm)	48,6	218,3	59,2	57,16	36
Kelarutan	- Larut dalam alkohol dan eter.	- Larut dalam asam asetat, asam sulfat, asam nitrat, asam hidroklorida, aseton, amonia, amonium klorida, etanol, gliserol, metanol, sodium hidroksida, dan propilen glikol.	- Larut dalam air, aseton, dan eter.	- Larut dalam air, etanol, eter, aseton, dan klorofom.	- Larut dalam air.
Reaktifitas	- Bereaksi dengan air untuk menghasilkan propilen glikol, dipropilen glikol, tripropilen glikol, dan polipropilen glikol. - Bereaksi dengan gugus hidroksil alkohol dan fenol untuk menghasilkan monoeter propilen glikol.	- Mampu melarutkan zat-zat kimia, seperti garam-garam, gula, asam, beberapa jenis gas dan berbagai macam molekul organik. - Golongan logam alkali jika direaksikan dengan air dapat menghasilkan ion hidroksida. - Unsur-unsur kimia dalam golongan 13,14, dan 15 cenderung tidak bereaksi	- Termasuk asam lemah.	- Sebagian besar reaksi propilen glikol melibatkan pemindahan satu atau dua atom hidrogen dari gugus OH yang membentuk eter, ester, eter ester, atau asetal. - Reaksi esterifikasi propilen glikol dengan *maleic*, *fumaric*, *acyl*	- Bereaksi kuat dengan asam dan bahan pengoksidasi, namun tidak bereaksi dengan basa.

	- Bereaksi dengan amonia untuk menghasilkan isopropanol amina. Sedangkan reaksi antara propilen oksida dan isopropanol amina atau ikatan amina yang lainnya akan menghasilkan ikatan N- dan N, N-disubtitusi isopropanolamina. - Reaksi antara propilen oksida dan karbon dioksida menghasilkan propilen karbonat. - Isomerisasi propilen oksida menjadi propionaldehida dan aseton dapat berlangsung dengan bantuan katalis seperti *silica gel*, sodium atau potasium alum, dan *zeolite*. - Hidrogenolisis propilena oksida menghasilkan alkohol primer dan sekunder serta produk isomerisasi aseton dan propionaldehida (Kirk dan Othmer, 1992).	dengan air. - Unsur-unsur kimia dalam golongan 17 memiliki perbedaan dalam bereaksi dengan air tergantung elektronegativitasnya. - Gas mulia tidak bereaksi dengan air.		*halide*, atau asam anhidra menghasilkan mono- dan di-eter. - Reaksi transesterifikasi propilen glikol menghasilkan ester mono- dan di-propilen glikol. - Digunakan sebagai initiator dalam katalis basa - Kondensasi propilen glikol dengan aldehid membentuk siklik asetal atau 4-metil-1,3-dioxolan (McKetta, 1993).	

2.2. Pengendalian Kualitas

Menurut Sofjan Assauri (1998) pengendalian adalah kegiatan yang dilakukan untuk menjamin agar kegiatan produksi dan operasi yang dilaksanakan sesuai dengan apa yang direncanakan dan apabila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut dapat dikoreksi sehingga apa yang diharapkan dapat tercapai. Sedangkan kualitas adalah kesesuaian dengan kebutuhan meliputi *availiability*, *delivery*, *reliability*, *maintainability*, dan *cost effectiveness* (Crosby, 1979).

Pengendalian kualitas dapat didefinisikan sebagai suatu usaha yang dilakukan untuk mempertahankan kualitas produk agar sesuai dengan spesifikasi yang dibutuhkan dalam pasar. Usaha tersebut diupayakan memiliki biaya yang rendah dan dapat memuaskan kebutuhan pelanggan. Pengendalian kualitas dan keandalan yang efektif dalam suatu produk dapat dicapai melalui suatu sistem standarisasi yang memadai. Standarisasi tersebut dapat diterapkan pada setiap tahap seperti pemilihan bahan baku, kontrol proses, desain perkakas, pemilihan peralatan, metode produksi dan teknik, pemeriksaan setiap tahap dan inspeksi akhir (Jain, 2001).

Dalam suatu industri kimia, pengendalian kualitas mencakup keseluruhan proses produksi mulai dari persiapan bahan baku, proses reaksi, sampai menghasilkan produk akhir. Hal ini bertujuan untuk menghasilkan produk dengan kualitas yang baik sesuai dengan kebutuhan pasar. Pada perancangan pabrik propilen glikol ini terdapat parameter-parameter yang perlu dikendalikan, antara lain :

2.2.1. Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku merupakan pengendalian yang dilakukan pada awal proses. Pada produksi propilen glikol, bahan baku utama yang digunakan adalah propilen oksida dan air. Untuk mempercepat reaksi digunakan katalis metil format. Sebelum bahan baku memasuki unit proses, kemurnian bahan baku dan kandungan zat pengotor perlu diperhatikan, sehingga tidak mempengaruhi kualitas hasil akhir produk. Ketersediaan bahan baku juga perlu disesuaikan dengan kebutuhan kapasitas produksi. Hal ini untuk menghindari terjadinya kekurangan bahan baku ketika proses produksi berjalan.

2.2.2. Alat Produksi

Alat produksi adalah sarana atau fasilitas yang digunakan oleh suatu industri untuk menjalankan proses produksi. Pemilihan alat serta spesifikasi masing-masing alat tersebut disesuaikan dengan proses reaksi yang berlangsung. Pada produksi propilen glikol alat-alat yang digunakan terdiri dari tangki penyimpan bahan baku dan produk, reaktor, *flash drum*, menara distilasi, pompa, *reboiler*, *cooler*, *heater*, kondenser, dan *expander valve*.

Alat produksi merupakan aset perusahaan yang penting, sehingga diperlukan pengelolaan dan pemeliharaan. Pada prinsipnya terdapat 2 jenis pemeliharaan (*maintenance*) yaitu, *preventive maintenance* dan *line maintenance.Preventive maintenance* adalah pengecekan kondisi pada alat-

alat yang baru dibeli, sedangkan *line maintenance* adalah pengecekan kondisi alat-alat yang digunakan setiap hari untuk proses produksi (Budiwati, 2004).

2.2.3. Kondisi Operasi

Pengendalian kondisi operasi berlaku untuk semua alat produksi yang digunakan. Variabel yang perlu dikendalikan antara lain suhu, tekanan, laju alir, level permukaan cairan, pH, viskositas, dan variabel-variabel lainnya. Kondisi operasi dipilih berdasarkan pertimbangan bahwa pada kondisi operasi tersebut produk propilen glikol yang dihasilkan optimal. Pada proses reaksi hidrolisa propilen oksida digunakan reaktor alir tangki berpengaduk yang beroperasi pada suhu 150°C dan tekanan 13,61 atm.

2.2.4. Karyawan

Setiap karyawan terlepas dari posisi, status atau tugasnya, secara langsung maupun tidak langsung berpengaruh terhadap kualitas produksi. Dibutuhkan *hard skill* dan *soft skill* untuk meningkatkan produktivitas. Disamping itu manajemen perusahaan perlu disusun secara sistematis dan jelas untuk menghindari terjadinya *miscomunication* antar karyawan.

Berdasarkan konsep kerjanya pengendalian proses dibagi menjadi 2 jenis yaitu pengendalian secara manual dan pengendalian secara otomatis. Untuk pengendalian secara manual tidak membutuhkan alat instrumentrasi dan instalasi yang cukup banyak, karena prosesnya dikendalikan langsung oleh operator. Pengendalian ini berpotensi terjadi banyak kesalahan (*error*).

Sedangkan pengendalian secara otomatis dijalankan oleh suatu *controller* yang menggantikan kerja operator (Johnson, 2014).

Pengendalian proses tidak terlepas dari penggunaan alat instrumen. Fungsi alat instrumen sebagai penunjuk (*indicator*), pencatat (*recorder*), pengontrol (*regulator*), dan pemberi tanda bahaya (*alarm*). Dengan adanya rangkaian instrumen tersebut maka operasi semua peralatan yang terdapat dalam pabrik dapat dimonitor dan dikontrol dengan cermat, mudah dan efisien, sehingga kondisi operasi selalu berada dalam kondisi yang diharapkan. Pada dasarnya, tujuan pengendalian tersebut adalah agar kondisi proses di pabrik mencapai tingkat kesalahan (*error*) yang paling minimum, sehingga produk yang dihasilkan optimal (Perry dan Green, 1986). Variabel-variabel yang dikontrol/diukur oleh instrumen antara lain:

a. Variabel utama

- Suhu

  Instrumen yang digunakan untuk mengendalikan suhu apabila terjadi perubahan adalah *temperature controller* (TC). Sedangkan *temperature indicator* (TI) adalah instrumen yang dapat menunjukkan suhu yang terukur pada alat.

- Tinggi permukaan cairan

  Instrumenyang digunakan untuk mengendalikan ketinggian cairan apabila terjadi perubahan adalah *level controller (LC)*. Sedangkan *level indicator (LI)* adalah instrumen yang dapat menunjukkan ketinggian permukaan cairan yang terukur dalam suatu alat.

- Tekanan

  Instrumen yang digunakan untuk mengendalikan tekanan apabila terjadi perubahan adalah *pressure controller (PC).* Sedangkan *pressure indicator (PI*) adalah alat yang digunakan untuk mengamati tekanan yang terukur dalam suatu alat.

- Laju alir

  Instrumen yang digunakan untuk mengendalikan laju alir apabila terjadi perubahanadalah *flow controller (FC)*. Sedangkan *flow indicator (FI)* adalah alat yang digunakan untuk mengamati laju aliran dalam suatu alat.

b. Variabel tambahan : densitas, viskositas, panas spesifik, konduktifitas, pH, humiditas, titik embun, komposisi kimia, kandungan kelembapan, dan variabel lainnya.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1. Uraian Proses

Proses pembuatan propilen glikol dibagi menjadi empat tahap, yaitu :

1. Tahap penyimpanan bahan baku
2. Tahap persiapan bahan baku (*pre-treatment*)
3. Tahap reaksi
4. Tahap pemurnian produk (*purification*)

3.1.1. Tahap Penyimpanan Bahan Baku

Bahan baku utama untuk memproduksi propilen glikol adalah propilen oksida. Propilen oksida disimpan pada suhu 30°C dengan tekanan 1,85 atm. Hal ini dilakukan agar propilen oksida tetap dalam fase cair. Sedangkan untuk air disimpan pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Propilen oksida diperoleh dengan kemurnian 99,98% dan untuk metil format diperoleh dengan kemurnian 98%. Penyimpanan katalis dilakukan pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm.

3.1.2. Tahap Persiapan Bahan Baku

Tahap persiapan bahan baku bertujuan untuk menyiapkan propilen oksida, air, dan katalis metil format sebelum masuk reaktor. Propilen oksida dari ST-01, air dari ST-02, dan katalis dari ST-03 dipanaskan dan ditekan

sampai suhu 150°C dan tekanan 13,61 atm. Suhu dan tekanan ini disesuaikan dengan kondisi operasi dalam reaktor.

3.1.3. Tahap Reaksi

Umpan masuk reaktor terdiri dari arus umpan dari tangki propilen oksida (ST-01), tangki air (ST-02), dan tangki metil format (ST-03), arus *recycle* produk atas *flash drum* (FD) dan arus *recycle* produk atas menara distilasi (MD-01). Rasio mol propilen oksida dan air yang digunakan adalah 1 : 3 dan katalis sebanyak 0,05% dari mol total propilen oksida. Konversi reaksi yang terjadi sebesar 92% dengan selektivitas 88,5% membentuk propilen glikol dan 11,5% membentuk dipropilen glikol (Robeson dan Webb, 1950).

Reaktor yang digunakan dalam proses pembuatan propilen glikol adalah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan kondisi operasi pada suhu 150°C dan tekanan 1 atm. Reaksi pembentukan propilen glikol merupakan reaksi eksotermis, sehingga dalam proses reaksinya diperlukan pendingin agar kondisi operasi dapat terjaga sesuai yang diinginkan. Pendingin yang digunakan adalah jaket pendingin dengan media pendinginnya adalah air.

3.1.4. Tahap pemurnian produk

Proses ini berfungsi memisahkan propilen glikol dari dipropilen glikol dan impuritis lainnya untuk mendapatkan propilen glikol dengan kemurnian 99,5%. Tahap pemurnian produk ini terdiri dari :

- Hasil reaksi dari reaktor dialirkan ke *flash drum* untuk dipisahkan sebagian propilen oksida sisa, air, metil format, etilen oksida dan propionaldehid dari propilen glikol dan dipropilen glikol. Sebelum masuk ke *flash drum*, produk dari reaktor (R-01) harus diturunkan tekanannya terlebih dahulu menggunakan *expansion valve*. Produk atas dari *flash drum* (FD) kemudian di kondensasi dan di-*recycle* menuju reaktor. Hal ini bertujuan untuk memanfaatkan sisa propilen oksida, air, dan metil format. Namun sebelum di-*recycle*, beberapa komponen produk atas *flash drum* (FD) di-*purging* terlebih dahulu untuk menghilangkan etilen oksida dan propionaldehid. Produk bawah dari *flash drum* (FD) ini dialirkan ke menara distilasi 1 untuk pemurnian lebih lanjut.
- Menara distilasi 1 (MD-01) bertujuan untuk memisahkan sebagian besar air dan propilen oksida yang terikut dalam produk bawah *flash drum* (FD). Hasil atas dari menara distilasi 1 (MD-01) di-*recycle* ke reaktor (R-01), sedangkan hasil bawah adalah campuran yang mengandung sebagian besar propilen glikol. Kemudian hasil bawah tersebut dimurnikan kembali ke menara distilasi 2 (MD-02) untuk memisahkan produk utama yaitu propilen glikol dengan produk samping dipropilen glikol.
- Dalam menara distilasi 2 (MD-02) terjadi pemisahan antara propilen glikol dengan dipropilen glikol. Hasil atas dari MD-02 adalah propilen glikol dengan kemurnian 99,5% dan hasil bawah adalah dipropilen glikol dengan kemurnian 98,75%.

3.2. Spesifikasi Alat

3.2.1. Reaktor

Kode	: R-01	
Fungsi	: Mereaksikan propilen oksida sebanyak 8.866,61 kg/jam dan air sebanyak 2.777,49 kg/jam untuk membentuk propilen glikol.	
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)	
Bahan konstruksi	: *Stainless steel*	
Kapasitas	: 3,60 m^3/jam	
Waktu tinggal	: 9 menit	
Tekanan	: 13,61 atm	
Suhu	: 150°C	
Jumlah	: 1 buah	
Dimensi tangki	: Diameter shell	= 1,53 m
	Tinggi shell	= 1,83 m
	Tebal shell	= 0,75 m
	Tinggi head	= 0,36 m
	Tebal head	= 0,03 m
	Tinggi total	= 2,60 m
Jenis pengaduk	: *Disc six flat-blade open turbine*	
Dimensi pengaduk	: Diameter	= 0,52 m
	Tinggi	= 0,52 m
	Lebar	= 0,16 m

	Jarak dari dasar	= 0,52 m
	Jumlah *impeller*	= 1 buah
	Power	= 14,75 kJ/s
Jenis pendingin	: *Jacket*	
Dimensi pendingin	: Tebal	= 0,36 m
	Tekanan desain	= 15,17 atm
	Waktu tinggal	= 0,15 jam

3.2.2. *Flash Drum*

Kode	: FD-01, FD-02	
Fungsi	: Memisahkan sebagian air, propilen oksida, katalis dan *impurities* dari produk.	
Bahan Konstruksi	: *Stainless stell*	
Kapasitas	: 91,82 m^3/jam	
Tekanan	: 2 atm	
Suhu	: 30°C	
Jumlah	: 2 buah	
Dimensi	: Diameter luar	= 1,77 m
	Diameter dalam	= 1,75 m
	Tinggi tangki	= 5,60 m
	Tebal shell	= 0,006 m
	Tebal head	= 0,006 m
	Tekanan desain	= 1,10 atm

3.2.3. Menara Distilasi

Tabel 3.1. Spesifikasi menara distilasi

Kode	MD-01	MD-02
Fungsi	Memisahkan propilen glikol, dipropilen glikol, air, dan propilen oksida sebanyak 12321,42 kg/jam.	Memisahkan propilen glikol, dipropilen glikol, air, dan propilen oksida sebanyak 11641,08 kg/jam.
Jenis	*Plate tower (sieve tray)*	*Plate tower (sieve tray)*
Bahan konstruksi	*Stainless steel*	*Stainless stell*
Jumlah (buah)	1	1
Dimensi :		
- Diameter luar (m)	3,20	2,13
- Tinggi menara (m)	10,08	14,88
- Tebal shell (m)	0,01	0,01
- Tebal head (m)	0,01	0,01
- Jumlah stage	33	72
Tray :		
- Diameter tray (m)	2,15	2,05
- Diameter lubang (m)	0,01	0,01
- Hole pitch (m)	0,02	0,02
- Jumlah hole (buah)	9.981	2.596
- Turn down ratio	0,80	0,80
- Material tray	*Stainless steel*	*Stainless steel*
- Material downcomer	*Stainless steel*	*Stainless steel*
- Tray spacing (m)	0,25	0,25
- Tray thickness (m)	0,003	0,003
- Panjang weir (m)	4,30	1,76
- Tinggi weir (m)	0,05	0,07
- Total pressure drop (atm)	0,15	0,14
Efisiensi Plate (%)	80,12	80
Tekanan desain (atm)	1,21	1,21

3.2.4. Kondenser

Tabel 3.2. Spesifikasi kondenser

Kode	CD-01, CD-02		CD-3		CD-04	
Fungsi	Untuk mengembunkan hasil atas *flash drum.*		Untuk mengembunkan hasil atas (distilat) pada menara distilasi 1.		Untuk mengembunkan hasil atas (distilat) pada menara distilasi 2.	
Jenis	*Shell and tube*		*Double pipe*		*Double pipe*	
Pendingin	Air pendingin		Air pendingin		Air pendingin	
Aliran fluida annulus	Distilat *flash drum*		Distilat menara distilasi 1		Distilat menara distilasi 2	
Aliran fluida pipe	Air pendingin		Air pendingin		Air pendingin	
Luas transfer panas (m^2)	588,92		3,02		0,28	
Kondisi operasi pendingin/steam :						
- Laju alir (kg./jam)	257.948,31		2.304,95		198,48	
- Tekanan (atm)	1		1		1	
- Tin (°C)	30		30		30	
- Tout (°C)	90		50		50	
Spesifikasi :	**Shell**	**Tube**	**Annulus**	**Pipe**	**Annulus**	**Pipe**
- IPS (m)			0,08	0,05	0,06	0,03
- ID (m)	0,89	0,03	0,08	0,05	0,06	0,04
- OD (m)		0,03	0,09	0,06	0,07	0,04
- Panjang (m)	6,10		1,83		0,61	
- Jumlah hairpin	-		3		1	
- Pressure drop (atm)	0,00	0,10	0,08	0,03	0,01	0,0001
- Dirt factor (Rd)	0,0057		0,01		0,14	
- Ud (W/m^2C)	311,12		296,07		236,73	
- Uc (W/m^2C)	450,62		350,97		270,57	
- Bahan konstruksi	*stainless*	*stainless*	*carbon*	*carbon*	*carbon*	*carbon*
-	*steel*	*steel*	*steel*	*steel*	*steel*	*steel*

3.2.5. Reboiler

Tabel 3.3. Spesifikasi reboiler

Kode	RE-01		RE-02	
Fungsi	Untuk memanaskan hasil bawah (bottom) pada menara distilasi 1.		Untuk memanaskan hasil bawah (bottom) pada menara distilasi 2.	
Jenis	Kettle Reboiler		Kettle Reboiler	
Pemanas	Steam jenuh		Steam jenuh	
Aliran fluida annulus	Steam jenuh		Steam jenuh	
Aliran fluida pipe	Bottom menara distilasi 1		Bottom menara distilasi 2	
Luas transfer panas (m^2)	3,48		0,37	
Kondisi operasi pendingin/steam :				
- Laju alir (kg./jam)	11.458,10		207,27	
- Tekanan (atm)	10,41		10,41	
- Tin (°C)	250		250	
- Tout (°C)	190		240	
Spesifikasi :	**Annulus**	**Pipe**	**Annulus**	**Pipe**
- IPS (m)	0,20	0,05	0,06	0,03
- ID (m)	0,20	0,05	0,06	0,04
- OD (m)	0,22	0,06	0,07	0,04
- Panjang (m)	0,61		1,83	
- Jumlah hairpin	1		3	
- Pressure drop (atm)	0,20	0,32	0,4	0,26
- Dirt factor (Rd)	0,01		0,05	
- Ud (W/m^2C)	712,34		36,08	
- Uc (W/m^2C)	3284,37		53,15	
- Bahan konstruksi	*carbon steel*	*carbon steel*	*carbon steel*	*carbon steel*

3.2.6. Tangki Penyimpan (*Storage*)

Tabel 3.4. Spesifikasi tangki penyimpan (*storage*)

Kode	ST-01 (A/B/C)	ST-02	ST-03	ST-04	ST-05
Fungsi	Menyimpan kebutuhan propilen oksida sebanyak 2.990.679,303 kg selama 14 hari.	Menyimpan kebutuhan air sebanyak 465.600,148 kg selama 7 hari.	Menyimpan kebutuhan sebanyak 3.891,62 kg katalis selama 30 hari.	Menyimpan propilen glikol sebanyak 3.891,62 kg selama 14 hari.	Menyimpan di-propilen glikol sebanyak 729.585,41 kg selama 14 hari.
Jenis	Silinder tegak dengan dasar datar (flat bottom) dan atap (head) berbentuk torispherical	Silinder tegak dengan dasar datar (flat bottom) dan atap (head) berbentuk conical	Silinder tegak dengan dasar datar (flat bottom) dan atap berbentuk conical	Silinder tegak dengan dasar datar (flat bottom) dan atap berbentuk conical	Silinder tegak dengan dasar datar datar (flat bottom) dan atap (head) berbentuk conical
Jumlah	3 buah	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah
Bahan Konstruksi	Carbon stell	Carbon stell	Stainless steel	Carbon stell	Carbon stell
Kapasitas (m^3/jam)	1.464,14	546,23	3,56	3.713,29	872,69
Tekanan (atm)	1,85	1	1	1	1
Suhu (°C)	30	30	30	30	30
Dimensi :					
Diameter tangki (m)	10,68	7,63	4,58	21,35	15,25
Tinggi shell (m)	3,05	2,75	1,83	10,98	7,32
Tebal shell (m)	0,01	0,05	0,19	0,62	0,27
Tinggi head (m)	1,67	1,48	0,90	2,64	3,66
Tebal head (m)	0,01	0,01	0,01	0,01	0,005
Tinggi total (m)	4,72	4,22	2,73	13,62	10,98
Tinggi larutan maks (m)	2,44	2,20	0,30	10,96	7,30
Tekanan Desain (atm)	2,19	1,3	1,36	2,3	1,89

3.2.7. *Heat Exchanger*

Tabel 3.5. Spesifikasi *heat exchanger*

Kode	**HE-01**		**HE-02**		**HE-03**	
Fungsi	Memanaskan propilen oksida dari tangki penyimpanan (ST-01) sebanyak 8.866,61 kg/jam sebelum masuk reaktor.		Memanaskan air dari tangki penyimpanan (ST-02) sebanyak 2.777,49 kg/jam sebelum masuk reaktor.		Memanaskan metil format dari tangki penyimpanan (ST-03) sebanyak 0,47 kg/jam sebelum masuk reaktor.	
Jenis	*Double pipe*		*Double pipe*		*Double pipe*	
Pemanas/pendingin	Steam jenuh		Steam jenuh		Steam jenuh	
Aliran fluida annulus	Steam jenuh		Arus 2		Arus 3	
Aliran fluida pipe	Arus 1		Steam jenuh		Steam jenuh	
Luas transfer panas (m^2)	7,64		8,30		0,0003	
Kondisi operasi pendingin/steam :						
- Laju alir (kg/jam)	8.719,19		7.095,54		1,05	
- Tekanan (atm)	10,41		10,41		10,41	
- Tin (°C)	250		250		250	
- Tout (°C)	120		150		200	
Spesifikasi	**Annulus**	**Pipe**	**Annulus**	**Pipe**	**Annulus**	**Pipe**
- IPS (m)	0,15	0,04	0,20	0,15	0,06	0,03
- ID (m)	0,15	0,04	0,20	0,15	0,06	0,04
- OD (m)	0,17	0,05	0,22	0,17	0,07	0,04
- Panjang (m)	1,22		1,22		0,61	
- Jumlah hairpin	2		2		1	
- Pressure drop (atm)	0,58	0,33	0,003	0,213	0,0002	0,0002
- Dirt factor (Rd)	0,004		0,005		24,02	

Tabel 3.6. Spesifikasi heat exchanger (lanjutan)

- Ud (W/m²C)	1.039,31		456,97		0,23	
- Uc (W/m²C)	3.628,94		759,15		6,66	
- Bahan konstruksi	*carbon steel*	*carbon steel*	*carbon steel*	*carbon steel*	*stainless steel*	*stainless steel*

Tabel 3.7. Spesifikasi *heat exchanger* (lanjutan)

Kode	**HE-04**		**HE-05**		**HE-06**	
Fungsi	Mendinginkan arus 8 yang keluar dari *flash drum* sebanyak 8.866,61 kg/jam sebelum masuk menara distilasi 1 (MD-01).		Memanaskan arus 9 yang keluar dari menara distilasi 1 sebanyak 680,34 kg/jam sebelum di-*recycle* ke reaktor.		Memanaskan arus 10 yang keluar dari menara distilasi 1 sebanyak 11.641,08 kg/jam sebelum masuk menara distilasi 2 (MD-02).	
Jenis	*Double pipe*		*Double pipe*		*Double pipe*	
Pemanas/pendingin	Air pendingin		Steam jenuh		Steam jenuh	
Aliran fluida annulus	Arus 8		Arus 9		Arus 10	
Luas transfer panas (m^2)	5,33		0,91		0,58	
Kondisi operasi pendingin/steam :						
- Laju alir (kg/jam)	17.887,11		690,34		1.070,49	
- Tekanan (atm)	1		10,41		10,41	
- Tin (°C)	28		200		210	
- Tout (°C)	40		150		200	
Spesifikasi :	**Annulus**	**Pipe**	**Annulus**	**Pipe**	**Annulus**	**Pipe**
- IPS (m)	0,15	0,08	0,10	0,08	0,15	0,08
- ID (m)	0,15	0,08	0,10	0,08	0,15	0,08
- OD (m)	0,17	0,09	0,11	0,09	0,17	0,09
- Panjang (m)	1,22		0,61		0,61	
- Jumlah hairpin	2		1		1	
- Pressure drop (atm)	0,02	0,15	0,34	0,03	0,02	0,0008
- dirt factor (Rd)	0,007		0,017		0,031	
- Ud (W/m^2C)	847,03		343,67		162,02	
- Uc (W/m^2C)	1.533,12		419,92		1.484,27	
- Bahan konstruksi	*stainless steel*	*carbon steel*	*carbon steel*	*carbon steel*	*carbon steel*	*carbon steel*

Tabel 3.8. Spesifikasi *heat exchanger* (lanjutan)

Kode	**HE-07**		**HE-08**	
Fungsi	Mendinginkan produk propilen glikol dari menara distilasi 1 (MD-01) sebanyak 9.469,70 kg/jam sebelum masuk tangki penyimpanan (ST-04).		Mendinginkan produk dipropilen glikol dari menara distilasi 2 (MD-02) sebanyak 2.171,39 kg/jam sebelum masuk tangki penyimpanan (ST-05).	
Jenis	*Shell and tube heat exchanger*		*Shell and tube heat exchanger*	
Pemanas	Air pendingin		Air pendingin	
Aliran fluida shell	Arus 11		Arus 12	
Aliran fluida tube	Air pendingin		Air pendingin	
Luas transfer panas (m^2)	59,92		30,32	
Kondisi operasi pendingin/steam :				
- Laju alir (kg/jam)	15.752,33		6.815,79	
- Tekanan (atm)	1		1	
- Tin (°C)	28		28	
- Tout (°C)	70		80	
Spesifikasi :	**Shell**	**Tube**	**Shell**	**Tube**
- Passes	2	4	1	2
- ID (m)	0,44	0,02	0,34	0,02
- OD (m)		0,02		0,03
- Panjang (m)	6,10		6,10	
- Ketebalan (m)	0,01	0,001	0,01	0,032
- Jarak baffle (m)	0,09		0,07	
- Pitch (m)		0,03		0,03
- Jumlah tube		178		66
- BWG		18		18

Tabel 3.9. Spesifikasi heat exchanger (lanjutan)

- Susunan tube		*triangular pitch*		*triangular pitch*
- Pressure drop (atm)	0,02	0,07	0,067	0,01
- Ud (W/m²C)	524,11		0,01	
- Uc (W/m²C)	981,91		536,33	
- Dirt factor (Rd)	0,01		1.106,39	
- Bahan konstruksi	*carbon steel*	*carbon steel*	*carbon steel*	*carbon steel*

3.2.8. Spesifikasi Pompa

Tabel 3.10. Spesifikasi pompa

Kode	P-01	P-02	P-03	P-04	P-05
Fungsi	Mengalirkan dan menaikkan tekanan propilen oksida dari tangki penyimpanan (ST-01) menuju reaktor.	Mengalirkan dan menaikkan tekanan air dari tangki penyimpanan (ST-02) menuju reaktor.	Mengalirkan dan menaikkan tekanan metil format dari tangki penyimpanan (ST-03) menuju reaktor.	Mengalirkan dan menurunkan tekanan produk reaktor menuju *flash drum* (FD-01 dan FD-02).	Mengalirkan hasil bawah flash drum 1 (FD-01) menuju menara distilasi 1 (MD-01).
Jenis	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*	*Reciprocating pump*	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*
Kapasitas (gpm)	47,78	11,96	29,63	92,91	29,63
Dimensi pipa :					
- IPS (in)	1 1/2	3/4	1/8	2	1 1/4
- Sch.No.	40	40	40	40	40
- OD (in)	1 8/9	1	2/5	2 3/8	1 2/3
- ID (in)	1 3/5	5/6	1/4	2	1 3/8
Head pompa (ft)	15,56	14,39	7,12	25,90	1,91
Friction head (ft)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Static head (ft)	85,43	85,43	85,43	216,54	19,69
Effisiensi motor	57%	40%	40%	68%	51%
Motor standar (HP)	0,50	0,25	0,05	2,00	0,08
Spesific speed (rpm)	564,60	299,50	6,82	537,17	2.146,57
Bahan konstruksi	*commercial steel*	*commercial steel*	*commercial steel*	*commercial steel*	*commercial steel*

Tabel 3.11. Spesifikasi pompa (lanjutan)

Kode	**P-06**	**P-07**	**P-08**	**P-09**	**P-10**
Fungsi	Mengalirkan dan menaikkan tekanan hasil atas *flash drum* (FD-01 dan FD-02) sebelum masuk reaktor.	Mengalirkan hasil bawah *flash drum* 2 (FD-02) menuju menara distilasi 1 (MD-01).	Mengalirkan hasil reflux menara distilasi 1 (MD-01).	Mengalirkan hasil atas menara distilasi 1 (MD-01) menuju reaktor.	Mengalirkan dan menurunkan tekanan hasil bawah menara distilasi 1 (MD-01) menuju menara distilasi 2 (MD-02).
Jenis	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*
Kapasitas (gpm)	39,16	29,63	32,50	32,50	55,79
Dimensi pipa :		0			
- IPS (in)	1 ½	1 1/4	1 1/4	1 1/4	1 1/2
- Sch.No.	40	40	40	40	40
- OD (in)	1 8/9	1 2/3	1 2/3	1 2/3	1 8/9
- ID (in)	1 3/5	1 3/8	1 3/8	1 3/8	1 3/5
Head pompa (ft)	29,69	1,91	56,24	56,24	59,18
Friction head (ft)	5,57	0,00	67,04	67,04	102,28
Static head (ft)	1,64	19,69	607,87	607,87	607,87
Efisiensi motor	55 %	51%	55%	55%	59%
Motor standar (HP)	1,5	0,08	1,50	1,50	3,00
Spesific speed (rpm)	102,67	2.146,57	365,34	365,34	460,78
Bahan konstruksi	*commercial steel*	*commercial steel*	*commercial steel*	*commercial steel*	*commercial steel*

Tabel 3.12. Spesifikasi pompa (lanjutan)

Kode	**P-11**	**P-12**
Fungsi	Mengalirkan hasil atas menara distilasi 2 (MD-02) menuju tangki penyimpanan (ST-04).	Mengalirkan hasil bawah menara distilasi 2 (MD-02) menuju tangki penyimpanan (ST-05).
Jenis	*Centrifugal pump*	*Centrifugal pump*
Kapasitas (gpm)	45,10	10,69
Dimensi pipa :		
- IPS (in)	1 1/2	¾
- Sch.No.	40	40
- OD (in)	1 8/9	1
- ID (in)	1 3/5	5/6
Head pompa (ft)	62,66	57,18
Friction head (ft)	2,66	78,34
Static head (ft)	749,21	607,87
Efisiensi motor	58%	40%
Motor standar (HP)	2,00	0,75
Spesific speed (rpm)	192,94	0,02
Bahan konstruksi	*commercial steel*	*commercial steel*

3.2.9. *Expansion Valve*

Kode : EV-01

Fungsi : Menurunkan tekanan keluaran reaktor dari 13,61 atm menjadi 1 atm

Jenis : *Globe Valve Half Open*

Bahan konstruksi : *Comercial stainless steel* (Austenitic) AISI tipe 316

Dimensi : Diameter dalam = 0,05 m

Diameter luar = 0,06 m

a't = 0,09 m

3.3. Perancangan Produksi

3.3.1. Analisis kebutuhan bahan baku

Analisis kebutuhan bahan baku berkaitan dengan ketersediaan bahan baku terhadap kebutuhan kapasitas pabrik. Dari hasil perhitungan, untuk memproduksi 1 kg propilen glikol maka dibutuhkan bahan baku propilen oksida sebanyak 0,94 kg; air sebanyak 3,4 kg; dan katalis metil format sebanyak 0,04 kg. Sementara itu pada unit utilitas dibutuhkan air pendingin sebanyak 7,23 kg; steam sebanyak 4,45 kg; listrik sebesar 0,005 HP; udara instrument sebanyak 0,004 m^3 dan bahan bakar sebanyak 0,0009 L.

3.3.2. Analisis kebutuhan alat proses

Analisis kebutuhan alat proses meliputi kemampuan peralatan untuk menjalankan proses, umur atau jam kerja dari peralatan, dan perawatannya. Analisis kebutuhan peralatan proses berfungsi untuk mengetahui rincian anggaran biaya yang diperlukan untuk pembelian maupun perawatan peralatan proses.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1. Penentuan Lokasi Pabrik

Lokasi merupakan aspek tinjauan pendirian pabrik yang sangat penting, karena berhubungan langsung terhadap kelangsungan operasi pabrik. Beberapa pertimbangan dalam memilih lokasi pabrik juga diharapkan dapat memberikan keuntungan yang optimum terhadap perusahaan. Ditinjau secara teknis dan ekonomis, lokasi pabrik harus strategis terhadap sektor marketing (Coulson dan Richardson's, 2005). Pabrik propilen glikol rencana akan didirikan di kawasan industri Gresik, Jawa Timur, dengan luas lahan sebesar 23.870 m^2. Faktor-faktor pemilihan lokasi antara lain:

4.1.1. Sumber Bahan Baku

Bahan baku propilen oksida dan katalis metil format di impor dari negara Cina. Propilen oksida diperoleh dari pabrik Hangzhou Plent Chemical Co., Ltd., sedangkan kebutuhan katalis yaitu metil format diperoleh dari pabrik Linyi Kemele Co., Ltd. Untuk mengimpor bahan-bahan tersebut dilakukan melalui jalur laut. Sehingga pabrik ini didirikan di daerah Gresik yang dekat dengan pelabuhan Tanjung Perak. Selain dapat menjaga kontinuitas, diharapkan pemilihan ini dapat meminimumkan biaya pengadaan bahan baku.

4.1.2. Pemasaran Produk

Propilen glikol merupakan produk intermediet yang cukup luas penggunaanya. Daerah Gresik sebagai kawasan industri banyak berdiri pabrik-pabrik yang membutuhkan propilen glikol sebagai bahan bakunya. Sehingga dengan didirikannya di daerah ini memiliki prospek yang cukup baik. Untuk melakukan kegiatan ekspor juga mudah dilakukan melalui pelabuhan ekspor impor Tanjung Perak.

4.1.3. Penyediaan Utilitas

Kebutuhan utilitas pabrik meliputi ketersediaan air dan listrik. Air merupakan komponen yang sangat penting dalam industri kimia. Air digunakan sebagai media pendingin, air umpan *boiler*, air sanitasi dan kebutuhan lainnya. Untuk air pendingin proses dapat diperoleh dari sungai yang dekat dengan lokasi pabrik yaitu sungai Bengawan Solo dengan kapasitas 29,340 m^3/jam. Berikut adalah hal yang perlu diperhatikan dalam penyediaan air :

- Kualitas dari sumber air.
- Jarak sumber air dari lokasi pabrik.
- Polusi air tidak boleh melebihi ambang batas yang ditetapkan.
- Pengaruh musim terhadap kemampuan sumber air untuk menyediakan air sesuai dengan kebutuhan rutin pabrik.

Kebutuhan listrik diperoleh dari PLN, namun untuk menjamin kelangsungan operasi pabrik maka pabrik memiliki generator pembangkit listrik sendiri. Bahan bakar generator yaitu solar diperoleh dari Pertamina.

4.1.4. Jenis Transportasi

Sarana transportasi berhubungan langsung dengan penyediaan bahan baku dan pemasaran produk. Jenis transportasi dipilih dengan biaya operasi serendah mungkin. Gresik adalah salah satu daerah yang strategis karena dekat dengan pelabuhan. Untuk pemasaran produk melalui jalur darat, transportasi di Gresik sudah terhubung dengan daerah lainnya dengan cukup baik.

4.1.5. Keadaan Masyarakat

Gresik merupakan kawasan industri, sehingga masyarakat sekitar sudah terbiasa untuk menerima pendirian suatu pendirian pabrik. Dengan didirikannya pabrik ini masyarakat dapat mengambil keuntungan. Salah satu keuntungan yang didapat adalah dengan menyewakan rumah untuk karyawan maupun usaha dalam bidang kuliner. Untuk sumber daya manusia sudah cukup baik, hal ini ditandai dengan banyaknya akademi, perguruan tinggi, maupun sekolah kejuruan.

4.1.6. Karakteristik Lokasi

Lokasi pemilihan pabrik memiliki iklim rata-rata yang cukup baik, yaitu dengan suhu rata-rata 27,15°C dan curah hujan 1686 mm. Bencana alam seperti gempa bumi, tanah longsor dan banjir sangat jarang terjadi di Gresik, sehingga operasi pabrik dapat berjalan dengan baik. Gresik sendiri merupakan kawasan industri, oleh karena itu untuk mendirikan pabrik baru di kawasan tersebut akan lebih mudah.

4.1.7. Kebijakan Pemerintah dan Kebutuhan Tenaga Kerja

Gresik dirancang sebagai kawasan industri oleh Pemda Tk.I Jawa Timur. Berdasarkan Peraturan Pemerintah (PP) nomor 142 Tahun 2015 tentang kawasan industri, pemerintah memeberikan beberapa kemudahan terhadap pembangunan dan pengelolaan tenaga listrik untuk kebutuhan sendiri dan industri di dalam kawasan. Untuk investor juga diberikan insentif pajak daerah berupa pengurangan, keringanan, atau pembebasan pajak dan retribusi Bea Perolehan Hak Atas Tanah dan/atau Bangunan (BPHTB) dan Pajak Penerangan Jalan (PPJ) untuk jalan lingkungan di dalam kawasan industri (Suwiknyo, 2017)

Kebutuhan tenaga kerja sangat mudah untuk dipenuhi, karena di Indonesia khususnya pulau Jawa memiliki jumlah penduduk yang banyak. Selain itu, terbukanya lapangan kerja juga akan menarik minat tenaga kerja dari daerah lain.

Gambar 4.1. Lokasi Pendirian Pabrik

4.2. Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik merupakan salah satu hal penting yang harus diperhatikan, karena menyangkut keselamatan pekerja dan kelancaran proses produksi. Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian pabrik yang meliputi tempat kerja alat, tempat kerja karyawan, tempat penyimpanan, dan sarana-sarana lain. Secara umum tujuan perancangan tata letak pabrik ini adalah untuk memberikan kombinasi yang optimal terhadap fasilitas-fasilitas produksi dan fasilitas perkantoran di dalam pabrik tersebut. Tata letak yang tepat dapat memberikan efisiensi terhadap lahan pendirian pabrik dan kenyamanan karyawan.

Proses-proses yang berbahaya ditempatkan pada jarak yang aman serta jauh dari bangunan lain. Selain itu, dalam perancangan tata letak juga harus mempertimbangkan perluasan pabrik dimasa yang akan datang. Bangunan

tambahan dan layanan yang diperlukan dalam pabrik selain unit pemrosesan antara lain (Coulson dan Richardson's, 2005) :

- Tempat penyimpanan bahan baku dan produk
- Laboratorium untuk kontrol proses
- *Fire stations* dan pelayanan *emergency*
- Utilitas
- Kantor untuk administrasi umum
- Area pengolahan limbah
- Kantin dan bangunan penunjang
- Tempat parkir

Ketika melakukan perancangan tata letak pabrik, biasanya diawali dengan penyusunan unit proses. Hal ini bertujuan untuk mempermudah aliran material melewati berbagai tahapan proses, mulai dari bahan mentah hingga tangki penyimpanan produk. Unit proses normalnya diberi jarak 30 meter, sedangkan proses yang berbahaya diberi jarak lebih dari 30 meter. Lokasi bangunan disusun sedemikian rupa sehingga dapat meminimalkan waktu yang dibutuhkan pekerja untuk berpindah dari satu bangunan ke bangunan lain. Kantor administrasi dan laboratorium yang relatif banyak pekerja ditempatkan jauh dari area proses yang berpotensi bahaya. Ruang kontrol ditempatkan berdekatan dengan unit proses, namun untuk proses yang cukup berbahaya ruang kontrol ditempatkan pada jarak yang aman dari unit proses (Coulson dan Richardson's, 2005).

Penempatan unit proses akan menentukan *layout* dari jalan, pipa dan saluran lainnya. Akses jalan dibutuhkan disetiap bangunan untuk operasi

pengerjaan dan *maintenance.* Letak utilitas disusun sehingga memberikan aliran pipa dari dan menuju unit proses yang paling ekonomis (Coulson dan Richardson's, 2005).

Area penyimpanan utama ditempatkan antara *loading* dan *unloading* fasilitas serta unit proses yang tersedia. Tangki penyimpanan yang mengandung material berbahaya ditempatkan kurang lebih 70 meter (200 ft) dari batas pabrik (Coulson dan Richardson's, 2005). Secara garis besar *layout* pabrik terbagi atas beberapa daerah utama yaitu :

1. Daerah administrasi/perkantoran, laboratorium dan fasilitas pendukung. area ini terdiri dari:

- Daerah administrasi sebgai pusat kegiatan administrasi dan keuangan pabrik yang mengatur kelancaran operasi.
- Laboratorium sebagai pusat pengendalian kualitas dan kuantitas bahan yang akan diproses serta produk yang akan dijual.
- Fasilitas-fasilitas bagi karyawan seperti poliklinik, kantin, aula, dan masjid.

2. Daerah proses dan ruang kontrol

Daerah proses dan ruang kontrol merupakan tempat alat-alat proses diletakkan dan proses berlangsung. Ruang kontrol sebagai pusat pengendalian berlangsungnya proses.

3. Daerah pergudangan, umum, bengkel dan garasi
4. Daerah utilitas dan pemadaman kebakaran

Daerah utilitas dan pemadaman kebakaran merupakan pusat lokasi kegiataan penyediaan air, *steam*, air pendingin dan tenaga listrik disediakan guna menunjang jalannya proses serta unit pemadam kebakaran.

4.3. Tata Letak Alat Proses

Konstruksi yang ekonomis dan operasi yang efisien pada unit proses tergantung pada tata letak pabrik dan spesifikasi alat. Faktor utama yang menjadi pertimbangan tata letak alat proses antara lain :

1. Pertimbangan ekonomi meliputi konstruksi dan biaya operasi

Biaya konstruksi dapat diminimalisir dengan perancangan tata letak yang memberikan jarak terpendek antara pipa-pipa proses dan kebutuhan bahan konstruksi yang sedikit.

2. Kebutuhan proses

Letak alat harus memberikan ruang yang cukup untuk masing–masing alat agar dapat beroperasi dengan baik dan pendistribusian utilitas yang mudah.

3. Kenyamanan dalam pengoperasian

Peralatan yang membutuhkan perhatian lebih dari operator harus diletakkan dekat *control room*. *Valve*, tempat pengambilan sampel, dan instrumen harus diletakkan pada posisi dan ketinggian yang mudah dijangkau oleh operator.

4. Kenyamanan dalam perawatan

Letak alat proses harus memperhatikan ruangan untuk perawatan. Misalnya pada *heat exchanger* yang memerlukan ruangan yang cukup untuk pembersihan *tube*.

5. Keselamatan

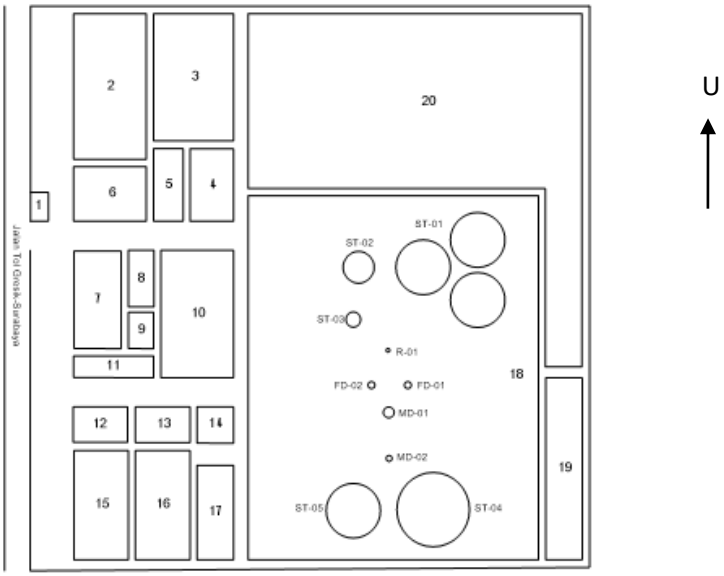
Letak alat-alat proses harus sebaik mungkin, agar jika terjadi kebakaran tidak ada yang terperangkap di dalamnya serta mudah dijangkau oleh kendaraan atau alat pemadam kebakaran.

6. Perluasan dimasa yang akan datang

Setiap pabrik yang didirikan diharapkan dapat berkembang dengan penambahan unit sehingga diperlukan susunan pabrik yang memungkinkan adanya perluasan.

7. Aliran bahan baku dan produk
8. Jalannya aliran bahan baku dan produk yang tepat akan memberikan keuntungan ekonomis yang besar, serta menunjang kelancaran dan keamanan pada saat produksi berlangsung.
9. Aliran udara

Aliran udara di dalam dan di sekitar peralatan proses perlu diperhatikan kelancarannya. Hal ini bertujuan untuk menghindari terjadinya stagnasi udara pada suatu tempat sehingga mengakibatkan akumulasi bahan kimia yang dapat mengancam keselamatan pekerja.



Gambar 4.2. Tata Letak Pabrik dan Alat Proses
Skala 1 : 1000

Keterangan :

1. Pos Keamanan
2. Kantor
3. Gedung Serbaguna
4. Pemadam Kebakaran
5. Mushola
6. Parkir Mobil
7. Poliklinik
8. Kantin
9. *Control room*
10. Utilitas
11. Parkir Motor
12. Parkir Motor
13. Bengkel
14. *Control room*
15. Laboratorium
16. Gudang
17. Parkir Truk
18. Area Proses
19. Utilitas
20. Area Perluasan

4.4. Neraca Massa

4.4.1. Neraca Massa Total

Tabel 4.1. Neraca massa total

Komponen	Input			Output		
	Arus 1 (kg/jam)	Arus 3 (kg/jam)	Arus 5 (kg/jam)	Arus 10 (kg/jam)	Arus 19 (kg/jam)	Arus 20 (kg/jam)
Propilen Oksida	8.857,29			0,69	7,69	
Etilen Oksida	0,89			0,89		
Propionaldehid	0,89			0,89		
Air	7,55	2.777,49		0,56	39,00	
Metanol			0,01	0,01		
Metil Format			0,46	0,46		
Propilen Glikol					9.422,98	10,38
Dipropilen Glikol					0,02	2.161,01
Total		**11.644,57**			**11.644,57**	

4.4.2. Neraca Massa di Reaktor (R-01)

Tabel 4.2. Neraca massa di reaktor

Komponen	Input					Output
	Arus 2 (kg/jam)	Arus 4 (kg/jam)	Arus 6 (kg/jam)	Arus 11 (kg/jam)	Arus 15 (kg/jam)	Arus 7 (kg/jam)
Propilen Oksida	8.857,29			691,83	69,25	769,47
Etilen Oksida	0,89					0,89
Propionaldehid	0,89					0,89
Air	7,55	2.777,49		5.556,57	611,08	6.207,21
Metanol			0,01			0,01
Metil Format			0,46	4,12		4,58
Propilen Glikol				83,08	0,01	9.516,44
Dipropilen Glikol				17,99		2.179,02
Total			**18.678,49**			**18.678,49**

4.4.3. Neraca Massa di *Flash Drum* (FD)

Tabel 4.3. Neraca massa di *flash drum*

Komponen	Input	Output	
	Arus 8 (kg/jam)	Arus 9 (kg/jam)	Arus 12 (kg/jam)
Propilen Oksida	769,47	692,52	76,95
Etilen Oksida	0,89	0,89	
Propionaldehid	0,89	0,89	
Air	6.207,21	5.557,12	650,08
Metanol	0,01	0,01	
Metil Format	4,58	4,58	
Propilen Glikol	9.516,44	83,08	9.433,36
Dipropilen Glikol	2.179,02	17,99	2.161,03
Total	**18.678,49**	**18.678,49**	

4.4.4. Neraca Massa di Menara Distilasi 1 (MD-01)

Tabel 4.4. Neraca massa di menara distilasi 1

Komponen	Input	Output	
	Arus 13 (kg/jam)	Arus 14 (kg/jam)	Arus 16 (kg/jam)
Propilen Oksida	76,95	69,25	7,69
Etilen Oksida			
Propionaldehid			
Air	650,08	611,08	39,00
Metanol			
Metil Format			
Propilen Glikol	9.433,36	0,01	9.433,35
Dipropilen Glikol	2.161,03		2.161,03
Total	**12.321,42**	**12.321,42**	

4.4.5. Neraca Massa di Menara Distilasi 2 (MD-02)

Tabel 4.5. Neraca massa di menara distilasi 2

Komponen	Input	Output	
	Arus 17 (kg/jam)	Arus 18 (kg/jam)	Arus 20 (kg/jam)
Propilen Oksida	7,69	7,69	
Etilen Oksida			
Propionaldehid			
Air	39,00	39,00	
Metanol			
Metil Format			
Propilen Glikol	9.433,35	9.422,98	10,38
Dipropilen Glikol	2.161,03	0,02	2.161,01
Total	**11.641,08**	**11.641,08**	

4.5. Neraca Panas

Suhu referensi yang digunakan = 25°C

4.5.1. Neraca Panas di Reaktor (R-01)

Tabel 4.6. Neraca panas di reaktor

Aliran panas masuk	kJ/jam	Aliran panas keluar	kJ/jam
Q_{in}	206.221,12	Q_{out}	9.523.854,56
ΔHr	-16.169,44	pendingin	-9.333.802,87
Total	**190.051,69**		**190.051,69**

4.5.2. Neraca Panas di *Flash Drum* (FD-01)

Tabel 4.7. Neraca panas di *flash drum*

Aliran panas masuk	kJ/jam	Aliran panas keluar	kJ/jam
Q_{in}	9.523.854,56	Q_{out}	7.219.287,75
		Q_{eks}	2.304.566,81
Total	**9.523.854,56**		**9.523.854,56**

4.5.3. Neraca Panas di Menara Distilasi 1 (MD-01)

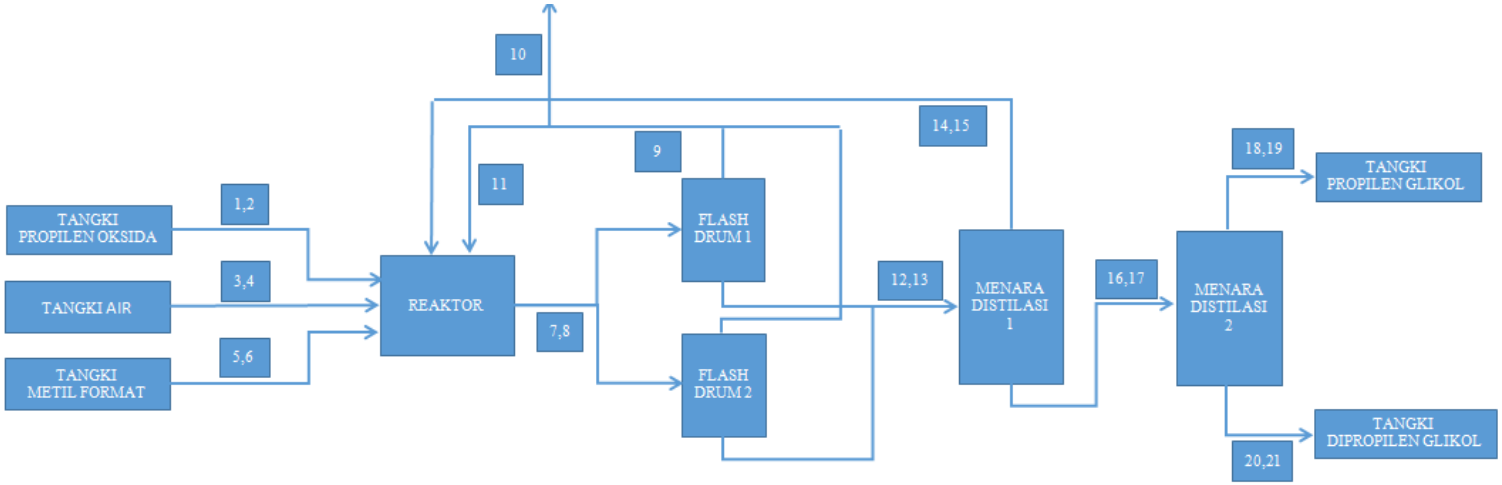
Tabel 4.8. Neraca panas di menara distilasi 1

Aliran panas masuk	kJ/jam	Aliran panas keluar	kJ/jam
Q_{umpan}	4.031.596,51	Q_{bott}	5.575.309,21
$Q_{reboiler}$	1.351.751,04	Q_{dist}	1.213,97
		Q_{cond}	-193.175,64
Total	**5.383.347,55**		**5.383.347,55**

4.5.4. Neraca Panas di Menara Distilasi 2 (MD-02)

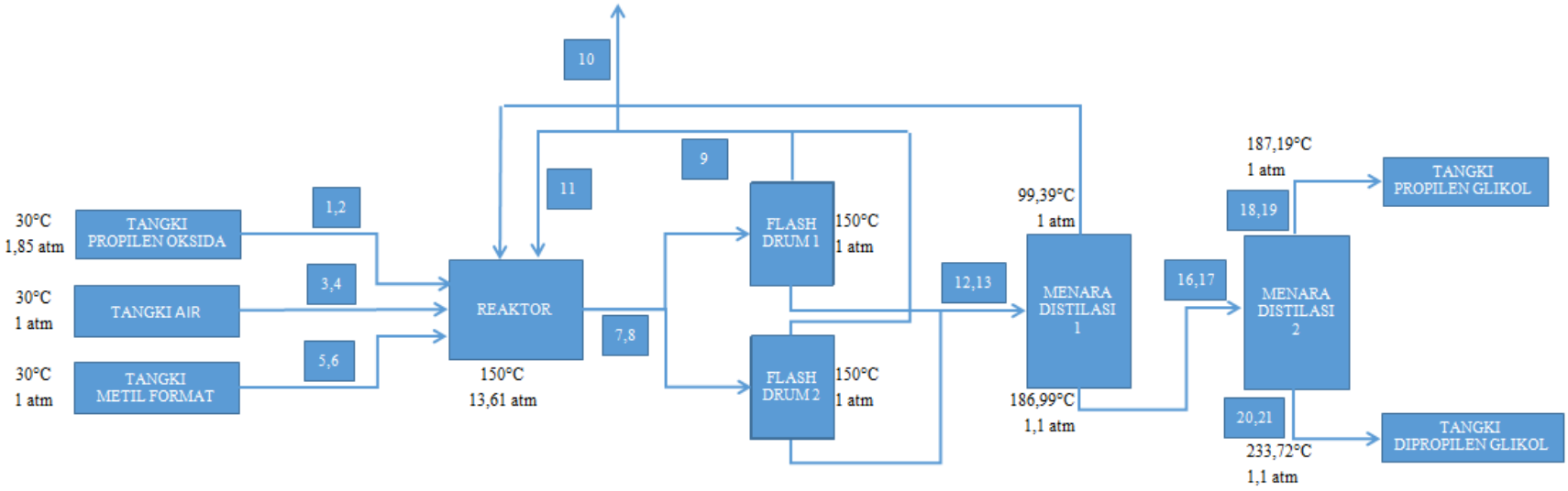
Tabel 4.9. Neraca panas di menara distilasi 2

Aliran panas masuk	kJ/jam	Aliran panas keluar	kJ/jam
Q_{umpan}	5.595.980,55	Q_{bott}	1.321.177,44
$Q_{reboiler}$	-4.268.003,90	Q_{dist}	-11.062,90
		Q_{cond}	17.862,10
Total	**1.327.976,65**		**1.327.976,65**



Gambar 4.3. Flow Diagram Kuantitatif

Komponen	Arus																				
	1	**2**	**3**	**4**	**5**	**6**	**7**	**8**	**9**	**10**	**11**	**12**	**13**	**14**	**15**	**16**	**17**	**18**	**19**	**20**	**21**
Propilen Oksida	8.857,29	8.857,29					769,47	769,47	692,52	0,69	691,83	76,95	76,95	69,25	69,25	7,69	7,69	7,69	7,69		
Etilen Oksida	0,89	0,89					0,89	0,89	0,89	0,89											
Propionaldehid	0,89	0,89					0,89	0,89	0,89	0,89											
Air	7,55	7,55	2.777,49	2.777,49			6.207,21	6.207,21	5.557,12	0,56	5.556,57	650,08	650,08	611,08	611,08	39,00	39,00	39,00	39,00		
Metanol					0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01											
Metil Format					0,46	0,46	4,58	4,58	4,58	0,46	4,12										
Propilen Glikol							9.516,44	9.516,44	83,08		83,08	9.433,36	9.433,36	0,01	0,01	9.433,35	9.433,35	9.422,98	9.422,98	10,38	10,38
Dipropilen Glikol							2.179,02	2.179,02	17,99		17,99	2.161,03	2.161,03			2.161,03	2.161,03	0,02	0,02	2.161,01	2.161.01
Total	**8.866,61**	**8.866,61**	**2.777,49**	**2.777,49**	**0,47**	**0,47**	**18.678,49**	**18.678,49**	**6.357,07**	**3,49**	**6.353,59**	**12.321,42**	**12.321,42**	**680,34**	**680,34**	**11.641,08**	**11.641,08**	**9.469,70**	**9.469,70**	**2.171,39**	**2.171,39**



Gambar 4.4. Flow Diagram Kualitatif

4.6. Utilitas

Unit utilitas merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang jalannya proses produksi pada suatu industri kimia. Proses produksi dalam suatu pabrik tidak akan berjalan dengan baik jika tidak terdapat utilitas. Karena itu utilitas memegang peranan penting dalam pabrik. Perancangan diperlukan agar dapat menjamin kelangsungan operasi suatu pabrik. Unit-unit utilitas yang harus ada dalam pabrik antara lain:

1. Unit penyedia dan pengolahan air (*Water System*)
2. Unit pembangkit steam (*Steam Generation System*)
3. Unit pembangkit dan pendistribusian listrik (*Power Plant and Power Distribution System*)
4. Unit penyedia udara instrumen (*Instrument Air System*)
5. Unit penyedia bahan bakar
6. Unit pengolahan limbah

4.6.1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water system*)

Tugas dari unit ini adalah menyediakan air untuk keperluan industri maupun rumah tangga. Dalam memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air yang berasal dari sumur, sungai, danau maupun laut. Pada perancangan pabrik ini, sumber air yang digunakan untuk keperluan utilitas berasal dari sungai yang tidak terlalu jauh dengan lokasi pabrik. Air tersebut akan digunakan sebagai :

a) Air pendingin

Ada beberapa faktor yang menyebabkan air digunakan sebagai media pendingin, yaitu :

- Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah yang besar.
- Mudah dalam pengaturan dan pengolahannya.
- Dapat menyerap sejumlah panas per satuan volume yang tinggi dan tidak terdekomposisi.
- Tidak mengalami penyusutan yang berarti dalam batasan dengan adanya temperatur pendinginan.

b) Air umpan boiler

Dalam penanganan air umpan boiler, hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain:

- Kandungan senyawa yang menimbulkan korosi

Kandungan senyawa asam dan garam dapat menimbulkan korosi pada alat boiler.

- Kandungan senyawa yang menimbulkan kerak (*scale reforming*)

Kerak terbentuk karena adanya kesadahan dan paparan suhu tinggi, biasanya berupa garam-garam silikat dan karbonat. Kerak tersebut menyebabkan isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat dan apabila kerak tersebut pecah dapat menimbulkan kebocoran.

- Kandungan senyawa yang menyebabkan pembusaan (*foaming*)

Pembusaan dapat terjadi karena adanya zat-zat organik, anorganik, dan zat-zat tidak larut dalam jumlah yang besar dan pada alkalinitas tinggi. Air umpan

boiler yang disediakan untuk kebutuhan proses adalah excess 10% dari kebutuhan total boiler. Sehingga kebutuhan air umpan boiler berdasarkan perhitungan adalah sebanyak 35.102,65 kg/jam.

- Air konsumsi dan sanitasi

Air yang digunakan untuk keperluan konsumsi dan sanitasi harus memenuhi beberapa syarat yang meliputi syarat fisik, syarat kimia, dan syarat bakteriologis.

1. Syarat fisik
   - Suhunya sama dengan suhu lingkungan
   - Berwarna jernih
   - Tidak berbau
2. Syarat kimia
   - Tidak mengandung zat organik maupun zat anorganik
   - Tidak beracun
3. Syarat bakteriologis
   - Tidak mengandung bakteri-bakteri yang membahayakan tubuh

4.6.1.1. Pengolahan Air

Sebelum digunakan, air perlu diolah terlebih dahulu secara fisika maupun kimia. Hal ini bertujuan untuk menyediakan air yang sesuai dengan baku mutu air yang diperbolehkan maupun syarat air yang dapat digunakan untuk alat *heat exchanger*. Tahapan-tahapan pengolahan air ini meliputi:

1. *Clarifier*

Clarifier merupakan alat/tempat untuk menjernihkan air baku yang keruh dengan cara melakukan pengendapan. Mula-mula air sungai diumpankan ke tangki terlebih dahulu. Setelah itu diaduk dengan kecepatan tinggi dan ditambahkan bahan – bahan kimia. Bahan – bahan kimia yang digunakan adalah $Al_2(SO_4).18H_2O$ dan Na_2CO_3 yang berfungsi sebagai flokulan.

Pada *clarifier*, partikel padat seperti pasir dan kerikil akan diendapkan dengan cara injeksi alum ($Al_2(SO_4).18H_2O$) sehingga membentuk flok. Selain itu ditambahkan NaOH sebagai pengatur pH. Air tersebut kemudian dialirkan ke bagian tengah *clarifier* untuk proses diaduk. Selanjutnya air akan keluar melalui pinggiran *clarifier* sebagai *overflow*, sedangkan flok yang terbentuk atau *sludge* akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala pada waktu yang telah ditentukan.

2. Penyaringan

Air dari *clarifier* kemudian dialirkan menuju *sand filter*. Hal ini bertujuan untuk memisahkan partikel – partikel padatan yang masih terbawa. Kemudian air tersebut dialirkan menuju *filter water reservoir* sebelum distribusikan menuju unit demineralisasi. *Back washing* pada *sand filter* dilakukan secara berkala dengan tujuan menjaga kemampuan penyaringan alat.

3. Demineralisasi

Pada unit ini terjadi penghilangan kandungan mineral-mineral dalam air seperti Ca^{2+}, Mg^{2+}, K^{+}, Fe^{2+}, Al^{3+}, HCO^{3-}, SO_4^{2-}, Cl^{-} dengan bantuan resin. Air yang dihasilkan berupa air bebas mineral yang sebagian diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler dan sisanya sebagai air proses. Demineralisasi perlu dilakukan karena dapat mencegah timbulnya kerak dan korosi pada ketel uap (boiler) maupun *heat exchanger*. Proses-proses dimenarilisasi air umpan :

- Mula-mula air diumpankan ke *cation exchanger* yang berfungsi untuk menukar ion-ion positif/kation (Ca^{2+}, Mg^{2+}, K^{+}, Fe^{2+}, Al^{3+}) menjadi anion dan ion H^{+}. Alat ini sering disebut *softener* yang mengandung resin jenis *hydrogen-zeolite.* Resin yang berada didalam *cation exchanger* berupa ion H^{+} berfungsi sebagai pengganti kation yang dikandung dalam air. Pada keluaran *cation exchanger* air mengandung. Berikut adalah reaksi yang terjadi didalam *cation exchanger* :

  $$CaCO_3 \longrightarrow Ca^{2+} + CO_3^{-} \quad (4.1)$$

  $$MgCl_2 + R - SO_3 \longrightarrow MgRSO_3 + Cl^{-} + H^{+} \quad (4.2)$$

  $$Na_2SO_4 \text{ (resin)} \longrightarrow Na^{2+} + SO_4^{2-} \quad (4.3)$$

  Tertukarnya ion H^{+} dari kation-kation yang ada dalam air umpan, menyebabkan air keluaran *cation exchanger* mempunyai pH 3,7 dan *Free Acid Material* $CaCO_3$ sekitar 12 ppm. *Free Acid Material* merupakan salah satu parameter untuk mengukur tingkat kejenuhan resin. Normalnya sebesar 12 ppm. Apabila FMA turun dapat dikatakan resin telah jenuh

sehingga perlu diregenerasi dengan H_2SO_4 dengan konsentrasi 4 %, reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut :

$$Mg + RSO_3 + H_2SO_4 \longrightarrow R_2SO_3H + MgSO_4 \quad (4.4)$$

- Selanjutnya air dialirkan menuju *degassifier*. Alat ini berfungsi untuk menghilangkan gas CO_2 dengan cara menggelembungkan udara ke dalam air menggunakan blower.
- Air diumpankan ke *anion exchanger* yang berfungsi sebagai alat penukar anion-anion (HCO^{3-}, $SO4^{2-}$, Cl^-,NO^{3+}, dan CO^{3-}) yang terdapat di dalam air umpan. Di dalam *anion exchanger* mengandung resin jenis *Weakly Basic Anion Exchanger* (WBAE) dimana anion-anion dalam air umpan ditukar dengan ion OH^- dari asam-asam yang terkandung di dalam umpan *exchanger* menjadi bebas dan berkaitan dengan OH^- yang lepas dari resin yang mengakibatkan terjadinya netralisasi sehingga pH air keluar *anion exchanger* kembali normal, kemudian ada penambahan konsentrasi OH^- sehingga pH akan cenderung basa.Batasan yang diijinkan pH (8,8 - 9,1), kandungan Na^+ = 0,08 - 2,5 ppm. Kandungan silica pada air keluaran *anion exchanger* merupakan titik tolak bahwa resin telah jenuh (12 ppm). Resin diregenerasi menggunakan larutan NaOH 4%. Air keluaran *cation* dan *anion exchanger* ditampung dalam tangki air demineralisasi sebagai penyimpan sementara sebelum dipakai sebagai air proses dan sebelum diproses lebih lanjut di unit deaerator.

4. Daerator

Setelah diolah pada unit demineralisasi, air masih mengandung gas gas terlarut terutama O_2. Apabila gas-gas tersebut dibiarkan dengan kadar yang tinggi dapat menyebabkan korosi. Adapun cara yang dilakukan untuk mengurangi kadar gas-gas tersebut, yaitu proses mekanis dan kimiawi. Proses mekanis dilakukan dengan cara mengontakkan air umpan dengan uap bertekanan rendah, sehingga sebagian besar gas dapat terlarut dalam air dan terlepas menuju atmosfer. Selanjutnya dilakukan proses kimiawi dengan ditambahkan bahan kimia *hidrazin* (N_2H_4). Adapun reaksi yang terjadi adalah:

$$2N_2H_2 + O_2 \longrightarrow 2H_2O + 2N_2 \qquad (4.5)$$

4.6.1.2. Kebutuhan Air

1. Kebutuhan Air Pembangkit *Steam*

Tabel 4.10. Kebutuhan air pembangkit *steam*

Nama Alat	Kebutuhan (kg/jam)
HE-01	8747,92
HE-02	7073,19
HE-03	1,05
HE-05	692,43
HE-06	1.070,16
RB-01	11.458,10
RB-02	209,36
Total	**29.252,21**

Air pembangkit *steam* sebanyak 90% digunakan kembali, maka *make up* yang diperlukan adalah sebanyak 10%. Sehingga *make up steam* sebesar

= 10% x 29.252,21 kg/jam= 5.850,44 kg/jam

- *Blowdown* 10%

= 10% x 29.252,21 kg/jam= 5.850,44 kg/jam

Jumlah air *make up*

= 5.850,44 kg/jam + 5.850,44 kg/jam= 11.700,88 kg/jam

2. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 4.11. Kebutuhan air pendingin

Nama Alat	**Kebutuhan (kg/jam)**
HE-04	17.914,69
HE-07	15.745,64
HE-08	6.882,49
CD-01	23.501,15
CD-02	2.304,95
Jaket reaktor	3.092,97
Total	**68.497,04**

- Jumlah air yang menguap (We)

= 0,00085 x 68.497,04 kg/jam x 55,80= 3.248,81 kg/jam

- *Blowdown* (Wb)

= 3.248,81 kg/jam / (5-1)=812,20 kg/jam

- Jumlah air yang terbawa aliran keluar tower (Wd)

= 0,15% x 68.497,04 kg/jam= 102,75 kg/jam

- Jumlah air *make up*

= 4.176,02 kg/jam

3. Air Untuk Perkantoran dan Rumah Tangga

Asumsi kebutuhan air 1 orang = 100 kg/hari (Sularso, 2000)

Jumlah karyawan = 150 orang

Tabel 4.12. Kebutuhan air perkantoran dan rumah tangga

No	Penggunaan	Kebutuhan (kg/hari)
1	Karyawan	15.000
2	Pemadam kebakaran	1000
3	Laboratorium	500
4	Bengkel	200
5	Poliklinik	300
6	Kantin, mushola, taman, dll	1.500
Jumlah		**18.500**

Total kebutuhan air

= (29.252,21 + 11.700,88 + 68.695,52 + 4.176,02 + 18.500/24) kg/jam

= 108.745,03 kg/jam

4.6.2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)

Unit penyediaan steam merupakan unit yang bertujuan untuk mencukupi kebutuhan steam selama proses produksi. Steam tersebut digunakan sebagai pemanas pada heat exchanger maupun reboiler. Untuk mengubah air menjadi steam jenuh dipilih boiler jenis *Water Tube* berkapasitas 42.123,18 kg/jam dengan kondisi operasi :

Tekanan = 10,41 atm

T_1 (suhu air) = 32°C

T_2 (steam jenuh) = 183°C

T_{avg} = 107,5°C

Beban panas boiler=105.327.739,27 BTU/jam

Pada *water tube boiler*, air umpan boiler dialirkan melalui susunan pipa, sedangkan pembakaran gas terjadi pada sisi barel. Karakteristik pada jenis ini ialah mampu menghasilkan jumlah steam yang relatif banyak, mempunyai kapasitas yang besar, nilai efisiensi relatif tinggi, serta tungku pembakaran mudah untuk dijangkau saat akan dibersihkan.

4.6.3. Unit Pembangkit dan Pendistribusian Listrik (*Power Plant and Power Distribution System*)

Berfungsi sebagai tenaga penggerak untuk peralatan proses maupun penerangan. Kebutuhan listrik dalam pabrik dipenuhi dari PLN dan generator. Dengan adanya cadangan dari generator sebesar 93,03 kW, kebutuhan listrik tetap terpenuhi apabila sewaktu-waktu terdapat gangguan dari PLN.

Tabel 4.13. Kebutuhan listrik alat proses dan utilitas

Nama Alat	Daya (HP)
P-01	0,5
P-02	0,25
P-03	0,05
P-04	2
P-05	0,08
P-06	0.08
P-07	1,5
P-08	1,5
P-09	3
P-10	2
P-11	0,75
PMT-01	1

CF-01	20
PU-01	5
PU-02	2
PU-03	3
PU-04	1
PU-05	0,33
PU-06	1,5
PU-07	1
PU-08	0,05
PU-09	1
PU-10	0,05
PU-11	0,05
CT-01	6
Total	**52,11**

Kebutuhan listrik untuk penerangan = 9,70 kW

Kebutuhan listrik kantor (AC, komputer) = 13,5 kW

Total kebutuhan listrik = 38,86 kW + 9,70 kW + 13,5 Kw = 62,06 kW

4.6.4. Unit Penyedia Udara Instrumen (*Instrument Air System*)

Untuk menggerakkan instrumen-instrumen digunakan udara tekan. Udara tekan didistribusikan pada tekanan 15-20 psig dalam kondisi bersih. Mekanisme untuk memuat udara tekan yaitu dengan cara menekan udara lingkungan menggunakan kompresor (CP-01) yang dilengkapi dengan filter (penyaring) udara hingga mencapai tekanan 20 psig. Total kebutuhan udara tekan untuk pabrik ini sebesar 42 m^3/jam.

4.6.5. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyediaan bahan bakar bertujuan untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar yang digunakan pada boiler dan pembangkit generator. Jenis bahan bakar yang dipilih adalah solar, dengan spesifikasi :

Specific gravity = 0,87

Densitas = 870 kg/m^3

Heating value =18774,94 BTU/lbm

Alasan pemilihan bahan bakar tersebut antara lain karena mudah didapat, ekonomis, dan mudah dalam penyimpanan. Kebutuhan bahan bakar didapatkan dari PT. PERTAMINA (Persero) sebanyak 0,0088 m^3/jam dan disimpan dalam tangki bahan bakar.

4.6.6. Unit Pengolahan Limbah

Unit pengolahan limbah bertujuan untuk mengolah limbah yang dihasilkan dalam pabrik, sehingga tidak mencemari lingkungan sekitar. Limbah yang dihasilkan meliputi :

1. *Recycle purging* yang terdiri dari propilen oksida, etilen oksida, propionaldehid, air, metanol, metil format sebanyak 3,5 kg/jam.
2. Air buangan sanitasi yang berasal dari toilet, dapur, dan pencucian. Limbah tersebut dikumpulkan dalam unit stabilisasi kemudian diolah dengan lumpur aktif, aerasi, dan injeksi klorin. Klorin berfungsi sebagai desinfektan yang dapat membunuh mikroorganisme penyebab penyakit.
3. Air sisa pencucian peralatan yang mengandung minyak. Minyak tersebut berasal pelumas peralatan maupun tumpahan saat pengisian bahan bakar. Pemisahan antara air dan minyak didasarkan pada perbedaan berat jenis. Minyak yang berada dibagian atas dialirkan menuju tungku pembakaran,

kemudian air yang berada di bagian bawah dialirkan menuju penampungan akhir dan dibuang.

4. Air buangan utilitas yang berasal dari unit demineralisasi dan sisa regenerasi resin. Air ini bersifat asam atau basa sehingga diperlukan penetralan (hingga pH 7) menggunakan H_2SO_4 atau NaOH sebelum dialirkan menuju penampungan akhir dan dibuang.

4.7. Laboratorium

Laboratorium merupakan salah satu bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi. Laboratorium sebagai sarana untuk melakukan riset atau penelitian mengenai pengendalian bahan baku, bahan penunjang, proses maupun produk. Disamping itu berperan dalam pengendalian pencemaran lingkungan, baik udara maupun limbah cair, sehingga dapat meningkatkan dan menjaga kualitas produksi perusahaan.

Laboratorium dibawah bagian produksi sistem kerjannya terbagi menjadi dua kelompok, yaitu *non-shift* dan *shift*. Tugas kelompok non-shift antara lain :

- Menyiapkan reagen untuk analisa laboratorium.
- Menganalisa bahan baku, bahan penunjang, dan produk.
- Menganalisa limbah yang menyebabkan pencemaran.
- Melakukan penelitian dan percobaan untuk kelancaran proses produksi.

Analisa yang dilakukan kelompok *non-shift* adalah analisa khusus yang sifatnya tidak rutin. Sedangkan tugas kelompok shift antara lain :

- Menganalisa bahan baku, bahan penunjang, dan produk.
- Menganalisa limbah yang menyebabkan pencemaran.
- Melakukan pemantauan *performance* proses produksi terhadap pencemaran lingkungan.
- Melakukan pemantauan mutu air yang berkaitan langsung dengan proses produksi.

Analisa yang dilakukan kelompok *shift* bersifat rutin. Berbeda dengan kelompok *non-shift* yang bekerja seperti karyawan kantor, kelompok *shift* bekerja selama 24 jam/hari, sehingga diperlukan pembagian shift.

4.8. Keamanan, Kesehatan, dan Keselamatan Kerja (K3)

Keamanan, kesehatan dan keselamatan kerja merupakan perlindungan tenaga kerja dalam menjalankan aktivitas di lingkungan kerja yang menyangkut resiko baik jasmani dan rohani para pekerja. Perlindungan bagi pekerja merupakan kewajiban perusahaan demi menjaga lingkungan dan mencegah terjadinya kecelakaan kerja. Dalam pelaksanaanya, setiap karyawan diwajibkan menggunakan *safety eqiupment* ketika berada di area produksi. *Safety equipment* yang dikenakan seperti sepatu safety, kacamata, *ear plug*, masker, helm, serta alat bantu pernafasan apabila udara sekitar kotor dan beracun.

Untuk mencegah terjadinya kecelakaan kerja dapat dilakukan dengan cara melengkapi semua mesindan peralatan kerja yang digunakan oleh para karyawan dengan alat yang dapat mencegah atau menghentikan kecelakaan dan gangguan keamanan kerja, seperti alat pemadam kebakaran. Pendidikan dan pelatihan

kepada para pekerja juga diperlukan sehingga para karyawan dapat menerapkan kebiasaan cara bekerja yang aman.

4.9. Manajemen Perusahaan

4.9.1. Bentuk Perusahaan

Pabrik propilen glikol yang akan didirikan, mempunyai klasifikasi sebagai berikut :

- Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT.)
- Kapasitas produksi : 75.000 ton/tahun
- Lokasi : Gresik, Jawa Timur

Alasan dipilihnya bentuk Perseroan Terbatas pada perusahaan ini dilatar belakangi atas beberapa pertimbangan-pertimbangan antara lain :

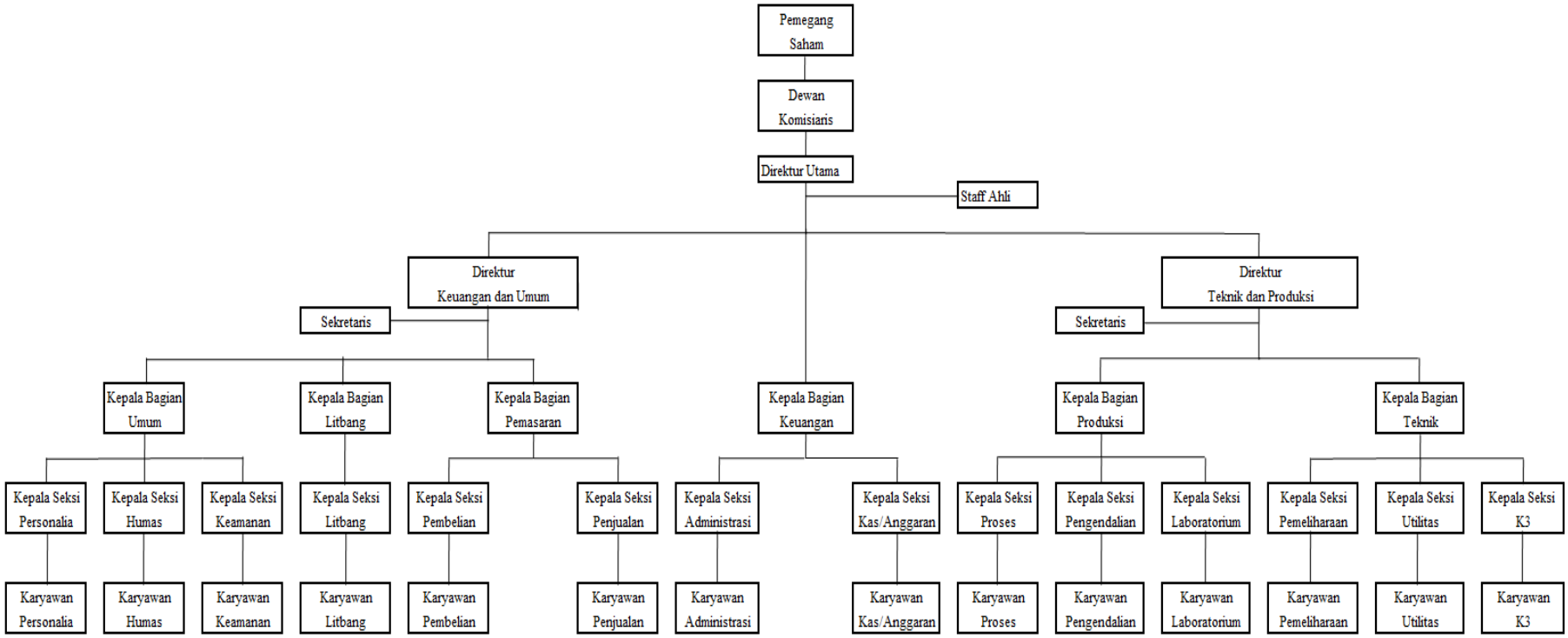
1. Mudah mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain. Pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta staff yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta staff dan karyawan.
5. Efisiensi dari manajemen para pemegang saham duduk dalam dewan komisaris dan dewan komisaris ini dapat memilih dewan direksi diantaranya Direktur utama yang cukup berpengalaman.

6. Lapangan usaha lebih luas.

4.9.2. Struktur Oganisasi

Untuk menjalin komunikasi dan kerjasama yang baik antar karyawan, maka diperlukan suatu struktur organiasi. Struktur organisasai ini didasarkan pada bentuk dan kebutuhan perusahaan. Jenjang kepimpinan dalam struktur organisasi meliputi :Pemegang Saham

a. Dewan Komisaris
b. Direktur Utama
c. Direktur
d. Kepala Bagian
e. Kepala Seksi
f. Karyawan dan Operator



Gambar 4.5. Struktur Organisasi Perusahaan

4.9.3. Tugas dan Wewenang

4.9.3.1. Pemegang Saham

Pemegang saham atau pemilik saham memegang kekuasaan tertinggi dalam suatu perusahaan. Pemegang saham terdiri dari beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk Tugas dan wewenang pemegang saham antara lain :

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

4.9.3.2. Dewan Komisiaris

Dewan komisaris merupakan pelaksana dari para pemegang saham. Tugas dan wewenang dewan komisiaris antara lain :

1. Melakukan penilaian dan persetujuan rencana direksi mengenai kebijakan umum, target laba perusahaan, alokasi sumber dana, dan arah pemasaran.
2. Mengawasi tugas-tugas direktur utama.

4.9.3.3. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan. Direktur utama bertanggung jawab kepada pemegang saham dan dewan komisiaris terhadap segala kebijakan perusahaan yang telah diambil. Tugas dan wewenang direktur umum antara lain :

1. Menjaga kestabilan organisasi perusahaan, sehingga komunikasi antara pemilik saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen dapat berlangsung dengan baik.
2. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.

4.9.3.4. Kepala Bagian

Kepala bagian bertanggung jawab kepada direktur utama. Tugas umum kepala bagian adalah mengkoordinasi, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan kerja sesuai bidangnya. Berdasarkan bidangnnya, kepala bagian terdiri dari :

1. Kepala Bagian Umum

Tugas kepala bagian umum antara lain mengatur hubungan antara perusahaan dengan karyawan maupun konsumen, serta menjaga keamanan baik internal dan eksternal yang berkaitan dengan perusahaan. Dalam pelaksanaannya, kepala bagian umum membawahi seksi personalia, seksi humas, dan seksi keamanan.

2. Kepala Bagian Litbang

Kepala bagian litbang bertugas untuk mengatur kelancaran dalam penelitian-penelitian dan pengembangan yang dilakukan perusahaan. Kepala bagian ini membawahi seksi litbang.

3. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala bagian pemasaran bertugas untuk mengatur kelancaran dalam pembelian bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Kepala bagian ini membawahi seksi pembelian dan seksi penjualan.

4. Kepala Bagian Keuangan

Kepala bagian keuangan bertanggung jawab kepada direktur dalam bidang administrasi dan keuangan serta membawahi seksi administrasi dan seksi keuangan.

5. Kepala Bagian Produksi

Tugas kepala bagian produksi adalah mengatur kelancaran produksi termasuk pemeriksaan mutu. Kepala bagian produksi membawahi seksi proses, seksi pengendalian, dan seksi laboratorium.

6. Kepala Bagian Teknik

Tugas kepala bagian teknik adalah mengatur kegiatan yang berhubungan dengan peralatan proses, utilitas, dan fasilitas yang berhubungan dengan keselamatan kerja. Kepala bagian teknik membawahi seksi pemeliharaan, seksi utilitas, dan seksi keselamatan kerja.

4.9.3.5. Kepala Seksi

Kepala seksi bertanggung jawab kepada kepala bagian masing-masing sesuai dengan bidangnya. Tugas kepala seksi yaitu mengatur dan melakukan koordinasi secara langsung kepada karyawan setiap seksi. Berdasarkan bidangnya, kepala seksi terdiri dari :

1. Kepala Seksi Personalia
2. Kepala Seksi Humas
3. Kepala Seksi Keamanan
4. Kepala Seksi Litbang
5. Kepala Seksi Pembelian
6. Kepala Seksi Penjualan
7. Kepala Seksi Administrasi
8. Kepala Seksi Kas/Anggaran
9. Kepala Seksi Proses
10. Kepala Seksi Pengendalian
11. Kepala Seksi Laboratorium
12. Kepala Seksi Pemeliharaan
13. Kepala Seksi Utilitas
14. Kepala Seksi K3

4.9.4. Jam Kerja Karyawan

Pabrik propilen glikol akan beroperasi selama 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam dalam 1 hari. Untuk perbaikan, perawatan, dan *shutdown* dilakukan pada sisa hari diluar hari libur. Karena proses produksi berlangsung secara *continue*, maka karyawan dibagi menjadi 2 kelompok, yaitu karyawan *shift* dan *non-shift.*

Bagi karyawan *non shift* pada saat hari libur nasional tidak masuk kerja. Berbeda dengan karyawan *shift*, pada saat hari libur harus tetap bekerja

dengan catatan hari tersebut dapat diperhitungkan sebagai jam lembur. Setiap karyawan mendapatkan hak cuti sebanyak 12 hari setiap tahunnya.

4.9.4.1. Karyawan *non shift*

Karyawan *non shift* dalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Karyawan yang termasuk karyawan *non-shift* adalah direktur, staf ahli, kepala bagian, kepala seksi serta seluruh yang tugasnya berada dikantor. Dalam 1 minggu diberlakukan 5 hari kerja, dengan jadwal sebagai berikut :

- Hari Senin – Kamis

  Jam kerja : 08.00 – 16.00

  Jam Istirahat : 12.00 – 13.00

- Hari Jum'at

  Jam Kerja : 08.00 – 16.00

  Jam Istirahat :11.30 – 13.00

4.9.4.2. Karyawan *shift*

Karyawan *shift* adalah karyawan yang menangani proses produksi secara langsung, sehingga tidak dapat ditinggalkan. Karyawan yang termasuk dalam kelompok ini adalah operator produksi, sebagian dari bagian teknik, bagian gudang dan bagian utilitas, pengendalian, laboratorium, termasuk petugas keamanan yang menjaga keamanan selama proses produksi

berlangsung. Dalam 1 hari mereka bekerja secara bergantian selama dengan jadwal sebagai berikut :

- *Shift* Pagi : Jam 07.00 – 15.00
- *Shift* Sore : Jam 15.00 – 23.00
- *Shift* Malam : Jam 23.00 – 07.00

Untuk karyawan *shift* ini dibagi menjadi 4 kelompok (A / B / C / D) dimana dalam satu hari kerja, hanya tiga kelompok masuk dam ada satu kelompok yang libur. Jadwal pembagian kerja masing-masingkelompok ditampilkan dalam bentuk tabel sebagai berikut :

Tabel 4.14. Jadwal shift kerja karyawan

Shift	Hari ke-														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Pagi	D	D	D	D	D	C	C	C	C	C	B	B	B	B	B
Siang	B	A	A	A	A	A	A	D	D	D	D	D	C	C	C
Malam	C	C	C	B	B	B	B	B	A	A	A	A	A	D	D
Libur	A	B	B	C	C	D	A	A	B	B	C	D	D	A	A

Shift	Hari ke-														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Pagi	A	A	A	A	A	D	D	D	D	D	C	C	C	C	C
Siang	C	C	B	B	B	B	B	A	A	A	A	A	D	D	D
Malam	D	D	D	C	C	C	C	C	B	B	B	B	B	A	A
Libur	B	B	C	D	D	A	A	B	C	C	D	D	A	B	B

4.10. Evaluasi Ekonomi

Evaluasi ekonomi merupakan aspek yang penting dalam pendirian suatu pabrik. Dengan adanya evaluasi ekonomi dapat diperkirakan modal investasi dalam pendirian suatu pabrik.Selain itu dapat diketahui layak dan tidak layaknya pabrik untuk didirikan. Hal-hal yang perlu ditinjau dalam menghitung evaluasi ekonomi antara lain :

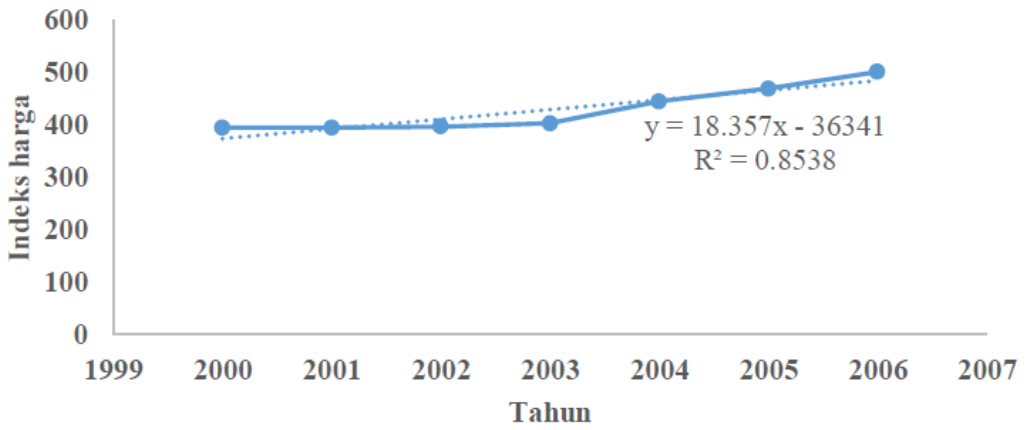
a. Modal keseluruhan (*Total Capital Investment*)
b. Biaya produksi (*Manufacturing Cost*)
c. Pengeluaran umum (*General Expense*)
d. Analisa keuntungan
e. Analisa kelayakan

4.10.1. Perkiraan Harga Alat

Dalam evaluasi ekonomi harga alat diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa.Tahun analisa perancangan pabrik ini yaitu pada tahun 2021.

Tabel 4.15. Harga index CEPCI

Tahun	Index CEPCI
2000	394
2001	394
2002	396
2003	402
2004	444
2005	468
2006	500



Gambar 4.6. Hubungan Tahun terhadap Index CEPCI

Dengan asumsi bahwa perubahan index harga peralatan tiap tahun adalah linier, sehingga diperoleh index harga peralatan pada tahun 2021 adalah sebesar 758,497. Contoh perhitungan untuk alat reaktor :

Volume = 3,60 m^3

P desain = 223,07 psi = 15,37 bar

Harga = 20 $/$m^3$ (Appendix A-Fig. A.16 Turton)

Cp° (2001)= 3,60 m^3 x 20 $/$m^3$ = 720,79 $ = Rp 1.009.000,-

C1 = -

C2 = -

C3 = 1

$$log_{10}Fp = C_1 + C_2 log_{10}P + C_3(log_{10}P)^2 \quad (4.6)$$

Fp = 394.33

B1 = 2,25

B2 = 1,82

$$C_{BM} = Cp^0(B_1 + B_2 + F_M F_P) \quad (4.7)$$

Cp (2001) = Rp 2.899.121.000,-

Sehingga harga reaktor pada tahun 2021 = Rp 5.581.155.000,-

Biaya pembelian alat proses = Rp 86.787.650.000,-

Biaya pembelian alat utilitas = Rp 104.520.694.000,-

Estimation cost (EC) = Rp 191.308.344.000,-

4.10.2. Total Capital Investment

4.10.2.1. Fixed Capital Investment (FCI)

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik secara fisik (belum beroperasi). *Fixed Capital Investment* terdiri dari biaya langsung (*direct cost*) dan biaya tidak langsung (*indirect cost*).

a. Biaya Langsung (Direct Cost)

- Biaya Pengadaan Peralatan (*Purchased Equipment Cost*)

Biaya pengadaan peralatan adalah biaya pembelian peralatan dari *seller* ke lokasi pabrik. Biaya ini terdiri dari :

Transportasi menuju pelabuhan = 10% x EC = Rp 19.130.834.000,-

Asuransi pengangkutan = 0,5% x EC = Rp 956.542.000,-

Transportasi ke lokasi = 5% x EC = Rp 9.565.417.000,-

Biaya pembelian alat (PEC) = Rp 220.961.138.000,-

- Biaya Pemasangan Alat (*Equipment Installation Cost*)

Pemasangan peralatan meliputi biaya pekerja, pondasi, penyangga, podium, biaya kontruksi dan faktor lain yan berhubungan langsung dengan pemasangan peralatan. Meliputi pemasangan, pengecatan, dan isolasi peralatan. Besarnya biaya pemasangan sekitar 25 - 55 % dari biaya peralatan (Peters & Timmerhaus, 1991).

Biaya pemasangan= 40 % x PEC = Rp 88.384.455.000,-

- Biaya Instrumentasi dan Kontrol

Biaya total instrumentasi tergantung pada jumlah kontrol yang diperlukan dan sekitar 6 – 30 % dari harga total peralatan (Peters & Timmerhaus, 1991).

Biaya instrumentasi dan kontrol = 20 % x PEC = Rp 44.192.228.000,-

- Biaya Perpipaan (*Piping Cost)*

Biaya perpipaan ini meliputi biaya pekerja pembungkus pipa, valve, fitting, pipa, penyangga, dan lainnya yang termasuk dalam pemasangan semua pipa yang digunakan secara langsung dalam proses. Besarnya biaya perpipaan sekitar 10 - 80 % dari biaya peralatan (Peters & Timmerhaus, 1991).

Biaya perpipaan = 40 % x PEC = Rp 88.384.455.000,-

- Biaya Instalasi Listrik (*Electrical Installation Cost*)

Biaya untuk intalasi listrik meliputi pekerja instalasi, material untuk daya dan lampu, serta biaya servis. Besarnya sekitar 10 -4 0 % dari total biaya peralatan (Peters & Timmerhaus, 1991).

Biaya instalasi listrik = 40 % x PEC = Rp 88.384.455.000,-

- Biaya Bangunan (*Building Including Services*)

Biaya untuk bangunan terdiri dari biaya pekerja, material, dan persediaan yang yang terpasang pada seluruh gedung dalam pabrik. Besarnya sekitar 10 - 70 % dari biaya total alat (Peters & Timmerhaus, 1991).

Biaya bangunan = 60 % x PEC = Rp 13.576.683.000,-

- Pengembangan Lahan (*Yard Improvment*)

Biaya ini meliputi biaya untuk pagar, sarana edukasi, fasilitas olahraga, jalan raya, jalan alternatif, pertamanan, dan lainnya. Dalam industri kimia nilainya sekitar 10 - 20 % dari total biaya peralatan (Peters & Timmerhaus, 1991).

Biaya pengembangan lahan = 10 % x PEC = Rp 22.096.114.000,-

- Lahan (*Land*)

Biaya untuk lahan tergantung pada lokasi properti dan nilainya dapat bervariasi tergantung faktor biaya per hektar.Untuk harga tanah di daerah industri Gresik berkisar antara Rp 7.000.000/m^2.

Biaya lahan = 23.780 m^2 x Rp 7.000.000/m^2 = Rp 167.090.000.000,-

- *Service Facilities*

Biaya ini meliputi perawatan fasilitas-fasilitas yang ada di dalam pabrik. Dalam industri kimia nilainya sekitar 30 – 80 % dari total pembelian alat (Peters & Timmerhaus, 1991).

Biaya *service facilities* = 40 % x PEC= Rp 88.384.455.000,-

Sehingga total biaya *direct cost* (DC) sebesar = 719.492.844.000,-

b. Biaya Tidak Langsung (*Indirect Cost*)

- Biaya Teknik dan Supervisi (*Engineering and Supervision Cost*)

Biaya teknik dan supervisi berkaitan dengan desain kontruksi dan teknik, gambar, akuntansi, travel, reproduksi, komunikasi, dan biaya kantor pusat. Besarnya sekitar 5 - 30 % dari total biaya langsung (Peters & Timmerhaus, 1991).

Biaya teknik dan supervise = 10 % x DC = Rp 71.949.284.000,-

- Biaya Konstruksi (*Contruction Cost*)

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda, namun dapat diperkirakan sekitar 6 - 30 % dari total biaya langsung (Peters & Timmerhaus, 1991).

Biaya konstruksi= 20 % x DC = Rp 143.898.569.000,-

- Biaya Jasa Kontraktor (*Contractor's Fee*)

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda, namun dapat diperkirakan sekitar 2 - 8 % dari total biaya (Peters & Timmerhaus, 1991).

Biaya jasa kontraktor = 8 % x DC = Rp 57.559.428.000,-

Sehingga total biaya *indirect cost* (IC) sebesar = Rp 273.407.281.000,-

Indirect Cost= *Direct Cost* + 15 % FCI (4.8)

Sehingga FCI = Rp1.168.117.794.000,-

- Biaya Tak Terduga (*Contingencies*)

Faktor biaya tak terduga biasanya dilibatkan dalam estimasiinvestasi modal untuk menjamin kejadian yang tak terduga, seperti adanya bencana badai dan banjir, perubahan harga, perubahan desain yang kecil, kesalahan dalam estimasi, dan biaya tak terduga lainnya. Biaya ini berkisar 5 - 15 % dari total FCI (Peters &Timmerhaus, 1991).

Biaya tak terduga = 10 % x FCI = Rp 116.811.779.000,-

- *Plant start up*

Sebelum pabrik beroperasi, kemungkinan akan ada perubahan-perubahan yang bertujuan untuk mengoptimumkan kondisi desain. Perubahan itu meliputi material, peralatan dan kerugian bila kapasitas pabrik menurun. Biaya ini berkisar 0 – 12 % dari modal tetap (Peters & Timmerhaus, 1991).

Biaya start up = 5 % x FCI = Rp 58.405.890.000,-

4.10.2.2. Working Capital Investment (WCI)

Working capital investment pada industri pabrik terdiri dari total uang yang diinvestasikan untuk :

- Stok bahan baku dan persediaan
- Stok produk akhir dalam proses yang sedang dibuat
- Uang diterima (*account receivable*)
- Uang terbayar (*account payable*)

- Pajak terbayar (*taxes payable*)

Perbandingan *working capital investment* terhadap *total capital investment* bervariasi pada setiap perusahaan, namun sebagian besar pabrik kimia menggunakan *working capital investment* awal sebesar 10 - 20 % dari *total capital investment*(Peters & Timmerhaus, 1991).

WCI = 15% x Total Capital Investment (TCI) (4.9)

TCI = FCI + 0,15 TCI = Rp 1.374.256.229.000,-

WCI = Rp 206.138.434.000,-

Tabel 4.16. Rincian *total cost investment*

Jenis Pengeluaran	**Biaya (Rp)**
1. *Direct Cost*	
Biaya Pengadaan Peralatan (*Purchased Equipment Cost*)	220.961.138.000,-
Biaya Pemasangan Alat (*Equipment Installation Cost*)	88.384.456.000,-
Biaya Instrumentasi dan Kontrol	44.192.228.000,-
Biaya Perpipaan (*Piping Cost*)	88.384.455.000,-
Biaya Instalasi Listrik (*Electrical Installation Cost*)	88.384.455.000,-
Biaya Bangunan (*Building Including Services*)	132.576.683.000,-
Pengembangan Lahan (*Yard Improvment*)	22.096.114.000,-
Service Facilities	88.384.455.000,-
Lahan (*Land*)	167.090.000.000,-
Total *Direct Cost*	**940.453.982.000,-**
2. *Indirect Cost*	
Biaya Teknik dan Supervisi (*Engineering and Supervision Cost*)	71.949.284.000,-
Biaya Konstruksi (*Contruction Cost*)	143.898.569.000,-
Biaya Jasa Kontraktor (*Contractor's Fee*)	57.559.428.000,-
Biaya Tak Terduga (*Contingencies*)	116.811.779.000,-
Plant start up	58.405.890.000,-
Total *Indirect Cost*	**448.624.950.000,-**
Fixed Capital Investment (FCI)	1.168.117.794.000,-
Working Capital Investment (WCI)	206.138.434.000,-
Total Cost Invesment (TCI)	**1.374.256.229.000,-**

4.10.3. Total Production Cost

4.10.3.1. Manufacturing Cost (MC)

Manufacturing cost merupakan biaya yang dikeluarkan untuk proses pembuatan produk yang terdiri dari *Direct manufacturing cost*, *Fixed charges*, dan *Plant overhead*.

a. Direct Manufacturing Cost

Direct manufacturing cost merupakan biaya yang berhubungan langsung dengan operasi manufaktur atau pembuatan suatu produk.

- Bahan Baku (*Raw Material*)

Dalam industri kimia, salah satu biaya utama dalam kelangsungan produksi adalah pembelian bahan baku. Jumlah bahan baku yang harus disuplai per satuan waktu atau per satuan produk dapat ditentukan dari proses neraca massa.

Tabel 4.17. Biaya pembelian bahan baku

Komponen	Harga ($/Kg)	Massa (Kg/jam)	Biaya (Rp/tahun)
Propilen Oksida	1,3	8.866,61	1.281.355.251.000,-
Metil Format	1,5	0,47	78.045.000,-
	Total		**1.281.433.296.000**

Sehingga biaya untuk pembelian bahan baku sebesar = Rp 1.281.433.296.000

- Utilitas (*Utilities*)

Biaya untuk utilitas terdiri dari biaya pengolahan air, biaya pembangkit steam, biaya pembangkit listrik, dan bahan bakar.

Tabel 4.18. Biaya keperluan utilitas

Komponen	Harga ($/Kg)	Massa (Kg/jam)	Biaya (Rp/tahun)
Alum	0,4	4,14	184.168.000,-
Soda kaustik (NaOH)	0,8	5,24	465.872.000,-
Kaporit	1,3	0,14	20.051.000,-
Solar (Rp/L)	11.893,91	9,37	882.290.000,-
Hidrazin (N_2H_2)	0,117	0,01	129.000,-
NaCl	0,69	0,32	24.926.000,-
NaH_2PO_4	1,2	0,03	3.981.000,-
Inhibitor (Natrium fosfat)	1,23	0,03	4.081.000,-
Total			**1.585.498.000,-**

Sehingga biaya untuk keperluan utilitas sebesar = Rp 1.585.498.000,

- Pekerja Operasi (*Operating Labor*)

Dalam industri kimia, salah satu biaya utama dalam operasi produksi adalah biaya pekerja operasi yang nilainya sebesar 10 - 20 % (Peters & Timmerhaus, 1991).

Biaya pekerja operasi (OL) = 15 % x TPC = Rp 59.011.492.000,-

- *Direct Supervisory*

Sejumlah supervisor secara langsung diperlukan untuk operasi manufaktur, Jumlah kebutuhan pegawai ini berhubungan erat dengan jumlah pekerja operasi, kompleksitas operasi, dan standar kualitas produk. Besarnya biaya direct supervisory 10 - 25 % (Peters & Timmerhaus, 1991).

Biaya direct supervisory = 1,5 % x TPC = Rp 32.227.890.000,-

- Perawatan dan Perbaikan (*Maintenence and Repair*)

Biaya perawatan dan perbaikan meliputi biaya untuk pekerja, material, dan supervisor. Biaya tahunan perawatan dan perbaikan untuk industri kimia berkisar 2 - 10% dari fixed capital investment (Peters & Timmerhaus, 1991).

Biaya perawatan dan perbaikan (MR) = 7 % x FCI = Rp 81.768.246.000,-

- *Operating Supplies*

Dalam beberapa operasi manufaktur, persediaan penunjang proses produksi dibutuhkan untuk menjaga fungsi proses secara efisien, misalnya pelumas untuk peralatan proses. Biaya tahunan untuk tipe ini sekitar 10 - 20 % dari perawatandan perbaikan (Peters & Timmerhaus, 1991).

Biaya *operating supplies* = 10 % x MR = Rp 8.176.825.000,-

- *Laboratory Charges*

Biaya tes laboratorium untuk kontrol operasi dan untuk control kualitas produk dimasukkan dalam biaya *laboratory charges*. Biaya ini umumnya dihitung dengan memperkirakan jam pekerja yang terlibat dan mengalikannya dengan tingkat yang sesuai. Nilainya berkisar 10 - 20 % dari OL atau 20 % dari TPC (Peters & Timmerhaus, 1991).

Biaya laboratory charges = 20 % x TPC = Rp 78.681.989.000,-

- Royalti dan Paten

Biaya dipersiapkan untuk pembayaran paten dan royalti, karena pabrik beroperasi berdasarkan proses yang telah dipatenkan. Dan telah terdapat pabrik dengan proses yang serupa di Cina. Besarnya biaya untuk pembayaran paten dan royalti sekitar 0 – 6 % dari TPC (Peters &Timmerhaus, 1991).

Biaya paten dan royalti = 2 % x TPC =Rp 7.868.199.000,-

Direct Manufacturing Cost (DMC) = MR + OS + (38 % x TPC) (4.10)

Sehingga total direct manufacturing cost sebesar = Rp 239.440.849.000,-

b. Fixed Charges/Fixed Manufacturing Cost (FMC)

Fixed charges merupakan biaya pengeluaran yang berkaitan dengan *initial fixed capital investment*, harganya tetap dari tahun ke tahun serta tidak tergantung pada jumlah produksi. *Fixed charges* terdiri dari :

- Depresiasi (*Depreciation*)

Depresiasi merupakan penurunan nilai atau harga dari peralatan dan bangunan seiring berjalannya waktu pemakaian atau penggunaan.

Depresiasi mesin dan peralatan = 10 % x FCI =Rp 116.811.780.000,-

Depresiasi bangunan = 3 % x Bangunan = Rp 3.977.300.000,-

Sehingga depresiasi sebesar = Rp 120.789.080.000,-

- Pajak lokal (*Local Taxes*)

Nilai pajak lokal properti tergantung pada lokasi utama pabrik dan peraturan daerah tersebut. Nilai *local taxes* sebesar 1 - 4 % dari *fixed capital investment* (Peters and Timmerhaus, 1991).

Biaya *local taxes* = 4 % x FCI = Rp 46.724.712.000,-

- Asuransi (*Insurance*)

Tingkat asuransi tergantung pada tipe proses yang berlangsung pada operasi manufaktur dan tingkat ketersediaan fasilitas keamanan atau perlindungan.

Nilainya sekitar 0,4 - 1 % dari *fixed capital investment* (Peters and Timmerhaus, 1991).

Biaya asuransi = 1 % x FCI =Rp 11.681.178.000,00

Fixed Charges = Depresiasi + Local taxes + Asuransi = Rp 179.194.970.000,-

Sehingga total *fixed charges* sebesar = Rp 179.194.970.000,-

c. Plant overhead Cost (POC)

Plant overall cost merupakan biaya untuk keperluan seperti rumah sakit dan pelayanan kesehatan, perawatan umum pabrik, pelayanan keselamatan, fasilitasrekreasi, pensiun, kontrol laboratorium, pengepakan, perlindungan pabrik, fasilitas pengiriman dan penerimaan barang dan sebagainya. Nilai *plant overhead cost* sekitar 5 – 15 % dari *total production cost* (Peters & Timmerhaus, 1991).

Biaya plant overhead = 10 % x TPC = Rp 39.340.994.000,-

Manufacturing cost = direct manufacturing cost + fixed charges + plant overhead

Sehingga total manufacturing cost (MC) sebesar = Rp 2.142.279.087.000,-

4.10.3.2. General Expenses

General expenses merupakan biaya umum yang termasuk dalam operasi perusahaan. Terdiri dari biaya administrasi, distribusi dan pemasaran, riset dan pengembangan, serta biaya bunga.

- Biaya Administrasi (Administrative Cost)

Biaya administratif adalah gaji karyawan keseluruhan termasuk diantaranya adalah Direktur Utama, Direktur, Staf Ahli, Kepala Bagian, Kepala Seksi, Sekretaris, Karyawan Shift dan Karyawan non Shift.

Tabel 4.19. Rincian gaji karyawan

Jabatan	Gaji/bulan (Rp)	Jumlah	Total Rp/Tahun
Direktur Utama	60.000.000	1	720.000.000
Direktur Teknik dan Produksi	50.000.000	1	600.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	50.000.000	1	600.000.000
Staff Ahli	35.000.000	1	420.000.000
Sekretaris	28.000.000	2	720.000.000
Ka. Bag Umum	25.000.000	1	300.000.000
Ka. Bag. Litbang	25.000.000	1	300.000.000
Ka. Bag. Pemasaran	25.000.000	1	300.000.000
Ka. Bag. Keuangan	25.000.000	1	300.000.000
Ka. Bag. Produksi	25.000.000	1	300.000.000
Ka. Bag. Teknik	25.000.000	1	300.000.000
Ka. Sek. Personalia	20.000.000	1	240.000.000
Ka. Sek. Humas	20.000.000	1	240.000.000
Ka. Sek. Keamanan	20.000.000	1	240.000.000
Ka. Sek. Litbang	20.000.000	1	240.000.000
Ka. Sek. Pembelian	20.000.000	1	240.000.000
Ka. Sek. Penjualan	20.000.000	1	240.000.000
Ka. Sek. Administrasi	20.000.000	1	240.000.000
Ka. Sek. Kas/Anggaran	20.000.000	1	240.000.000
Ka. Sek. Proses	20.000.000	1	240.000.000
Ka. Sek. Pengendalian	20.000.000	1	240.000.000
Ka. Sek. Laboratorium	20.000.000	1	240.000.000
Ka. Sek. Pemeliharaan	20.000.000	1	240.000.000
Ka. Sek. Utilitas	20.000.000	1	240.000.000
Ka. Sek. K3	20.000.000	1	240.000.000
Karyawan Personalia	10.000.000	4	480.000.000
Karyawan Humas	10.000.000	3	360.000.000
Karyawan Keamanan	4.500.000	6	324.000.000

Tabel 4.20. Rincian gaji karyawan (lanjutan)

Karyawan Litbang	8.000.000	4	384.000.000
Karyawan Pembelian	8.000.000	4	384.000.000
Karyawan Penjualan	8.000.000	7	672.000.000
Karyawan Administrasi	8.000.000	3	288.000.000
Karyawan Kas/Anggaran	8.000.000	3	288.000.000
Karyawan Proses	10.000.000	39	4680.000.000
Karyawan Pengendalian	10.000.000	5	600.000.000
Karyawan Laboratorium	8.000.000	4	384.000.000
Karyawan Pemeliharaan	8.000.000	8	768.000.000
Karyawan Utilitas	8.000.000	8	768.000.000
Karyawan K3	8.000.000	8	768.000.000
Dokter	15.000.000	2	360.000.000
Perawat	5.000.000	4	240.000.000
Sopir	4.000.000	5	240.000.000
Cleaning service	3.500.000	8	336.000.000
Peralatan kantor			25.000.000
Legal,fee dan audiring			40.000.000
Komunikasi			55.000.000
Total			**20.592.000.000**

Sehingga biaya untuk gaji karyawan sebanyak 150 orang sebesar = Rp 20.592.000.000

- Biaya Pemasaran dan Distribusi (*Distribution and Marketing Cost*)

Biaya pemasaran dan distribusi tergantung pada barang utama yang dihasilkan, produk lain yang dijual perusahaan, lokasi pabrik, dan kebijakan perusahaan. Dalam industri kimia besarnya biaya ini sekitar 2 - 20 % dari biaya *total production cost* (Peters and Timmerhaus, 1999).

Biaya pemasaran dan distribusi = 20 % x TPC = Rp 78.681.989.000,-

- Biaya Riset dan Pengembangan (*Research and Development Cost*)

Biaya ini termasuk gaji dan upah untuk semua pekerja sesuai jenis pekerjaan,

biaya tetap, operasiseluruh mesin dan peralatan, biaya untuk barang persediaan, dan biaya lain-lain. Dalam industri kimia, biaya ini sekitar 2 - 5 % dari biaya *total production cost* (Peters and Timmerhaus, 1999).

Biaya riset dan pengembangan = 4 % x TPC = Rp 15.736.398.000,-

- *Finance (Interest)*

Bunga dipertimbangkan sebagai kompensasi yang dibayarkan untuk penggunaan modal yang dipinjam. Tingkat bunga tahunan sebesar 0 - 10 % dari *total capital investment* (Peters and Timmerhaus, 1999).

Bunga (*interest*) sebesar = 8 % x TCI = Rp 109.940.498.000,-

General expenses = Biaya administrasi + Biaya distribusi dan pemasaran + Biaya riset dan pengembangan + Finance= Rp 224.782.885.000,-

Sehingga general expenses (GE) sebesar = Rp 224.782.885.000,-

Tabel 4.21. Rincian *total product cost*

Manufacturing Cost	**Rp**
1. *Direct Manufacturing Cost*	
Bahan Baku(*Raw Material*)	1.283.018.793.000,-
Utilitas (Utilities)	1.585.498.000,-
Perawatan dan Perbaikan *(Maintenance and Repair Cost)*	81.768.246.000,-
Pekerja Operasi (Operating labor)	59.011.492.000,-
Direct Supervisory	59.011.449.000,-
Operating supplies	8.176.825.000,-
Laboratory charges	78.681.989.000,-
Patents and Royalties	7.868.199.000,-
Total *Direct Manufacturing Cost*	**1.923.743.124.000,-**
2. *Fixed Charges*	
Depresiasi (*Depreciation*)	120.789.080.000,-
Pajak Lokal (*Local Taxes*)	46.724.712.000,-
Asuransi (*Insurance*)	11.681.178.000,-

Tabel 4.22. Rincian *total product cost* (lanjutan)

Total Fixed Charges	**179.194.970.000,-**
3. *Plant Overhead Cost*	39.340.994.000,-
General Expenses	
1. Administrative Cost	20.592.000.000,-
2. Distribution and Selling Cost	78.681.989.000,-
3. Research and Development Cost	15.736.398.000,-
4.Finance (Interest)	109.940.499.000,-
Total *General Expenses*	**224.782.885.000,-**
Total *Product Cost* (TPC)	**2.148.911.508.000,-**
Manufacturing Cost + General Expenses	

4.10.4. Analisis Kelayakan (*Profitability Analisis*)

Analisis kelayakan diperuntukan untuk mengetahui apakah suatu pabrik layak untuk didirikan dilihat dari segi ekonominya. Untuk itu perlu diketahui harga penjualan dari produk yang dihasilkan. Analisis kelayakan ekonomi dapat diketahui dengan dua metode, yaitu: metode analisis kelayakan linier dan metode analisis kelayakan discounted cash flow.

Tabel 4.23. Pendapatan penjualan produk

Produk	Produksi (kg/jam)	Harga ($/kg)	Pendapatan (Rp/tahun)
Propilen Glikol	9.469,70	2,1	2.210.670.008.000,-
Di-propilen Glikol	2.171,39	2,1	506.902.809.000,-
Total			**2.717.572.816.000,-**

Sehingga total pendapatan dari penjualan produk sebesar

= Rp 2.717.572.816.000,-

Dengan keuntungan

Sales	= Rp 2.717.572.816.000,-
Total cost	= Rp 2.148.911.508.000,-
Profit before tax (Pb)	**= Rp 568.661.308.000,-**
Taxes	= 20 % x Pb = Rp 113.732.262.000,-
Profit after tax (Pa)	**= Rp 45.492.905.000,-**

Metode Analisis Kelayakan Linier

- **Percent Return of Investment**

Percent Return of Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

$$ROI = \frac{profit}{TCI} x100\% \quad (4.11)$$

ROI before tax = 41,38 %

ROI after tax = 33,10 %

Batasan minimum Persen *Return on Investmen* (ROI) untuk industri kimia adalah 11% untuk *low risk* dan 44% untuk *high risk.*

- **Pay Out Time**

Pay Out Time adalah jangka waktu pengembalian investasi (modal) berdasar keuntungan perusahaan dan penyusutan (depresiasi).

$$POT = \frac{FCI}{(profit+0{,}1FCI)} \quad (4.12)$$

POT before tax = 1,7 tahun

POT after tax = 2 tahun

- **Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)**

Usia ekonomi pabrik dihitung dengan persamaan:

$$n = \frac{FCI - salvage\ value}{depresiasi} \quad (4.13)$$

= 8,7 tahun

Analisis Ekonomi Discounted Cash Flow (DCF)

Modal sendiri = 52 % x TCI (asumsi)= Rp 714.613.239.000,-

Modal pinjaman = TCI – Modal sendiri = Rp 659.642.990.000,-

Bunga bank rata-rata tiap tahun = 6 %

Fixed Capital (FCI) = Rp 1.168.117.794.000,-

Working Capital (WCI) = Rp 206.138.434.000,-

- Cash Flow = Profit After Taxes + Depreciation + Finance

Asumsi : Cash Flow (Cj) tetap setiap tahun

Cf = Rp 685.658.624.000,-

- Salvage Value (SV)

Asumsi : 10 % FCI,

SV = Rp 116.811.780.000,-

- Umur alat , N = 10 tahun

Persamaan DCFROR

$$(FCI+WCI)(1+i)^N = \sum_{J=1}^{N} C_j (1+i)^{N-j} + WCI + SV \quad (4.14)$$

Trial i = 15,28 %

- **Break Even Point**

Break event point merupakan titik impas dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian.

Tabel 4.24. Biaya yang dibutuhkan dalam perhitungan BEP dan SDP

Jenis Biaya	Rp
Annual fixed expenses (Fa)	179.194.970.000,-
Annual regulated expenses (Ra)	
Distribution and selling cost	78.681.989.000,-
Plant overhead	39.340.994.000,-
Direct Supervisory	5.901.149.000,-
Laboratorium	78.681.989.000,-
General Expense	224.782.885.000,-
Maintenance	81.768.246.000,-
Plant supplies	8.176.825.000,-
Total	**517.334.076.000,-**
Annual sales expenses (Sa)	2.717.572.816.000,-
Annual variable expenses (Va)	
Bahan baku	1.281.433.296.000,-
Utilitas	1.585.498.000,-
Patent and royalties	7.868.199.000,-
Packaging and shipping	271.757.282.000,-
Total	**1.562.650.274.000,-**

$$BEP = \frac{Fa+0,3Ra}{(Sa-Va-0,7Ra)} x100\% \quad (4.15)$$

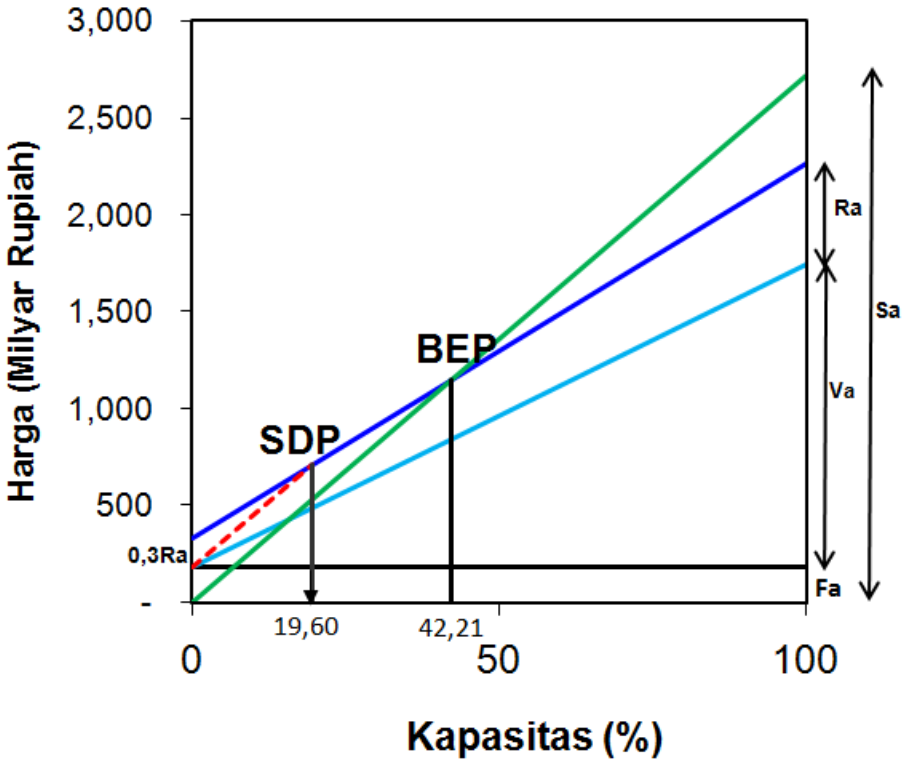
BEP = 42,21 %

- **Shut Down Point**

Shut Down Point adalah kondisi dimana penutupan pabrik lebih menguntungkan dibanding dioperasikan.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{(Sa-Va-0,7Ra)} x100\% \quad (4.16)$$

SDP = 19,60 %



Gambar 4.7. Grafik*Break Even Point*

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1. Kesimpulan

Kesimpulan yang diperoleh dari hasil laporan tugas akhir ini antara lain :

1. Pendirian pabrik propilen glikol di Indonesian dengan kapasitas 75.000 ton/tahun cukup menarik karena dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri dan dapat diekspor untuk menambah devisa negara.
2. Pabrik propilen glikol dengan kapasitas 75.000 ton/tahun membutuhkan bahan baku propilen oksida sebanyak 70.223,56 ton/tahun, air sebanyak 21.997,73 ton/tahun, dan katalis metil format sebanyak 3,71 ton/tahun.
3. Lokasi pendirian pabrik di daerah Gresik, Jawa Timur cukup menguntungkan karena mudah dalam mendapatkan bahan baku, kebutuhan utilitas, tenaga kerja, serta pendistribusian produk.
4. Resiko pendirian pabrik propilen glikol ini antara lain, pekerja dapat terpapar kebisingan, debu maupun kebakaran.
5. Hasil evaluasi ekonomi dari pendirian pabrik propilen glikol adalah sebagai berikut :
   - Keuntungan sebelum pajak = Rp 568.661.308.000,-
   - Keuntungan setelah pajak = Rp 45.492.902.000,-
   - *Return of Investment* sebelum pajak (ROI_b)= 41,38 %

- *Return of Investment* setelah pajak (ROI_a) = 33,10 %
- *Pay Out Time* sebelum pajak (POT_b) = 1,7 tahun
- *Pay Out Time* setelah pajak (POT_a) = 2 tahun
- *Break Even Point* (BEP) = 42,21 %
- *Shut Down Point* (SDP) = 19,6 %
- *Discounted Cash Flow* = 15,28%

7. Pabrik propilen glikol dikategorikan pabrik berisiko rendah *(low risk)*. Hal ini berdasarkan tinjauan bahan baku, produk dan kondisi operasinya. Selain itu dilihat dari evaluasi ekonomi, nilai ROI sebelum maupun setelah pajaknya kurang dari 44%.

5.2. Saran

Dari kesimpulan di atas pabrik propilen glikol dari propilen oksida dan air dengan kapasitas 75.000 ton/tahun layak untuk didirikan dan dikaji lebih lanjut. Pabrik tersebut dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri maupun dunia yang terus meningkat. Pemilihan alat proses, bahan baku maupun penunjang perlu diperhatikan sehingga dapat mengoptimalkan keuntungan. Selain itu dengan didirikannya pabrik ini diharapkan tidak mencemari lingkungan sekitar, baik tanah, air, maupun udara.

DAFTAR PUSTAKA

Anonim. 2017. "World Propylene Glycol Market to Reach Supply-Demand Balance in 2015". Tersedia : https://mcgroup.co.uk/news /20140418/ propylene-glycol-market-reachsuplaydemand-balance-2015.html (diakses tanggal 2 Maret 2018)

Arena, B.J. dan Plaines, D. 1983. "Hydrocracking of Polyols". U.S. Patent, 4,496,780.

Assauri, Sofjan. 1998. Manajemen Produksi, Edisi 4. Jakarta: Fakultas Ekonomi Universitas Indonesia.

Badan Pusat Statistik, 2017. "Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia". Jakarta : Badan Pusat Statistik.

Bank Indonesia, 2018. "BI Rate". Tersedia : http://www.bi.go.id (diakses tanggal 8 Mei 2018)

Bessler, P., et al. 2006. " Method for the Continuous Production of Propylene Glycol". U.S. Patent, 7,084,310 B2.

Brown, G.G. 1956. "Unit Operation", New York: John Wiley and Son, Inc.

Brownell, I.E, dan Young, E.H. 1959. "Process Equipment Design", New York: John Wiley and Son, Inc

Budiwati, Neti., 2004, "Cara Mengelola Alat dan Bahan", Jakarta: Departemen Pendidikan Nasional.

Carlos, R., et al. 2011. "Production of Propylene Glycol from Glycerol". European Patent, EP 2,540,692 A2.

Carl, J.S. 1988. *"*Encyclopedia of Industrial Chemistry*"*. Pennsylvania: John Wiley and Sons Inc.

Chan, A., et al. 2004. "Batch Manufacture of Propylene Glycol". Department of Chemical and Biomolecular Engineering University of Pennsylvania, Pennsylvania.

Coulson, J.H, dan Richardson, J.F. 2005. "Chemical Engineering, An Introducing to Chemical Engineering Design". vol. 6. Oxford: Pergamon Press.

Crosby, Philip B. 1979. "Quality is Free", New York: McGraw-Hill.

Curtis, D,J. 2014. "Process Control Instrumentation Technology". 8thed. US.

Dalai, A.K., et al. 2016. “Process for Hydrogenolysis of Glycerol”. US. Patent, 9,464.015 B2.,

Evans, F.L. 1979. “Equipment Design Handbook for Refineris and Chemical Plants”. Gulf Publishing Company, Book Divison, Houston.

Geankoplis, C.J. 1993. “Transport Processes and Unit Operations”. 3 ed. New Jersey: Prentice-Hall International, Inc.

Gehrer, E., et al. 1994. “Manufacture of 1,2-Propylene Glycol”. U.S. Patent, 5,306,847.

Jain, PL. 2001. “Quality Control and Total Quality Management”. New Delhi: Tata McGraw-Hill.

Johnson, C.D. 2014. “Process Constrol Instrumentation Technology”. 8 ed. United States America: Pearson.

Kern, D.Q. 1965. “Process Heat Transfer”. Kogakusha: Mc. Graw Hill Book Company.

Kirk, R.E., and Othmer, D.F. 1983. “Encyclopedia of Chemical Technology”. 3rd ed. New York:.John Wiley and Sons, Inc.

McKetta, J.J. 1993. “Encyclopedia of Chemical Processing and Design”. NewYork: Marcel Dekker, Inc.

Perry, R.H., dan Green, D.W. 1986. “Perry’s Chemical Engineer’s Handbook”. 6th ed. New York: Mc Graw Hill Book Co., Inc.

Peters, M.S., dan Timmerhaus, K.D. 1981. “Plant Design and Economics forChemical Engineers”. 3ed. Singapore: Mc. Graw Hill Book Company, Inc.

Powell, S.P. 1954. “Water Conditioning for Indsutry”. New York: McGraw HillBook Co., Inc.

Robeson, M.O., dan Webb, T.P. 1950. “ Hydrolysis of 1,2-Propylene Oxide to 1,2-Propylene Glycol”. U.S. Patent, 2,623,909.

Smith, J.M., dan Van Ness, H.C. 1975. “Introduction to Chemical EngineeringThermodynamics”. New York: McGraw Hill Book Co.,Inc.

Suwiknyo, E. 2017. “Sri Mulyani: Insentif Pajak Tak Gerus Penerimaan”. Tersedia : http://www.finansialbisnis.com/ (diakses tanggal14 Maret 2018)

Treyball, R.E. 1981. “Mass Transfer Operation”, 3 ed, Singapore: Mc. Graw Hill Book Company, Inc.

Walas, S.M . 1959. “Reaction Kinetics for Chemical Engineer”. New York: Mc Graw Hill Book Co., Inc.

Yaws, C.L. 1999. “Chemical Properties Handbook”. New York: Mc. Graw Hill Book Company.

LAMPIRAN A

REAKTOR

Fungsi : Mereaksikan propilen oksida dan air untuk membentuk propilen glikol dengan laju umpan sebanyak 18.678,49 kg/jam

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi: Suhu = 150 ^{o}C

Tekanan = 13,61 atm

Tujuan :

1. Menentukan jenis reaktor
2. Menghitung waktu tinggal dalam reaktor
3. Menentukan dimensi reaktor
4. Menentukan jenis pendingin

1. Menentukan jenis reaktor

Digunakan rektor jenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk karena :

- Fase umpan yang akan direaksikan adalah cair
- Fase katalis yang digunakan adalah cair
- Harga alat relatif lebih murah
- Perawatan dan pembersihan alat lebih mudah
- Konstruksi lebih sederhana

2. Menghitung waktu tinggal dan volume reaktor

- Reaksi yang terjadi dalam reaktor

  Reaksi utama :

$$C_3H_6O + H_2O \rightarrow C_3H_8O_2$$

  Reaksi samping :

$$C_3H_6O + C_3H_8O_2 \rightarrow C_6H_{14}O_3$$

Konversi reaksi 92%

Selektivitas terhadap produk :88,5 % membentuk propilen glikoldan11,5 % membentuk di-propilen glikol

- Neraca massa

Tabel A.1. Neraca massa di reaktor

Komponen	Input		Output	
	(kg/jam)	(kmol/jam)	(kg/jam)	(kmol/jam)
Propilen Oksida	9.618,38	165,61	769,47	13,25
Etilen Oksida	0,89	0,02	0,89	0,02
Propionaldehid	0,89	0,02	0,89	0,02
Air	8.952,68	496,82	6.207,21	344,46
Metanol	0,01	0,00	0,01	0,00
Metil Format	4,58	0,08	4,58	0,08
Propilen Glikol	83,09	1,09	9.516,44	125,14
Dipropilen Glikol	17,99	0,13	2.179,02	16,25
Total	**18.678,49**		**18.678,49**	

- Menentukan densitas campuran

Hubungan antara densitas sebagai fungsi suhu dapat dinyatakan dengan persamaan :

$$\rho = A.B^{-(1-\frac{T}{Tc})^n}$$

Dimana ,A, B, dan n = koefisien regresi untuk komponen kimia

T = Suhu operasi (K)

Tc = Suhu kritis (K)

Tabel A.2. Data untuk menghitung densitas setiap komponen

Komponen	**A**	**B**	**n**	**Tc**
Propilen Oksida	0,3123	0,28	0,29	482,25
Etilen Oksida	0,3140	0,26	0,28	496,15
Propionaldehid	0,2691	0,24	0,29	496,00
Air	0,3471	0,27	0,29	647,13
Metanol	0,2720	0,27	0,23	512,58
Metil Format	0,3414	0,26	0,28	487,20
Propilen Glikol	0,3184	0,26106	0,20459	626
Dipropilen Glikol	0,3334	0,265	0,2857	654

Tabel A.3. Perhitungan densitas campuran

Komponen	**massa (kg/jam)**	**ρ, (kg/m^3)**	**xi**	**ρ, x**
Propilen Oksida	9618,38	816,87	0,51	420,64
Etilen Oksida	0,89	878,75	0,00	0,04
Propionaldehid	0,89	789,96	0,00	0,04
Air	8952,68	1022,88	0,48	490,27
Metanol	0,01	782,67	0,00	0,00
Metil Format	4,58	959,88	0,00	0,24
Propilen Glikol	83,09	1028,78	0,00	4,58
Dipropilen Glikol	17,99	1013,09	0,00	0,98
Total	**18678,49**			**916,78**

- Menentukan viskositas campuran

Hubungan antara viskositas cairan sebagai fungsi suhu dapat dinyatakan dengan persamaan (Yaws, 1995) :

$$log_{10}\mu_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Dimana, μ_{liq} = Viskositas cairan (centipoise)

A, B, C = Koefisien regresi untuk setiap senyawa

T = Suhu (K)

Tabel A.4. Data koefisien regresi perhitungan viskositas

Komponen	**A**	**B** **(B x 10^{-3})**	**C** **(C x 10^{2})**	**D** **(D x 10^{6})**
Propilen Oksida	-7,2842	97,5	1,74	-19,2
Etilen Oksida	-5,7794	67,0	1,57	-19,5
Propionaldehid	-9,8172	1,27	2,46	-2,56
Air	-10,2158	1,79	1,77	-1,26
Metanol	-9,056200	1,25420	2,2383	-0,0024
Metil Format	-8,0637	1,01	2,09	-2,30
Propilen Glikol	-29,492	5,24	5,82	-4,23
Dipropilen Glikol	-13,6865	3,39	1,60	-7,17

Tabel A.5. Hasil perhitungan viskositas

Komponen	**massa (kg/jam)**	**μ, cp**	**xi**	**μ.xi**
Propilen Oksida	9618,38	0,09	0,51	0,05
Etilen Oksida	0,89	0,09	0,00	0,00
Propionaldehid	0,89	0,10	0,00	0,00
Air	8952,68	0,18	0,48	0,09
Metanol	0,01	0,15	0,00	0,00
Metil Format	4,58	0,11	0,00	0,00
Propilen Glikol	83,09	0,85	0,00	0,00
Dipropilen Glikol	17,99	0,67	0,00	0,00
Total	**18678,49**			**0,14**

- Menentukan persamaan laju reaksi

Reaksi pembentukan propilen glikol dari propilen oksida dan air merupakan reaksi direct dengan laju reaksi orde 1, sehingga persamaan laju reaksinya :

$$-r_A = kC_A$$

Dimana :$-r_A$ = laju reaksi

k = Konstanta laju reaksi, (/s)

C_A = Konsentrasi komponen A, (kmol/m^3)

Untuk nilai konstanta laju reaksi diperoleh dari jurnal *Kinetic Study of the hydration of propylene oxide in the presence ofheterogeneouscatalyst* yaitu berdasarkan persamaan 9 dari jurnal tersebut. Persamaan untuk nilai konstanta laju reaksi:

$$k = exp(15{,}72 - 8705/T)\text{x}10^4$$

Dimana, T = Suhu (K)

Sehingga nilai k = 78,14/menit

- Menentukan Volume Reaktor

Asumsi : volume cairan selama reaksi adalah tetap.

Laju alir volumetrik umpan :

$$\rho = \frac{m}{V_0}$$

$$V_0 = \frac{m}{\rho} = 20{,}37 \text{ m3/jam}$$

Neraca Massa di Reaktor:

Rin– Rout–Rreaction= Racc

Pada kondisi steady state Racc = 0

$F_{AO} - F_A - (-r_A)V = 0$

Dimana , $F_A = C_A . \frac{F_{AO} - F_A}{F_V}$

$F_{AO} = C_{AO} . F_{VO}$

$F_V = F_{V0}$

- $C_{A0} = \frac{(\frac{m}{BM})}{V_0}$

  = 8,13 kmol/m³

- $F_{A0} = C_{A0} . V_0$

  = 165,61 kmol/jam

- $F_A = F_{A0} - F_{A0}X$

  = 13,25 kmol/jam

- $C_A = \frac{F_A}{V_0}$

  = 0,65 kmol/m³

Untuk menentukan jumlah reaktor digunakan optimasi, hal ini perlu dilakukan untuk memperoleh biaya paling minimum.

Optimasi reaktor

a. Menggunakan 1 RATB

$$V = F_V \frac{C_{A0} - C_A}{-r_A}$$

$$= F_V \frac{C_{A0} - (C_{A0} - C_{A0}X)}{k.C_{A1}}$$

$$= F_V \frac{C_{A0}X}{k.(C_{A0} - C_{A0}X)}$$

$$V = 20{,}37 \frac{8{,}13\ x\ 0{,}92}{0{,}08\ x\ 0{,}65}$$

V = 3 m^3

b. Menggunakan 2 RATB

$$V_1 = F_V \frac{C_{A0} - C_{A1}}{k.C_{A1}}$$

$$= F_V \frac{C_{A0} - (C_{A0} - C_{A0}X_1)}{k.(C_{A0} - C_{A0}X_1)}$$

$$= F_V \frac{C_{A0}X_1}{k.(C_{A0} - C_{A0}X_1)}$$

$$V_2 = F_V \frac{C_{A1} - C_{A2}}{k.C_{A2}}$$

$$= F_V \frac{(C_{A0} - C_{A0}X_1) - (C_{A0} - C_{A0}X_2)}{k.(C_{A0} - C_{A0}X_2)}$$

$$= F_V \frac{C_{A0}X_2 - C_{A0}X_1}{k.(C_{A0} - C_{A0}X_2)}$$

Diperoleh :

$$X_1 = 88\%$$

$$X_2 = 92\%$$

$$V_1 = 2{,}86\ m^3$$

$$V_2 = 2{,}86\ m^3$$

c. Menggunakan 3 RATB

$$V_3 = F_V \frac{C_{A2} - C_{A3}}{k.C_{A3}}$$

$$= F_V \frac{(C_{A0} - C_{A0}X_2) - (C_{A0} - C_{A0}X_3)}{k.(C_{A0} - C_{A0}X_3)}$$

$$= F_V \frac{C_{A0}X_2 - C_{A0}X_1}{k.(C_{A0} - C_{A0}X_3)}$$

Diperoleh :

$$X_1 = 87{,}44\%$$

$$X_2 = 91{,}75\%$$

$$X_3 = 92{,}00\%$$

$$V_1 = V_2 = V_3 = 85\ m^3$$

Harga reaktor dengan bahan konstruksi stainless stell untuk V = 1000 m^3 adalah 84000 U$ pada tahun 1990. (Fig. 16-35, Peters dan Timmerhaus, 1990)

Haraga alat untuk alat yang sama dengan kapasitas berbeda dapat dihitung dengan persamaan :

$$C_b = C_a \left(\frac{b}{a}\right)^n$$

Dimana :

Ca = Harga alat pada kapasitas a

Cb = Harga alat pada kapasitas b

a = Kapasitas a

b = Kapasitas b

n = Cost exponent (nilai yang biasa dipakai adalah 0,6)

Sehingga diperoleh :

Tabel A.6. Hasil perhitungan harga optimasi reaktor

N	V reaktor (gal)	U$/Reaktor	Harga total (U$)
1	950,60	81485,11	81485,11
2	755,53	70995,53	141991,05
3	752,89	70846,48	212539,44

Berdasarkan perbandingan harga tersebut, maka dipilih 1 reaktor RATB.

Volume = 3 m^3

Over design 20% maka,

V = 1,2 x 3 m^3

V = 3,6 m^3

- Menentukan waktu tinggal

$$\tau = \frac{V}{F_A}$$

$$= \frac{C_{A0} - C_A}{kC_A}$$

$$= \frac{8{,}13 - 0{,}65}{0{,}08\ x\ 0{,}65}$$

= 0,15 jam

3. Menentukan Dimensi Reaktor

- Menentukan Diameter dan Tinggi Shell

V reaktor = Vsilinder + (2xVhead)

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

Diambil perbandingan Hl dan D =1 , karena jika Hl/D terlalu besar atau terlalu kecil maka :

- Pengadukan tidak sempurna
- Ada gradien konsentrasi di dalam reaktor
- Distribusi panas tidak merata

Sehingga :

$$V_{shell} = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$ID = \sqrt[3]{\frac{4\ x\ V_{shell}}{\pi}}$$

$$ID = \sqrt[3]{\frac{4\ x\ 3{,}6}{3{,}14}}$$

ID = 1,53 m

Hs= 1,5 x Hl

Hs= 1,83 m

$$V_{reaktor} = (\frac{1}{4}3{,}14\ x\ 1{,}53^2 x 1{,}83) + (0{,}000098 x D^3)$$

= 3,60 m^3

- Menghitung Tekanan Desain

P abs =P operasi + P hidrostatis

$$= 200{,}07 + \rho \frac{gxH}{gc\ x\ 144}$$

= 202,74 psi

Dimana, ρ = Densitas campuran, lb/ft^3

g = Percepatan gravitasi = 32,174 ft/s^2

gc = Faktor konversi percepatan gravitasi = 32,174 gm.cm/gf.s^2

Tekanan desain berkisar antar 5-10% diatas tekanan kerja normal. Dalam perancangan ini diambil tekanan desain sebesar 10% diatas tekanan kerja normal(Coulson 1988 hal 810).

P desain = 1,1 x Pabs

= 223,01 psi

= 15,17 atm

- Bahan Konstruksi

Material = *Stainless Steel SA 167 Grade 11 type 316* (Brownell and Young 1959, halaman 342)

Alasan = Sesuai digunakan untuk tekanan tinggi dan diameter besar.

- Menghitung Tebal Shell

$$ts = \frac{pID}{2fE+0,12p} + C$$

Dimana,P = tekanan dalam tangki

D = diameter tangki

E = effisiensi penggelasan = 0,85

C = faktor korosi= 0,125 in

f = allowable stress (tegangan yang diizinkan), 130 N/mm^2 =18854,94 psia(Tabel 7.6 Coulson Richardson 1990, hal. 310).

$$t_s = \frac{200,7\ x\ 1,53}{(2x18854,94x0,85) + (0,12x200,7)} + 0,125$$

= 0,51 in

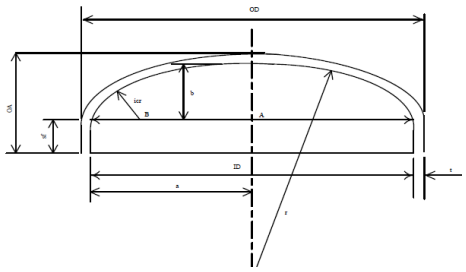
Digunakan tebal shell standar ¾ in (Tabel 5.6 Brownell and Young 1959, halaman 88).

- Menghitung Diameter Total Reaktor

OD= ID + 2.ts
= 63,04 in

Digunakan diameter standar 71 in (Dari Tabel 5.7 Brownell and Young 1959).

- Menghitung Tebal Head



Gambar A.1. Bentuk head *torishperichal*

Dipilih jenis torispherical karena tekanan operasi reaktor diatas 1 atm. Hal ini dikarenakan apabila fluida menguap reaktor tidak meledak karena tekanan yang terpusat pada salah satu sisi reaktor.

Keterangan:

t = Tebal head, in

icr = Inside corner radius, in

rc = Radius of dish, in

sf = Straight flange, in

OD = Diameter Luar, in

ID = Diameter dalam, in

b = Depth of dish, in

OA = Tinggi head, in

Tebal head :

$$th = \frac{p.rc.w}{2fE - 0{,}2p} + \mathrm{C}$$

Dimana,

$$w = \frac{1}{4}(3 + \sqrt{\frac{rc}{icr}})$$

OD = 72 in, maka

rc = 77 in

icr = 4 3/8 in

(Tabel 5.7 Brownell and Young 1959)

$$w = \frac{1}{4}(3 + \sqrt{\frac{77}{4{,}0375}})$$

w = 1,80 in

$$th = \frac{200{,}07\ x\ 77\ x\ 1{,}80}{2x18854{,}94\ x\ 0{,}85 - 0{,}2\ x\ 200{,}07} + 0{,}125$$

= 0,99 in

Digunakan tebal head standar 1 in

- Depth of Disk (b)

$$b = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - [\frac{ID}{2} icr]^2}$$

= 9,34 in

- Tinggi Head (OA)

Untuk th 1 in dipilih sf = 4 in (Tabel 5.6 Brownell and Young, 1959)

OA = th +b +sf

OA = 14,33 in

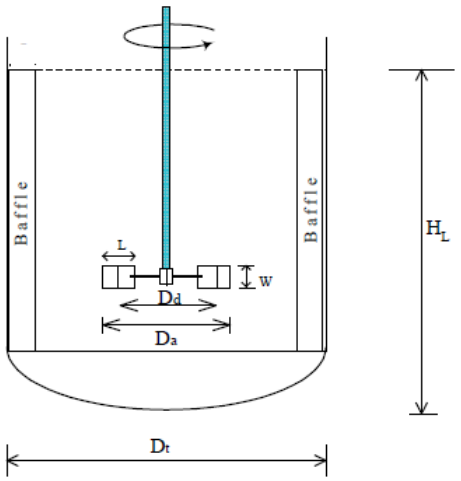
- Menghitung Tinggi Tangki Total

H = Tinggi shell +(2 x tinggi head)

= 1,83 + (2x 0,36)

= 2,60 m

- Desain Pengaduk



Gambar A.2. Basis perancangan pengaduk

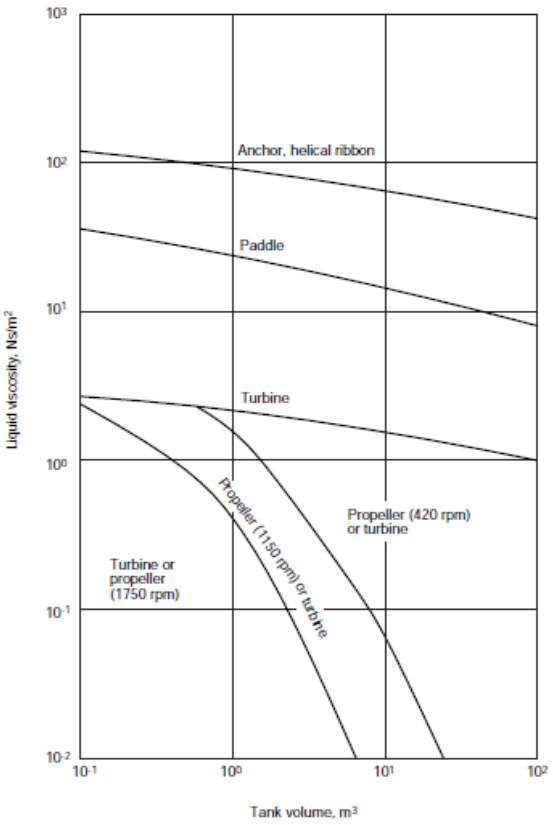
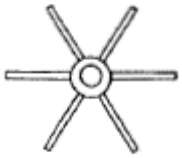


Figure 10.57. Agitator selection guide

Dari fig. 10.57 Coulson Richardson, dengan volume reaktor kurang dari 10 m^3 atau sama dengan 10 m^3 , digunakan jenis pengaduk tipe turbin. Sedangkan jenis turbin yang digunakan adalah disc six flat-blade open turbine.



Gambar A.3. Disc six flat-blade open turbin

> Diameter impeller :

Da = 1/2 Dt
= 0,78 m
Dd = 2/3 Da
= 0,52 m

> Panjang blade :

L = 1/4 Da
= 0,19 m

> Lebar baffle :

J = 1/12Dt
= 0,13 m

>Tinggi impeller :

C = 1/3 Dt
= 0,52 m

>Lebar pengaduk :

W = 1/5 Da
= 0,16 m

> Jarak pengaduk dari dasar tangki

Zi = 1/3D
= 0,52 m

> Jumlah pengaduk yang digunakan:

1 buah

Tabel A.7. Kriteria pemilihan jumlah impeller

Viskositas, cP	Max	Jumlah	Impeller Clearance	
	H/D		Lower	Upper
<25.000	1,4	1	H/3	
<25.000	2,1	2	D/3	(2/3H
>25.000	0,8	1	H/3	
>25.000	1,6	2	D/3	(2/3)H

- Daya Pengadukan

$$N'_{Re} = \frac{D_a^2 N \rho}{\mu}$$

Dimana,

Da = Diameter impeller, m

N = Kecepatan putar motor, rpm

Kecepatan putaran motor standar yang tersedia secara komersil adalah 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190 dan 320 rpm (Walas, 1990).

Digunakan N = 155 rpm

N = 1,67 rps

$$N'_{Re} = \frac{0{,}67^2\ 1{,}67\ x\ 916}{0{,}14}$$

= 10391,31 (Aliran turbulen , karena N'_{Re}> 10^4)

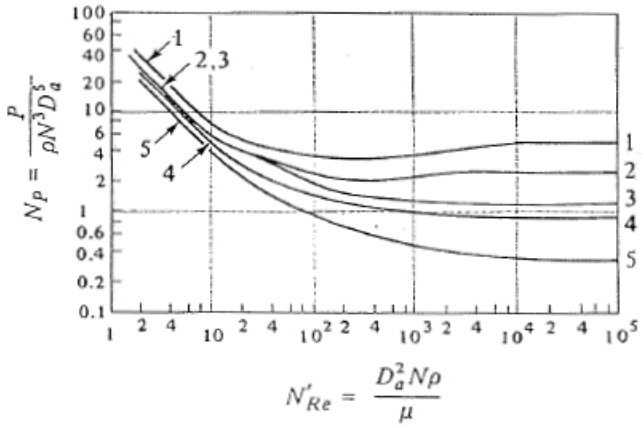


FIGURE 3.4-4. *Power correlations for various impellers and baffles (see Fig. 3.4-3c for dimensions D_a, D_t, J, and W).*

Curve 1. Flat six-blade turbine with disk (like Fig. 3.4-3 but six blades); $D_a/W = 5$; four baffles each $D_t/J = 12$.

Curve 2. Flat six-blade open turbine (like Fig. 3.4-2c); $D_a/W = 8$; four baffles each $D_t/J = 12$.

Curve 3. Six-blade open turbine but blades at 45° (like Fig. 3.4-2d); $D_a/W = 8$; four baffles each $D_t/J = 12$.

Curve 4. Propeller (like Fig. 3.4-1); pitch = $2D_a$; four baffles each $D_t/J = 10$; also holds for same propeller in angular off-center position with no baffles.

Curve 5. Propeller; pitch = D_a; four baffles each $D_t/J = 10$; also holds for same propeller in angular off-center position with no baffles.

Gambar A.4. Korelasi antara N'_{Re} dan N_P

Dari Fig. 3.4-4 diperoleh Np = 5

$$N_p = \frac{P}{\rho N^3 D_a^5}$$

Sehingga P = 18439,54 J/s= 18,44 kJ/s

Efisiensi motor pengaduk 80%, maka :P = 80% x 18,44 kJ/s= 14,75 kJ/s

4. Neraca Panas Reaktor

Hukum kekekalan energi :

Energi out = Energi in + generation– consumtion-accumulation

- Data Kapasitas Panas Liquid

  Persamaan untuk menghitung nilai kapasitas panas liquid adalah:

  $$Cp_{liquid} = A + BT + CT^2 + DT^3$$

  Dimana, T = Suhu, K

Tabel A.8. Data koefisien untuk menghitung kapasitas panas

Komponen	A	B ($B \times 10^2$)	C ($C \times 10^3$)	D ($D \times 10^6$)
Propilen Oksida	53,347	51,543	-1,8029	2,78
Etilen Oksida	35,72	42,9	-1,55	2,41
Propionaldehid	29,204	81,6	-2,74	3,77
Air	92,053	-4,00	-2,11	0,535
Metanol	40,046	-3,83	2,45	-0,217
Metil Format	42,381	57,1	-1,97	2,89
Propilen Glikol	118,614	67,283	-1,84	2,13
Dipropilen Glikol	144,536	139,78	-3,59	3,94

- Neraca panas di reaktor

Suhu umpan masuk = 303,15 K

Suhu umpan keluar = 423,15 K

Suhu referensi = 298,15 K

Tabel A.8. Perhitungan untuk menentukan neraca panas di reaktor

Komponen	Input (kmol/jam)	Cp	Qin	Output	Cp	Qout	Hf
		kJ/kmol K	kJ/jam	kmol/jam	kJ/kmol K	kJ/jam	
Propilen Oksida	165,61	604,41	100094,51	13,25	17086,09	226364,26	-298,15
Etilen Oksida	0,02	451,38	9,08	0,02	12937,43	260,14	-52,63
Propionaldehid	0,02	648,72	9,89	0,02	18283,89	278,83	-192,05
Air	496,82	377,49	187542,50	344,46	9469,50	3261881,83	-92,76
Metanol	0,00	224,08	0,07	0,00	5998,35	1,75	-98,42
Metil Format	0,08	571,46	43,57	0,08	16110,51	1228,45	-241,8
Propilen Glikol	1,09	1063,41	1161,90	125,14	27847,79	3484923,79	-421,5
Dipropilen Glikol	0,13	1736,63	233,01	16,25	45920,12	746365,62	-628
Total			**289094,52**			**7721304,66**	

Persamaan untuk menghitung panas reaksi:

$$\Delta H_{reaction} = \sum (nH_f) product - \sum (nH_f) reactants$$

>Panas pembentukan untuk reaksi utama :ΔHf =-3828,09 kJ/kmol

>Panas pembentukan untuk reaksi samping :ΔHf =-4955,99 kJ/kmol

$$\Delta H_{reaction} = \Delta H_{f\ reaksi\ utama} + \Delta H_{f\ reaksi\ samping}$$

= -8784,08 kJ/kmol

ΔHr bernilai <0 maka reaksi bersifat eksotermis sehingga menghasilkan panas

Tabel A.9. Hasil perhitungan neraca panas di reaktor

Aliran panas masuk	kJ/kmol	Aliran panas keluar	kJ/kmol
panas masuk	289094,52	panas keluar	7721304,66
ΔHr	-8784,08	pendingin	-7440994,22
	280310,44		**280310,44**

5. Desain Pendingin

Media pendingin yang digunakan adalah air.

Suhu air masuk = 30 ºC

- Data kapasitas panas air (liquid)

	A	B	C	D	Cp(J/mol K)
Air	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07	75,44

Kebutuhan air pendingin sebesar:

Q = m. Cp.ΔT

$$m = \frac{Q}{Cp.\Delta T}$$

= 2465,74 kg/jam

Pengambilan panas pada sebuah tangki proses dapat dilakukan dengan 2 cara yaitu dengan menggunakan jacket atau coil didalam tangki proses tersebut. (Kern, D., 1950, Hal:716)

*Jika luas transfer panas < luas selubung tangki : menggunakan jacket

*Jika luas transfer panas > luas selubung tangki : menggunakan coil

Luas selubung reaktor = Luas selimut silinder

$$= \pi\ x\ D_S x\ H_s = 13{,}09\ \mathrm{m}^2$$

Luas perpindahan panas yang tersedia = Luas selimut silinder + Luas penampang

$= (\pi\ x\ D_S x\ H_s) + (\frac{\pi}{4} x D_S{}^2)$

= 15,11 m²

- Luas Perpindahan Panas yang Dibutuhkan

  Dari Tabel 12.1 Coulson, didapatkan overall heat transfer U : 200-300 W/m².C.

  Dipilih:

  UD= 200 W/m²

  Q = 7440994,22 kJ/jam = 7054062,517 Btu/jam

Fluida panas	Temperatur	Fluida dingin	selisih
150	Tinggi	70	80
150	Rendah	30	120

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}}$$

= 98,65 °C

Luas transfer panas :

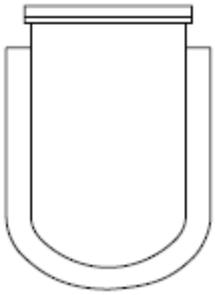
$$A = \frac{Q}{U_D x\ \Delta T_{LMTD}}$$

= 104,76 ft²

= 9,73 m²

Karena Luas transfer panas yang dibutuhkan kurang dari luas transfer panas yang tersedia, maka jaket pendingin dapat digunakan.

- Perhitungan Jaket Pendingin



Gambar A.5. Jaket vessel

Banyaknya spiral = Tinggi jaket/pitch= 5

Panjang saluran = 5 x π x D

= 25,14 m

Cross-sectional area of channel= 0,008 m

Hydraulic mean diameter = 0,06 mm

Velocity through channel,

u= 0,09 m/s

$$R_e = \frac{\rho \; x \; de \; x \; u}{\mu}$$

= 7,06 x 10^4

Dari Fig. 12.24 Coulson Richardson 2005, untuk Re=7,06 x 10^4maka jf= 0,87.

$$\Delta P = 8jf(\frac{L}{de})\rho\frac{u^2}{2}$$

= 10796,31 N/m^2

= 1,57 psi (*Allowable*)

- Menentukan Tebal Jaket Pendingin

Jenis pendingin = Air

Densitas pendingin = 1022,88 kg/m^3

$$V_{pendingin} = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{2465,75}{1022,88}$$

= 2,41 m^3/jam

$$V_{reaktor+jaket} = 1/4\pi D^2_{reaktor+jaket} H_{total}$$

$$= (\frac{1}{4}\pi D^2_{baru}\ x\ H_{total}) - (1/4\pi ID^2 x H_{total})$$

Diperoleh Dbaru = 2,32 m

Tebal jaket = $D_{baru} - OD_{vessel}$

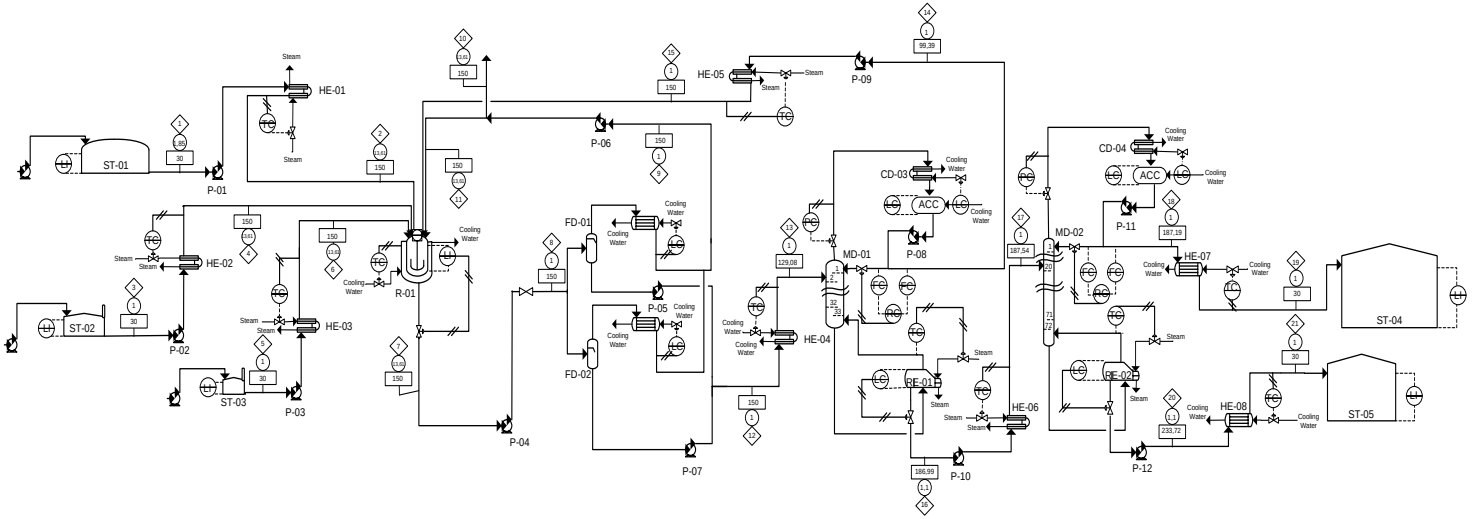
= (2,32-1,56)/2

= 0,36 m

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PRA RANCANGAN PABRIK PROPILEN GLIKOL DARI PROPILEN OKSIDA DAN AIR KAPASITAS PRODUKSI 75.000 TON/TAHUN

Nama	ST-01	ST-02	ST-03	ST-04	ST-05	R-01	FD-01/FD-02	MD-01	MD-02	CD-01/CD-02	HE-01	HE-02	HE-03	HE-04	HE-05	HE-06	HE-07	HE-08
Keterangan	Tangki Propilen Oksida	Tangki Air	Tangki Metil Format	Tangki Propilen Glikol	Tangki Di-propilen Glikol	Reaktor Propilen Glikol	Flash drum	Menara Distilasi 1	Menara Distilasi 2	Flash Drum Kondenser	Propilen Oksida Heater	Air Heater	Metil Format Heater	Flash Drum Cooler	Distilat MD-01 Heater	Bottom MD-01 Heater	Propilen Glikol Cooler	Di-propilen Glikol Cooler
Kapasitas (m^3/jam)	1.464,14	546,23	3,56	3.713,29	872,69	3,6	91,82	10,72	10,5	3,55	2,53	2,72	0,0002	13,44	0,72	13,24	10,7	2,74
Suhu operasi (°C)	30	30	30	30	30	150	150	129,08	187,54	30	250	250	250	28	200	210	28	28
Tekanan (atm)	1,85	1	1	1	1	13,61	1	1	1	1	10,41	10,42	10,43	1	10,41	10,41	1	1



Komponen	Arus (Kg/jam)																				
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21
Propilen Oksida	8.857,29	8.857,29					769,47	769,47	692,52	0,69	691,83	76,95	76,95	69,25	69,25	7,69	7,69	7,69	7,69		
Etilen Oksida	0,89	0,89					0,89	0,89	0,89	0,89											
Propionaldehid	0,89	0,89					0,89	0,89	0,89	0,89											
Air	7,55	7,55	2777,49	2.777,49			6.207.21	6.207.21	5.557,12	0,56	5.556,57	650,08	650,08	611,08	611,08	39,00	39,00	39,00	39,00		
Metanol					0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01											
Metil Format					0,46	0,45	4,58	4,58	4,58	0,46	4,12										
Propilen Glikol							9.516,44	9.516,44	83,08		83,08	9.433,36	9.433,36	0,01	0,01	9.433,35	9.433,35	9.422,98	9.422,98	10,38	10,38
Dipropilen Glikol							2.179,02	2.179,02	17,99		17,99	2.161,03	2.161,03			2.161,03	2.161,03	0,02	0,02	2.161,01	2.161,01
Total	8.866,61	8.866,61	2.777,49	2.777,49	0,47	0,47	18.678,49	18.678,49	6.357,07	3,49	6.353,59	12.321,42	12.321,42	680,34	680,34	11.641,08	11.641,08	9.469,70	9.469,70	2.171,39	2.171,39
Kondisi Operasi																					
Vapor fraction	0	0	0	0	0	0	0	0,18	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Tekanan (atm)	1,85	13,61	1	13,61	1	13,61	13,61	1	1	13,61	13,61	1	1	1	13,61	1,1	1	1	1	1,1	1
Suhu (°C)	30	150	30	150	30	150	150	150	150	150	150	150	128,09	99,39	150	186,99	187,54	187,19	30	233,72	30

Keterangan Gambar

MD : Menara Distilasi	PC	: Pressure Controller	
R : Reaktor	FC	: Flow Controller	
ST : Tangki Penyimpan	LC	: Level Controller	
FD : Flash Drum	TC	: Temperature Controller	
CD : Kondenser			
RE : Reboiler	○	: Tekanan (atm)	
HE : Heat Exchanger			
P : Pompa	▭	: Suhu (°C)	
LI : Level Indicator	◇	: Nomor arus	
RC : Ratio Controller			
C : Kompresor		: Control Valve	
ACC: Accumulator		: Electrical Signal	
: Expansion Valve		: Udara Instrument	

KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2018

Disusun oleh :
Nama : Rany Atma Widyati
NIM : 14521274
Nama : Nadia Ingrida
NIM : 14521276

Dosen Pembimbing 1
Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Rany Atma Widyati

No. MHS : 14521276

Nama Mahasiswa : Nadia Ingrida

No. MHS : 14521276

Judul Prarancangan)* : Pra Rancangan Pabrik Propilen Glikol Dari Propilen Oksida Dan Air Dengan Kapasitas 75.000 ton / tahun

Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018

Batas Akhir Bimbingan : 10 September 2018

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	16-03-2018	Konsultasi judul	
2	23-03-2018	Penentuan kapasitas perancangan	
3	29-03-2018	Data pendukung untuk menentukan kapasitas	
4	04-04-2018	Pemilihan proses yang menguntungkan	
5	06-04-2018	Spesifikasi Bahan baku, Produk, dan Pengendalian Kualitas	
6	13-04-2018	Spesifikasi Bahan baku, Produk, dan Neraca Massa	
7	20-04-2018	Neraca massa setiap alat	
8	27-04-2018	Neraca massa	
9	04-05-2018	Neraca massa	
10	11-05-2018	Neraca massa	
11	18-05-2018	Neraca massa dan Neraca panas	
12	25-05-2018	Spesifikasi tangki penyimpanan, dan reaktor	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 20-07-2018

Pembimbing,

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

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Rany Atma Widyati

No. MHS : 14521274

Nama Mahasiswa : Nadia Ingrida

No. MHS : 14521276

Judul Prarancangan)* : Pra Rancangan Pabrik Propilen Glikol Dari Propilen Oksida Dan Air Dengan Kapasitas 75.000 ton / tahun

Mulai Masa Bimbingan : 14 Maret 2018

Batas Akhir Bimbingan : 10 September 2018

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
13	31 - 05 - 2018	Spesifikasi tangki penyimpanan, reaktor, flash drum	
14	05 - 06 - 2018	Spesifikasi menara distilasi, PFD	
15	06 - 07 - 2018	Spesifikasi alat - alat dan PFD	
16	13 - 07 - 2018	Evaluasi ekonomi dan BAB IV	
17	16 - 07 - 2018	Evaluasi ekonomi dan BAB IV	
18	19 - 07 - 2018	Revisi naskah	
19	20 - 07 - 2018	Revisi naskah	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 20 - 07 - 2018

Pembimbing,

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan PraRancangan
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy